



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

(19) Cộng hòa xã hội chủ nghĩa Việt Nam (VN) (11)
CỤC SỞ HỮU TRÍ TUỆ



1-0028835

(51)⁷ C07C 29/20; C07C 49/403; C07C 45/00; (13) B
C07C 45/82; C07C 29/80; C07C 35/08

(21) 1-2017-02186

(22) 06/11/2015

(86) PCT/EP2015/075951 06/11/2015

(87) WO/2016/075047 19/05/2016

(30) 14192423.3 10/11/2014 EP; PCT/EP2015/075113 29/10/2015 EP

(45) 25/07/2021 400

(43) 25/09/2017 354A

(73) CAP III B.V. (NL)

Mauritslaan 49, 6129 EL Urmond, The Netherlands

(72) TINGE, Johan Thomas (NL); DAGUENET, Corinne (CH); VERSCHUREN, Iris (NL); MARTENS, Wilhelmus Rudolf Maria (NL); BRANDS, Roeland Wilhelmus Theodorus Maria (NL); KORTE, DE, Robert Jan (NL).

(74) Công ty TNHH Sở hữu trí tuệ Thảo Thọ Quyền (INVENCO.,LTD)

(54) QUY TRÌNH SẢN XUẤT VÀ THU HỒI LIÊN TỤC XYCLOHEXANON TỪ PHENOL VÀ HYDRO TRÊN QUY MÔ CÔNG NGHIỆP

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất và thu hồi liên tục xyclohexanon từ phenol và hydro ở quy mô công nghiệp, trong đó quy trình này bao gồm các bước:

hydro hóa phenol trong thùng phản ứng hydro hóa phenol;

tách xyclohexanon từ dòng sản phẩm đã hydro hóa trong bộ phận tách và tinh chế [II]

bao gồm ít nhất bốn bộ phận chưng cất;

trong đó ít nhất một phần nhiệt phản ứng sinh ra trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] được dùng để tạo ra hơi nước; và

trong đó tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol mà được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này là nằm trong khoảng từ 0,02 đến 0,10; và/hoặc trong đó tỷ lệ mol của xyclohexanol so với phenol mà được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này là nằm trong khoảng từ 0,001 đến 0,10.

Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất liên tục cyclohexanon từ phenol và hydro trên quy mô công nghiệp.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

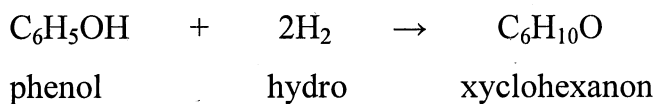
Một phần rất lớn cyclohexanon được tiêu thụ để sản xuất caprolactam, một chất trung gian dùng để sản xuất nylon 6. Hỗn hợp của cyclohexanon và cyclohexanol được dùng để sản xuất axit adipic, mà chủ yếu được chuyển hóa thành nylon 6,6. Ngoài việc cyclohexanon có thể được dùng làm dung môi công nghiệp hoặc làm chất hoạt hóa trong các phản ứng oxy hóa. Hợp chất này cũng có thể được dùng làm chất trung gian để sản xuất nhựa cyclohexanon.

Vào những năm 1930 quy trình sản xuất cyclohexanon đã bắt đầu được thực hiện trên quy mô công nghiệp, song song với quy trình sản xuất thương mại caprolactam và nylon 6. Kể từ đó khối lượng sản xuất cyclohexanon ngày càng gia tăng và hiện nay lượng cyclohexanon được sản xuất mỗi năm là trên 6 triệu tấn.

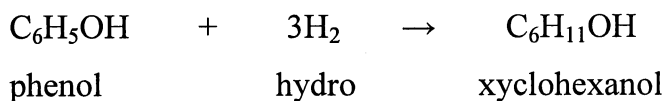
Thuật ngữ quy mô công nghiệp có nghĩa là tốc độ sản xuất ít nhất là 1.000kg cyclohexanon mỗi giờ, tốt hơn là ít nhất là 5.000kg cyclohexanon mỗi giờ và tốt nhất là 10.000kg cyclohexanon mỗi giờ.

Cyclohexanon thường được điều chế từ phenol nhờ hydro hóa có xúc tác trong thùng phản ứng hydro hóa phenol, ví dụ bằng cách sử dụng chất xúc tác platin hoặc paladi. Phản ứng này có thể được tiến hành trong pha lỏng hoặc pha khí. [Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, e.g. 3rd Edition, Vol. 7 (1979) p. 410-416; I. Dodgson et al. "A low Cost Phenol to Xyclohexanon Process", Chemistry & Industry, 18, December 1989, p. 830-833; hoặc MT. Musser "Xyclohexanol and Xyclohexanon", Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry (7th Edition, 2007), (dưới đây gọi là "Musser").

Quy trình hydro hóa phenol thành hai sản phẩm chính, cyclohexanon và cyclohexanol, có thể được mô tả bởi các phương trình hệ số tỷ lệ sau:



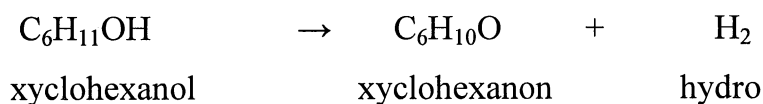
và



Ở các quy trình thông thường, thường thì cần phải điều chỉnh giữa hiệu suất của sản phẩm mong muốn (xyclohexanon và/hoặc xyclohexanol được tạo ra ở dạng phần trăm của lượng phenol được cấp), và mức chọn lọc của phản ứng (xyclohexanon và/hoặc xyclohexanol được tạo ra ở dạng phần trăm của phenol đã được chuyển hóa). Như được mô tả trong các công bố đơn nêu trên, một vài yếu tố đóng một vai trò ở đây, bao gồm nhiệt độ, việc chọn chất xúc tác, và tỷ lệ hydro/phenol được cấp.

Quy trình thông thường để điều chế và thu hồi xyclohexanon từ nguyên liệu phenol được mô tả trong tài liệu Musser hoặc trong patent Mỹ số US 3,305,586. Quy trình như vậy bao gồm hai hoặc tùy ý ba bộ phận. Xyclohexanon được điều chế ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol. Ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol, một dòng phenol mới được hydro hóa trong quy trình ở pha hơi hoặc trong quy trình ở pha lỏng. Từ bộ phận phản ứng hydro hóa phenol này, một dòng khí thổi vào chứa hydro và tùy ý các khí trơ như nitơ và/hoặc metan, và dòng sản phẩm thu được từ bộ phận phản ứng hydro hóa phenol chứa xyclohexanon và xyclohexanol, phenol và các sản phẩm phụ được xả ra. Ở bộ phận tinh chế và tách, xyclohexanon được tách ra khỏi dòng sản phẩm thu được từ bộ phận phản ứng hydro hóa phenol. Tùy ý xyclohexanol được đồng sản xuất được chuyển hóa thành xyclohexanon trong bộ phận phản ứng hydro hóa xyclohexanol.

Quy trình tách hydro xyclohexanol thành xyclohexanon có thể được mô tả bằng phương trình hệ số tỷ lượng sau:



Nói chung, phản ứng tách hydro thu nhiệt này được tiến hành ở pha khí. Một vài chất xúc tác có thể được đưa vào phản ứng tách hydro này bao gồm các chất xúc tác trên cơ sở đồng và/hoặc kẽm, kể cả các chất xúc tác bao gồm $\text{CuCrO}_4 \cdot 2\text{CuO} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, CuMgO , CuZnO , CuCrO , CuCrMnV và ZnO .

Xyclohexanon thường được thu hồi bằng quy trình chưng cất ở dạng sản phẩm giàu xyclohexanon (thường rất giàu > 90% trọng lượng) hoặc ở dạng sản phẩm gần như tinh khiết (> 99% trọng lượng). Để sản xuất nylon cao cấp, mong muốn độ tinh khiết của xyclohexanon ít nhất là 99,5% trọng lượng và tốt hơn nữa ít nhất là 99,8% trọng lượng.

Trong tài liệu 2008 Alexandre C. Dimian và Costin Sorin Bildea (Chapter 5: "Phenol Hydroation to Xyclohexanon" in "Chemical Process Design: Computer-Aided Case Studies", 2008, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGa, Weinheim, ISBN: 978-3-527-31403-4) đã bộc lộ việc tiêu thụ toàn bộ hơi nước với lượng 1,40kg hơi nước mỗi kg sản phẩm cho bộ phận phản ứng hydro hóa phenol và bộ phận tinh chế và tách. Ngoài ra bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol cần 0,49MJ nhiệt có nhiệt độ cao mỗi kg sản phẩm (2010kW nhiệt để sản xuất 4,1kg sản phẩm mỗi giây). Trong trường hợp này, sản phẩm là xyclohexanon với độ tinh khiết là 98%mol.

Như vậy, trong trường hợp này quy trình sản xuất xyclohexanon từ phenol cần 1,40kg hơi nước mỗi kg sản phẩm và 0,49MJ nhiệt mỗi kg sản phẩm.

Từ các con số này mức tiêu thụ năng lượng thực của quy trình này có thể được tính toán sau khi chuyển đổi con số tiêu thụ hơi nước được đưa ra thành con số tiêu thụ năng lượng. A.C. Dimian và các đồng tác giả thể hiện entanpy của sự bay hơi nước thành hơi nước là 2,083MJ/kg hơi nước ở trang 158 (dòng 9). Nhờ sử dụng giá trị này mức tiêu thụ năng lượng thực của quy trình này có thể được biểu thị bằng 3,4MJ (= $1,40 \times 2,083 + 0,49$) mỗi kg sản phẩm. Trong trường hợp quy trình này yêu cầu mức nhiệt 0,49MJ mỗi kg sản phẩm được cung cấp bằng cách gia nhiệt bằng hơi nước, thì cũng có thể tính toán mức tiêu thụ hơi nước thực của quy trình này. Khi đó, mức tiêu thụ hơi nước thực của quy trình này là 1,6kg (= $1,40 + 0,49 / 2,083$) hơi nước mỗi kg sản phẩm. Cần lưu ý rằng nghiên cứu tích hợp năng lượng được tiến hành bởi A.C. Dimian và các đồng tác giả được dựa trên sơ đồ quy trình sản xuất để tách chất lỏng bằng cách tiến hành theo thứ tự gián tiếp trong đó hỗn hợp đồng sôi phenol không được chưng cất ở phần cất đỉnh tháp.

Vấn đề thường gặp ở giải pháp kỹ thuật đã biết là mức tiêu thụ năng lượng thực để sản xuất xyclohexanon tinh khiết từ phenol mỗi kg sản phẩm là cao và có thể thường cao hơn mức 3MJ nhiệt mỗi kg sản phẩm. Và trong trường hợp mà toàn bộ

nhệt được cấp bởi hơi nước, thì mức tiêu thụ hơi nước thực có thể thường cao hơn mức 1,5kg hơi nước mỗi kg sản phẩm. Mức tiêu thụ nhiệt mỗi kg sản phẩm thực cao và/hoặc mức tiêu thụ hơi nước mỗi kg sản phẩm thực cao không chỉ có tác động tiêu cực đến dấu chân cacbon của quy trình, mà còn có tác động tiêu cực đến các chi phí biến đổi của quy trình sản xuất xyclohexanon. Một vấn đề khác thường gặp ở giải pháp kỹ thuật đã biết là sản phẩm thu được có độ tinh khiết chỉ bằng 98%mol, mà gần như tương đương với 98% trọng lượng, vì xyclohexanol là tạp chất chính trong sản phẩm. Việc tinh chế thêm sản phẩm thu được thành sản phẩm có độ tinh khiết bằng 99,5% trọng lượng hoặc thậm chí 99,95% trọng lượng thậm chí sẽ còn làm tăng mức tiêu thụ nhiệt thực mỗi kg sản phẩm và/hoặc mức tiêu thụ hơi nước thực mỗi kg sản phẩm.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Do đó, mục đích của sáng chế đề xuất quy trình trên quy mô công nghiệp để điều chế xyclohexanon tinh khiết, trong đó các nhược điểm trên đây được khắc phục hoặc ít nhất được làm giảm.

Do đó, mục đích của sáng chế là đề xuất quy trình điều chế xyclohexanon tinh khiết có độ tinh khiết ít nhất bằng 99,5% trọng lượng mà có mức tiêu thụ năng lượng thực mỗi kg sản phẩm thấp hơn mức đã biết. Xyclohexanon được sản xuất bằng quy trình như vậy sẽ có dấu chân cacbon được cải thiện và các chi phí biến đổi của xyclohexanon được sản xuất sẽ được làm giảm. Ngoài ra, xyclohexanon được sản xuất cũng đáp ứng các thông số kỹ thuật cần để sản xuất nylon cao cấp.

Các thiếu sót nêu trên được giải quyết nhờ sáng chế trong đó mức tiêu thụ năng lượng thực mỗi kg sản phẩm và/hoặc mức tiêu thụ hơi nước thực mỗi kg sản phẩm giảm được kết hợp với sản xuất sản phẩm có độ tinh khiết tăng trong đó ít nhất 98% (mol/mol) phenol mới được cấp được chuyển hóa thành sản phẩm (xyclohexanon). Tốt hơn là, thậm chí hơn 99% (mol/mol) phenol mới được cấp được chuyển hóa thành sản phẩm. Thậm chí tốt hơn nữa là, hơn 99,5% (mol/mol) phenol mới được cấp được chuyển hóa thành sản phẩm.

Mức tiêu thụ năng lượng thực mỗi kg sản phẩm được làm giảm nhờ kết hợp sau: I) mức chuyển hóa phenol ở mỗi bước cao trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol; II) tỷ lệ xyclohexanon so với xyclohexanol cao trong hỗn hợp phản ứng thu

được từ bộ phận phản ứng hydro hóa phenol; III) mức chọn lọc hướng về xyclohexanon ở mỗi bước cao trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol; và IV) mức tích hợp nhiệt cao trong quy trình sản xuất, thu hồi và tinh chế xyclohexanon và tùy ý trong quy trình tách hydro của xyclohexanol. Độ tinh khiết của sản phẩm được tăng lên nhờ tiến hành chưng cất với hiệu quả tinh chế tăng.

Do đó, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất và thu hồi liên tục xyclohexanon từ phenol và hydro trên quy mô công nghiệp, trong đó quy trình này bao gồm các bước:

I) hydro hóa phenol trong thùng phản ứng hydro hóa phenol ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] bằng khí hydro, khi có mặt chất xúc tác chứa platin và/hoặc paladi, nhờ đó nhiệt phản ứng được sinh ra và thu được dòng sản phẩm hydro hóa;

II) tách xyclohexanon từ dòng sản phẩm đã hydro hóa ở bộ phận tách và tinh chế [II] bằng nhiều bước bao gồm:

- i. loại các thành phần có điểm sôi thấp hơn xyclohexanon ở bộ phận chưng cất thứ nhất;
- ii. loại xyclohexanon ở bộ phận chưng cất thứ hai;
- iii. loại pha giàu xyclohexanol ở bộ phận chưng cất thứ ba; và
- iv. loại hỗn hợp chứa phenol và xyclohexanol ở bộ phận chưng cất thứ tư;

trong đó xyclohexanon này có hàm lượng xyclohexanol dưới 5000ppm (trọng lượng/trọng lượng); trong đó ít nhất một phần nhiệt phản ứng được sinh ra ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] được cấp để tạo ra hơi nước; và

trong đó hỗn hợp chứa phenol và xyclohexanol được loại ở bước iv) được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I];

khác biệt ở chỗ ít nhất một trong số các điều kiện a) hoặc b) được áp dụng:

a. tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này là nằm trong khoảng từ 0,02 đến 0,10;

b. tỷ lệ mol của xyclohexanol so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này là nằm trong khoảng từ 0,001 đến 0,10.

Tốt hơn là, tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này nằm trong khoảng từ 0,02 đến 0,08; tốt hơn nữa là nằm

trong khoảng từ 0,03 đến 0,07; tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,03 đến 0,05; ví dụ 0,04.

Tốt hơn là, tỷ lệ mol của xyclohexanol so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này nằm trong khoảng từ 0,002 đến 0,05; tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,003 đến 0,04; ví dụ 0,01.

Tốt hơn là, tỷ lệ mol của xyclohexanon hoặc phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này nằm trong khoảng từ 0,02 đến 0,10, và tỷ lệ mol của xyclohexanol so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này nằm trong khoảng từ 0,001 đến 0,10.

Tốt hơn là quy trình này còn bao gồm bước tách hydro xyclohexanol thành xyclohexanon và hydro ở bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [III]. Tốt hơn là, hydro được sinh ra ở bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [III] được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I].

Tốt hơn là, tỷ lệ mol của xyclohexanon so với xyclohexanol trong dòng sản phẩm được hydro hóa thu được ở bước I) là lớn hơn 10. Tốt hơn nữa là, tỷ lệ mol của xyclohexanon so với xyclohexanol trong dòng sản phẩm được hydro hóa thu được ở bước I) là lớn hơn 20; tốt hơn nữa là lớn hơn 40; tốt nhất là lớn hơn 80. Tốt hơn là tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol trong dòng sản phẩm hydro hóa thu được ở bước I) là lớn hơn 10. Tốt hơn là tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol trong dòng sản phẩm hydro hóa thu được ở bước I) là lớn hơn 20; tốt hơn nữa là lớn hơn 40; tốt nhất là lớn hơn 80.

Trong quy trình theo sáng chế, ở bước II), tốt hơn là mỗi bước trong số các bước i, ii, iii và iv độc lập bao gồm bước loại bỏ sản phẩm cụ thể ở phần cất đỉnh thấp. Quy trình theo sáng chế, ở bước II), tốt hơn là bao gồm: i. loại bỏ các thành phần có điểm sôi thấp hơn xyclohexanon trong phần cất đỉnh thấp ở bộ phận chưng cất thứ nhất. Tốt hơn là, quy trình theo sáng chế, ở bước II), bao gồm: ii. loại bỏ xyclohexanon trong phần cất đỉnh thấp ở bộ phận chưng cất thứ hai. Quy trình theo sáng chế, ở bước II), tốt hơn là bao gồm: iii. loại bỏ pha giàu xyclohexanol trong phần cất đỉnh thấp ở bộ phận chưng cất thứ ba. Quy trình theo sáng chế, ở bước II), tốt hơn là bao gồm: iv. loại bỏ hỗn hợp chứa phenol và xyclohexanol trong phần cất đỉnh thấp ở bộ phận chưng cất thứ tư. Do đó, tốt hơn là, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất và

thu hồi liên tục trên quy mô công nghiệp cyclohexanon từ phenol và hydro, trong đó quy trình này bao gồm các bước:

I) hydro hóa phenol trong thùng phản ứng hydro hóa phenol ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] bằng khí hydro, khi có mặt chất xúc tác chứa platin và/hoặc paladi, nhờ đó nhiệt phản ứng được sinh ra và dòng sản phẩm hydro hóa được xả ra;

II) tách cyclohexanon từ dòng sản phẩm đã hydro hóa ở bộ phận tách và tinh chế [II] bằng nhiều bước bao gồm:

- i. loại bỏ các thành phần có điểm sôi thấp hơn cyclohexanon trong phần cất đỉnh thấp ở bộ phận chưng cất thứ nhất;
- ii. loại bỏ cyclohexanon trong phần cất đỉnh thấp ở bộ phận chưng cất thứ hai;
- iii. loại bỏ pha giàu cyclohexanol trong phần cất đỉnh thấp ở bộ phận chưng cất thứ ba; và
- iv. loại bỏ hỗn hợp chứa phenol và cyclohexanol trong phần cất đỉnh thấp ở bộ phận chưng cất thứ tư;

trong đó cyclohexanon này có hàm lượng cyclohexanol dưới 5000ppm (trọng lượng/trọng lượng); trong đó ít nhất một phần nhiệt phản ứng được sinh ra ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] được cấp để sinh ra hơi nước; và

trong đó hỗn hợp chứa phenol và cyclohexanol được loại trong phần cất đỉnh thấp ở bước iv) được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I]; khác biệt ở chỗ ít nhất một trong các điều kiện a) hoặc b) được áp dụng:

a. tỷ lệ mol của cyclohexanon so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này nằm trong khoảng từ 0,02 đến 0,10;

b. tỷ lệ mol của cyclohexanol so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này nằm trong khoảng từ 0,001 đến 0,10.

Sau bộ phận chưng cất thứ nhất là bộ phận chưng cất thứ hai, sau đó là bộ phận chưng cất thứ ba, tiếp theo là bộ phận chưng cất thứ tư. Tốt hơn là, ngay sau bộ phận chưng cất thứ nhất là bộ phận chưng cất thứ hai, ngay sau đó là bộ phận chưng cất thứ ba, ngay sau đó nữa là bộ phận chưng cất thứ tư.

Theo sáng chế cyclohexanon như được loại bỏ ở bộ phận chưng cất thứ hai được xác định là chứa dưới 5000 ppm (trọng lượng/trọng lượng) cyclohexanol, tốt hơn

nữa là dưới 4000 ppm (trọng lượng/trọng lượng) xyclohexanol, tốt hơn nữa là dưới 3000 ppm (trọng lượng/trọng lượng) xyclohexanol, còn tốt hơn nữa là dưới 2000 ppm (trọng lượng/trọng lượng) xyclohexanol, và tốt nhất là dưới 1000 ppm (trọng lượng/trọng lượng) xyclohexanol. Để rõ hơn 2000 ppm (trọng lượng/trọng lượng) xyclohexanol là 0,2% trọng lượng xyclohexanol.

Độ tinh khiết của xyclohexanon được xác định là 100% trừ đi hàm lượng của xyclohexanol. Vì thế, theo định nghĩa này các tạp chất ngoài xyclohexanol không được chú ý.

Xyclohexanon chứa 2000 ppm (trọng lượng/trọng lượng) xyclohexanol, mà là 0,2% trọng lượng xyclohexanol, có độ tinh khiết bằng 99,8% trọng lượng.

Tốt hơn là, xyclohexanon thu được có độ tinh khiết ít nhất là 99,8% trọng lượng. Tốt hơn là theo sáng chế ít nhất hơn 30%, tốt hơn nữa là hơn 40%, thậm chí tốt hơn nữa hơn 50%, còn tốt hơn nữa là hơn 65%, cũng tốt hơn là hơn 80% và tốt nhất là hơn 90% nhiệt phản ứng được sinh ra ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol được cấp để sinh ra hơi nước. Lượng hơi nước sinh ra này có thể được dùng trong quy trình theo sáng chế hoặc có thể được dùng cho các ứng dụng khác. Tốt hơn là, hơi nước sinh ra được dùng để truyền năng lượng để điều chỉnh một hoặc nhiều nồi hơi ở các bộ phận chưng cất khác nhau hoặc cho bộ phận tách hydro xyclohexanol, hoặc cả hai.

Dòng sản phẩm hydro hóa thu được chứa phenol, hydro, các chất trơ và phenol được hydro hóa.

Tốt hơn là, phenol được hydro hóa trong quy trình ở pha hơi.

Mức chuyển hóa phenol ở mỗi bước ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol hoạt động liên tục được xác định là $(\text{phenol}^{\text{vào}} - \text{phenol}^{\text{ra}})/\text{phenol}^{\text{vào}}$, nhờ đó $\text{phenol}^{\text{vào}}$ là lưu lượng của phenol được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol, được biểu thị ở dạng mol/giây, và $\text{phenol}^{\text{ra}}$ là lưu lượng của phenol được xả khỏi bộ phận phản ứng hydro hóa phenol, được biểu thị ở dạng mol/giây.

Mức chọn lọc mỗi bước ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol hoạt động liên tục được xác định là $(\text{xyclohexanon}^{\text{ra}} - \text{xyclohexanon}^{\text{vào}})/(\text{phenol}^{\text{vào}} - \text{phenol}^{\text{ra}})$, nhờ đó

$\text{xyclohexanon}^{\text{vào}}$ là lưu lượng của xyclohexanon được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol, được biểu thị ở dạng mol/giây,

xyclohexanon^{ra} là lưu lượng của xyclohexanon được xả khỏi bộ phận phản ứng hydro hóa phenol, được biểu thị ở dạng mol/giây,

phenol^{vào} là lưu lượng của phenol được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol, được biểu thị ở dạng mol/giây, và

phenol^{ra} là lưu lượng của phenol được xả khỏi bộ phận phản ứng hydro hóa phenol, được biểu thị ở dạng mol/giây.

Tốt hơn là, mức chọn lọc mỗi bước ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol là lớn hơn 90%. Tốt hơn nữa là, mức chọn lọc này lớn hơn 91%, ví dụ lớn hơn 92%, 93%, 94%, 95% hoặc 96%.

Tốt hơn là, mức chuyển hóa phenol ở mỗi bước ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol là lớn hơn 86%. Tốt hơn nữa là, mức chuyển hóa này lớn hơn 88%; ví dụ lớn hơn 90%, 92%, 94%, 96%.

Pha giàu xyclohexanol được xác định là pha có hàm lượng xyclohexanol lớn hơn 50% trọng lượng, tốt hơn là lớn hơn 75% trọng lượng và thậm chí tốt hơn nữa là lớn hơn 85% trọng lượng.

Pha hữu cơ giàu xyclohexanon được xác định là pha có hàm lượng xyclohexanon lớn hơn 98% trọng lượng, tốt hơn là lớn hơn 99% trọng lượng và thậm chí tốt hơn nữa là lớn hơn 99,5% trọng lượng.

Xyclohexanon được sản xuất một cách kinh tế với mức chuyển hóa phenol cao, mức chọn lọc sản phẩm cao, độ tinh khiết sản phẩm cuối cao và mức tiêu thụ năng lượng thực giảm.

Ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được tạo ra trong quy trình liên tục nhờ hydro hóa phenol có xúc tác. Chất xúc tác hydro hóa được dùng chủ yếu là chất xúc tác hydro hóa (có nền) bất kỳ có khả năng xúc tác phản ứng hydro hóa phenol. Thông thường, chất xúc tác hydro hóa (có nền) bao gồm một hoặc nhiều một hoặc nhiều kim loại có hoạt tính xúc tác và bao gồm chất tăng xúc tác. Một hoặc nhiều kim loại này có thể được chọn lọc cụ thể từ nhóm bao gồm paladi, platin, ruteni, rodi, iridi, rubidi và osimi. Paladi, platin hoặc hỗn hợp của chúng là các kim loại có hoạt tính xúc tác được ưu tiên, cụ thể là cho phản ứng hydro hóa phenol, đặc biệt cho phản ứng hydro hóa thành xyclohexanon hoặc hỗn hợp của xyclohexanon và xyclohexanol, trong đó xyclohexanon là thành phần chính trong số hai thành phần

này. Nói chung, chất mang bất kỳ có thể được sử dụng thích hợp để dùng trong phản ứng hydro hóa hợp chất quan tâm, kết hợp với nguyên liệu xúc tác mà nó mang. Các chất mang cụ thể thích hợp có thể được chọn từ nhóm bao gồm nhôm oxit, cacbon hoạt tính, titan oxit, canxi cacbonat và muội than. Chất mang khác mà có thể được sử dụng là silic oxit. Chất mang đặc biệt được ưu tiên vì có độ ổn định tốt trong các điều kiện phản ứng và/hoặc mức chuyển hóa được cải thiện là chất mang được chọn từ nhóm bao gồm nhôm oxit và cacbon hoạt tính.

Nhôm oxit đặc biệt được ưu tiên làm chất mang cho một phương án trong đó phenol được hydro hóa được cấp vào thùng phản ứng ở dạng hơi.

Cacbon hoạt tính đặc biệt được ưu tiên làm chất mang cho một phương án trong đó phenol được hydro hóa được cấp vào thùng phản ứng ở dạng lỏng.

Tốt hơn là, chất xúc tác phản ứng hydro hóa được dùng là chất xúc tác có nền, bao gồm chất tăng xúc tác chứa muối kim loại kiềm hoặc kim loại kiềm thổ. Tốt hơn là, chất xúc tác phản ứng hydro hóa được dùng là chất xúc tác có nền, bao gồm chất tăng xúc tác được chọn từ nhóm bao gồm các hydroxit kim loại kiềm, các hydroxit kim loại kiềm thổ, các oxit kim loại kiềm thổ, các (bi)cacbonat của kim loại kiềm và các (bi)cacbonat của kim loại kiềm thổ.

Chất tăng xúc tác được bổ sung vào để làm tăng thời gian hoạt tính và mức chọn lọc đối với sản phẩm mong muốn của chất xúc tác. Thời gian hoạt tính ngắn tức là, tốc độ khử hoạt tính cao, có nghĩa là tần suất gián đoạn quy trình để tái tuần hoàn hoặc thay thế chất xúc tác cao, dĩ nhiên là, thời gian hoạt động giảm và chi phí tăng. Mức chọn lọc thấp hơn có nghĩa là một phân đoạn phenol lớn hơn được chuyển hóa thành sản phẩm ngoài cyclohexanon.

Hỗn hợp chất xúc tác/chất mang/chất tăng xúc tác được ưu tiên hơn là paladi trên chất mang nhôm oxit. Tùy ý, Na ở dạng NaHCO_3 được bổ sung làm chất tăng xúc tác.

Hỗn hợp chất xúc tác/chất mang/chất tăng xúc tác được ưu tiên nhất là 1% trọng lượng paladi trên chất mang nhôm oxit, với 1% trọng lượng Na (ở dạng NaHCO_3) được bổ sung làm chất tăng xúc tác.

Thùng phản ứng hydro hóa được sử dụng trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol có thể là loại thùng phản ứng bất kỳ thích hợp để thực hiện phản ứng hydro hóa

hợp chất cần được hydro hóa, cụ thể là thùng phản ứng bất kỳ thích hợp để thực hiện phản ứng hydro hóa phenol. Ví dụ, thùng phản ứng có thể được chọn từ các thùng phản ứng tầng đã nạp, thùng phản ứng huyền phù đặc, thùng phản ứng trao đổi nhiệt loại ống lồng với chất xúc tác trong các ống và có tạo hơi nước và loại thùng phản ứng thích hợp khác bất kỳ. Tốt nhất là, phản ứng hydro hóa theo sáng chế được tiến hành trong thùng phản ứng trao đổi nhiệt loại ống lồng. Tốt nhất là, trong thùng phản ứng trao đổi nhiệt loại ống lồng như vậy, các ống được nạp đầy chất xúc tác có nền. Tốt nhất là, thùng phản ứng trao đổi nhiệt loại ống lồng như vậy được nạp nước, ví dụ nước cấp nồi hơi hoặc nước ngưng, vào thể tích bên ngoài các ống để loại bỏ nhiệt phản ứng, nhờ đó hơi nước được sinh ra. Tùy ý, hơi nước được sinh ra được dùng cho các mục đích gia nhiệt.

Bộ phận tách và tinh chế thường bao gồm một số bộ phận chưng cất. Bộ phận chưng cất, như được sử dụng ở đây là một thiết bị bao gồm một cột chưng cất hoặc nhiều cột chưng cất được lắp song song, mỗi cột có chức năng như nhau, một vài cột trong số các cột này có thể là cột chưng cất chân không. Ngoài ra, bộ phận này có thể bao gồm các phần điển hình khác của thiết bị chưng cất, như thiết bị đun lại và thiết bị ngưng tụ.

Mức tiêu thụ năng lượng thực của quy trình, được biểu thị ở dạng MJ mỗi kg xyclohexanon được sản xuất, được xác định là tổng mức năng lượng được tiêu thụ bởi các bước tiêu thụ năng lượng trừ đi tổng mức năng lượng được sinh ra bởi các bước sinh năng lượng. Các bước tiêu thụ năng lượng được xác định là các bước của quy trình trong đó nhiệt từ bên ngoài bước quy trình được nạp vào bước quy trình thông qua một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt. Các bước sinh năng lượng được xác định là các bước quy trình trong đó nhiệt từ bên trong bước quy trình được xả khỏi bước quy trình thông qua một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt.

Mức tiêu thụ hơi nước thực, được biểu thị ở dạng kg hơi nước mỗi kg xyclohexanon được sản xuất, được xác định là tổng lượng hơi nước được tiêu thụ bởi các bước tiêu thụ hơi nước trừ đi tổng lượng hơi nước được sinh ra ở các bước sinh hơi nước. Các bước tiêu thụ hơi nước được xác định là các bước quy trình trong đó hơi nước từ bên ngoài bước quy trình được nạp vào bước quy trình thông qua một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt. Các bước sinh hơi nước được xác định là các bước quy

trình trong đó hơi nước thu được từ bên trong bước quy trình được xả khỏi bước quy trình thông qua một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt.

Tốt hơn là theo sáng chế, để đạt được mức tinh khiết của xyclohexanon bằng 99,5% trọng lượng, mức tiêu thụ năng lượng thực được biểu thị ở dạng MJ mỗi kg xyclohexanon được sản xuất là nhỏ hơn 3 MJ/kg xyclohexanon được sản xuất. Tốt hơn nữa là mức tiêu thụ năng lượng thực này là nhỏ hơn 2,5 MJ/kg xyclohexanon được sản xuất, ví dụ nhỏ hơn 2 MJ/kg hoặc nhỏ hơn 1,7 MJ/kg.

Tốt hơn là theo sáng chế, để đạt được mức tinh khiết của xyclohexanon bằng 99,5% trọng lượng thì mức tiêu thụ hơi nước thực, được biểu thị ở dạng kg hơi nước mỗi kg xyclohexanon được sản xuất là nhỏ hơn 1,5kg hơi nước mỗi kg xyclohexanon được sản xuất. Tốt hơn nữa là mức tiêu thụ hơi nước thực là nhỏ hơn 1,0 kg hơi nước mỗi kg xyclohexanon được sản xuất, ví dụ nhỏ hơn 0,8 kg hơi nước/kg.

Mức tiêu thụ năng lượng thực của quy trình cũng có thể được biểu thị ở dạng kg hơi nước mỗi kg xyclohexanon được sản xuất. Entanpy (trung bình) của mức bay hơi nước thành hơi nước, được biểu thị ở dạng MJ/kg hơi nước nên được sử dụng làm hệ số chuyển hóa, mà đã biết đối với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực kỹ thuật này.

Theo một phương án khác, sáng chế đề xuất thiết bị hóa học hoạt động liên tục ở quy mô công nghiệp để sản xuất và thu hồi xyclohexanon từ phenol và hydro, trong đó thiết bị này bao gồm:

I) bộ phận thực hiện phản ứng hydro hóa phenol [I] bao gồm thùng phản ứng hydro hóa phenol trong đó phenol được hydro hóa bằng khí hydro, khi có mặt chất xúc tác chứa platin và/hoặc paladi, nhờ đó nhiệt phản ứng được sinh ra và dòng sản phẩm được hydro hóa được xả ra;

II) bộ phận tách và tinh chế [II] trong đó xyclohexanon được tách ra khỏi dòng sản phẩm đã hydro hóa này bằng nhiều bước bao gồm:

i. bộ phận chưng cất thứ nhất, trong đó các thành phần có điểm sôi thấp hơn xyclohexanon được loại;

ii. bộ phận chưng cất thứ hai, trong đó xyclohexanon được loại;

iii. bộ phận chưng cất thứ ba, trong đó pha giàu xyclohexanol được loại;

và

iv. bộ phận chưng cất thứ tư, trong đó hỗn hợp chứa phenol và xyclohexanol được loại;

trong đó xyclohexanon này có hàm lượng xyclohexanol nhỏ hơn 5000 ppm (trọng lượng/trọng lượng);

trong đó ít nhất một phần nhiệt phản ứng được sinh ra ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] được sử dụng để sinh hơi nước; và

trong đó hỗn hợp chứa phenol và xyclohexanol được loại ở bước viii) được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I];

khác biệt ở chỗ ít nhất một trong số các điều kiện a) hoặc b) được áp dụng:

a. tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này là nằm trong khoảng từ 0,02 đến 0,10;

b. tỷ lệ mol của xyclohexanol so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này là nằm trong khoảng từ 0,001 đến 0,10.

Thông thường, bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] bao gồm:

- bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [a], để gia nhiệt nguyên liệu cấp phenol mới;

- bộ phận bay hơi được gia nhiệt bằng hơi nước [b], để làm bay hơi phenol;

- bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [c], để gia nhiệt nguyên liệu cấp hydro mới;

thiết bị tinh chế hydro [d], để tinh chế nguyên liệu cấp hydro mới nhờ chuyển hóa CO có xúc tác, và loại bỏ H₂S bằng chất hấp phụ;

- bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [e], để gia nhiệt nguyên liệu cấp gồm phenol đã bay hơi và khí hydro;

- bộ phận hydro hóa phenol [f], để hydro hóa phenol ở pha khí và tạo ra hơi nước từ nước làm mát,

- bộ phận trao đổi nhiệt [g], để chuyển nhiệt từ dòng sản phẩm hydro hóa phenol đến nguyên liệu cấp tái tuần hoàn hydro;

- bộ phận trao đổi nhiệt [h], để thu hồi nhiệt từ dòng sản phẩm hydro hóa phenol;

- bộ phận trao đổi nhiệt được làm mát bằng nước [i], để làm mát dòng sản phẩm hydro hóa phenol;

- bộ phận tách khí-lồng [j], để tách khí hydro từ dòng sản phẩm hydro hóa phenol;
- bộ phận nén [k], để nén khí hydro được tách ra; và
- (tùy ý) bộ phận trao đổi nhiệt [m] để làm mát khí hydro đã nén.

Tốt hơn là, bộ phận hydro hóa phenol [I] bao gồm một hoặc nhiều thùng phản ứng hydro hóa loại ống lồng để hydro hóa phenol ở pha hơi mà, trong trường hợp bộ phận này có hai hoặc nhiều thùng, hoạt động song song và nước được sử dụng làm chất làm mát được làm bay hơi để tạo ra hơi nước.

Tốt hơn là, bộ phận trao đổi nhiệt [h] được dùng để thu hồi nhiệt từ dòng sản phẩm hydro hóa phenol và chuyển nó đến bộ phận tách hydro xyclohexanol.

Mô tả vắn tắt hình vẽ

Fig.1 thể hiện bằng sơ đồ quy trình tách và thu hồi xyclohexanon từ phenol theo sáng chế.

Fig.2 thể hiện bằng sơ đồ một phương án của bộ phận thực hiện phản ứng hydro hóa phenol [I] theo sáng chế.

Fig.3 thể hiện bằng sơ đồ một phương án của bộ phận tách và tinh chế [II] theo sáng chế.

Fig.4 thể hiện bằng sơ đồ một phương án của bộ phận thực hiện phản ứng tách hydro xyclohexanol [III] theo sáng chế.

Mô tả chi tiết sáng chế

Quy trình điều chế và thu hồi xyclohexanon từ phenol được thể hiện bằng sơ đồ nêu trong Fig.1. Quy trình này thường bao gồm hai bộ phận và tùy ý một bộ phận thứ ba. Cả ba bộ phận này được thể hiện.

Xyclohexanon được điều chế trong bộ phận thực hiện phản ứng hydro hóa phenol [I].

Trong bộ phận tách và tinh chế [II], xyclohexanon được thu hồi.

Ở bộ phận thực hiện phản ứng tách hydro xyclohexanol tùy ý [III], xyclohexanol được chuyển hóa nhờ xúc tác thành xyclohexanon và hydro.

Cụ thể là, bộ phận thực hiện phản ứng hydro hóa phenol này [I] bao gồm thùng phản ứng hydro hóa (mà trong khi sử dụng được cung cấp dòng hydro qua ống dẫn [A], dòng phenol mới qua ống dẫn [B] và dòng chứa phenol được tái tuần hoàn qua

ống dẫn [E]) và có thể bao gồm thiết bị khác. Ví dụ, xem Fig.1 trong tài liệu của Musser, hoặc trong patent Mỹ số US 3,305,586. Phản ứng hydro hóa có thể diễn ra trong quy trình ở pha hơi hoặc trong quy trình ở pha lỏng. Từ bộ phận phản ứng hydro hóa phenol này [I], một dòng khí làm sạch chứa hydro và tùy ý các khí trơ như nitơ và/hoặc metan được xả qua ống dẫn [C], và dòng sản phẩm chứa cyclohexanon, phenol và các sản phẩm phụ, như cyclohexanol thu được từ bộ phận phản ứng hydro hóa phenol được xả qua ống dẫn [D]. Dòng sản phẩm thu được từ bộ phận phản ứng hydro hóa phenol được cấp qua ống dẫn [D] đến bộ phận tách và tinh chế [II]. Ở bộ phận tách và tinh chế [II] cyclohexanon, phenol và các sản phẩm phụ, như cyclohexanol, thường được thu hồi. Tùy ý, dòng sản phẩm chứa cyclohexanol và cyclohexanon thu được từ bộ phận phản ứng tách hydro cyclohexanol được cấp qua ống dẫn [K] đến bộ phận tách và tinh chế [II], để thu hồi thêm cyclohexanon và các sản phẩm phụ, như cyclohexanol.

Từ bộ phận tách và tinh chế này [II] một dòng chứa phenol tái tuần hoàn được xả ra qua ống dẫn [E], một dòng các thành phần nhẹ, tùy ý bao gồm benzen, cyclohexan và nước, được xả ra qua ống dẫn [F], một dòng cyclohexanon được xả ra qua ống dẫn [G], một dòng các thành phần nặng bao gồm phenol và các thành phần có điểm sôi cao hơn được xả ra qua ống dẫn [H], và một dòng chứa cyclohexanol được xả ra qua ống dẫn [J]. Tùy ý, một dòng chứa cyclohexanol được cấp qua ống dẫn [J] đến bộ phận phản ứng tách hydro cyclohexanol [III]. Tùy ý, dòng chứa cyclohexanol được xả ra từ quy trình điều chế và thu hồi cyclohexanon từ nguyên liệu phenol và vì thế được sử dụng hoặc được cấp cho quy trình khác (không được thể hiện trên Fig.1).

Bộ phận phản ứng tách hydro cyclohexanol [III] thường bao gồm thùng phản ứng tách hydro và một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt. Trong bộ phận phản ứng tách hydro cyclohexanol, cyclohexanol được chuyển hóa nhờ xúc tác thành cyclohexanon và hydro. Nói chung, phản ứng tách hydro cyclohexanol là phản ứng ở pha khí được tiến hành ở nhiệt độ trên 200°C. Tùy ý, dòng sản phẩm chứa cyclohexanol và cyclohexanon thu được từ bộ phận thực hiện phản ứng tách hydro cyclohexanol được cấp qua ống dẫn [K] đến bộ phận tách và tinh chế [II]. Hydro được sinh ra ở bộ phận phản ứng tách hydro cyclohexanol [III] được xả ra qua ống dẫn [L]. Tùy ý, hydro được sinh ra ở bộ phận phản ứng tách hydro cyclohexanol [III] được cấp cho bộ phận

phản ứng hydro hóa phenol [I] (không được thể hiện trên Fig.1). Tùy ý, hydro được sinh ra ở bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [III] được cấp cho quy trình tiêu thụ hydro khác (không được thể hiện trên Fig.1). Tùy ý, hydro được sinh ra ở bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [III] được cấp cho thiết bị sinh nhiệt (không được thể hiện trên Fig.1).

Ở Fig.2 thể hiện sơ đồ của một phương án theo sáng chế về bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I].

Dòng phenol mới được nạp qua ống dẫn [1] và dòng chứa phenol được tái tuần hoàn được nạp qua ống dẫn [2], nhờ đó tạo ra dòng kết hợp chảy qua ống dẫn [3]. Dòng chứa phenol được tái tuần hoàn mà được nạp qua ống dẫn [2] được xả ra khỏi bộ phận tách và tinh chế [II] (ống dẫn [E] trên Fig.1; ống dẫn [2] trên Fig.3). Dòng kết hợp mà chảy qua ống dẫn [3] được gia nhiệt trong bộ phận trao đổi nhiệt [a] và dòng gia nhiệt thu được được xả ra qua ống dẫn [4] và được nạp vào bộ phận bay hơi [b]. Bộ phận trao đổi nhiệt [a] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt mà hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tùy ý, thiết bị trao đổi nhiệt [a] là không có hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.2).

Khí hydro mới được nạp qua ống dẫn [5] vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I]. Nói chung hydro mới được lấy từ thiết bị cracking dầu mỏ nhẹ, thiết bị trùng chỉnh metan hoặc quy trình điện phân. Nói chung khí hydro mới chứa các thành phần khí trơ như nitơ và/hoặc metan. Trong trường hợp khí hydro mới chứa các thành phần có hại, như CO và/hoặc H_2S , thì bước tinh chế khí hydro là cần thiết. Sự có mặt của các thành phần có hại này trong khí hydro mới có thể là tạm thời, ví dụ do các điều kiện xáo trộn trong thiết bị sản xuất khí hydro mới, hoặc có thể là vĩnh viễn. Ở bước tinh chế hydro này, các tạp chất có hại có thể được chuyển hóa thành các thành phần trơ hoặc được loại bỏ khỏi dòng khí hydro mới.

Khí hydro mới được nạp qua ống dẫn [5] tới bộ phận trao đổi nhiệt [c]. Ở bộ phận trao đổi nhiệt [c] nhiệt độ của khí hydro mới được điều chỉnh đến nhiệt độ cần thiết trong thiết bị tinh chế hydro [d]. Nói chung, ở bộ phận trao đổi nhiệt [c] nhiệt độ của khí hydro mới được tăng lên. Khí hydro mới được điều chỉnh nhiệt độ được xả ra khỏi bộ phận trao đổi nhiệt [c] qua ống dẫn [6] và được nạp vào bộ phận tinh chế hydro [d]. Bộ phận trao đổi nhiệt [c] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt

hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tùy ý, bộ phận trao đổi nhiệt [c] là không có mặt hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.2). Bộ phận tinh chế hydro [d] có thể chứa một hoặc nhiều chất xúc tác để chuyển hóa các thành phần có hại thành các thành phần trơ và/hoặc một hoặc nhiều chất hấp phụ để loại bỏ các thành phần có hại. Nói chung, bộ phận tinh chế hydro [d] chứa chất xúc tác để chuyển hóa CO và/hoặc chất hấp phụ để loại bỏ H_2S . Khí hydro được xả ra khỏi bộ phận tinh chế hydro [d] qua ống dẫn [7]. Khí hydro trong ống dẫn [7] và khí hydro tái tuần hoàn trong ống dẫn [23] được kết hợp lại, nhờ đó tạo ra dòng chảy ra qua ống dẫn [8], được nạp vào bộ phận bay hơi [b]. Bộ phận tinh chế hydro [d] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị hấp phụ và/hoặc phản ứng hoạt động song song hoặc nối tiếp. Tùy ý, bộ phận hydro hóa [d] là không có mặt hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.2).

Ở bộ phận bay hơi [b] gần như toàn bộ các thành phần mà đi vào qua ống dẫn [4] và qua ống dẫn [8] được làm bay hơi. Dòng gồm các thành phần khí được xả ra khỏi bộ phận bay hơi [b] qua ống dẫn [10]. Một lượng nhỏ các thành phần mà đi vào qua ống dẫn [4] và qua ống dẫn [8] không được làm bay hơi và được xả ra (liên tục hoặc theo mẻ) khỏi bộ phận bay hơi [b] qua ống dẫn [9]. Nói chung, bộ phận bay hơi [b] được gia nhiệt bằng hơi nước. Nói chung, bộ phận bay hơi [b] bao gồm thiết bị, ví dụ thiết bị ngăn không cho sương mù đọng lại trên dây mắt lưới, để loại các giọt nhỏ bị cuốn vào từ dòng bao gồm các thành phần thể khí mà được xả ra. Bộ phận bay hơi [b] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị làm bay hơi mà hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tùy ý, dòng gồm các thành phần thể khí trong ống dẫn [10] được điều chỉnh nhiệt độ ở bộ phận trao đổi nhiệt [e]. Nói chung, ở bộ phận trao đổi nhiệt [e] dòng gồm các thành phần thể khí được làm tăng nhiệt độ. Dòng được điều chỉnh nhiệt độ được xả ra khỏi bộ phận trao đổi nhiệt [e] qua ống dẫn [11]. Bộ phận trao đổi nhiệt [e] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tùy ý, một lượng nhỏ nước, ví dụ ở dạng hơi nước, được bổ sung qua ống dẫn [12] vào dòng trong ống dẫn [11] và nhờ đó tạo thành dòng chảy qua ống dẫn [13], được nạp vào bộ phận hydro hóa phenol [f]. Bộ phận hydro hóa phenol [f] bao gồm một hoặc nhiều thùng phản ứng hydro hóa hoạt động nối tiếp và/hoặc song song. Ở bộ phận hydro hóa phenol [f] thu được xyclohexanon và xyclohexanol trong quy trình liên tục bằng cách hydro hóa phenol nhờ xúc tác.

Để rõ hơn bộ phận hydro hóa phenol [f] là một trong số các bộ phận trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I].

Hỗn hợp khí gồm hydro, phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được xả ra khỏi bộ phận hydro hóa phenol [f] qua ống dẫn [14]. Ở bộ phận trao đổi nhiệt [g] hỗn hợp khí này được trao đổi nhiệt với hỗn hợp khí chứa hydro mà được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt [g] qua ống dẫn [22]. Ở bộ phận trao đổi nhiệt [g] hỗn hợp khí được nạp qua ống dẫn [14] được làm mát, trong khi đó hỗn hợp khí chứa hydro được nạp qua ống dẫn [22] được gia nhiệt. Hỗn hợp khí được làm mát chứa hydro, phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được xả ra khỏi bộ phận trao đổi nhiệt [g] qua ống dẫn [15]. Bộ phận trao đổi nhiệt [g] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tùy ý, bộ phận trao đổi nhiệt [g] không có hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.2). Hỗn hợp khí được làm mát chứa hydro, phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được vận chuyển qua ống dẫn [15] và được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt [h], trong đó hỗn hợp này còn được làm mát tiếp và nhờ đó tùy ý phân đoạn chứa phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được ngưng tụ. Tùy ý, dòng chảy của quy trình thu được từ bộ phận tách và tinh chế [II] hoặc từ bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [III] (không được thể hiện trên Fig.2) được dùng làm dòng làm mát. Tốt hơn là, dòng chảy của quy trình được nạp vào bộ phận chưng cất thứ nhất trong bộ phận tách và tinh chế [II] được dùng làm dòng làm mát, nhờ vậy dòng này được gia nhiệt (không được thể hiện trên Fig.2). Bộ phận trao đổi nhiệt [h] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tùy ý, bộ phận trao đổi nhiệt [h] không có hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.2).

Hỗn hợp được làm mát thêm chứa hydro, phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được vận chuyển qua ống dẫn [16] và được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt [i], trong đó hỗn hợp này còn được làm mát thêm, nhờ đó ít nhất một phân đoạn chứa phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được ngưng tụ trong bộ phận trao đổi nhiệt [i]. Bộ phận trao đổi nhiệt [i] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Hỗn hợp chứa khí hydro và phenol dạng lỏng, xyclohexanon và xyclohexanol được xả ra khỏi bộ phận trao đổi nhiệt [i] qua ống dẫn [17] và được nạp vào bộ phận tách khí-lỏng [j]. Bộ phận tách khí-lỏng [j] bao gồm một

hoặc nhiều thiết bị tách khí-lỏng hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Hỗn hợp lỏng chứa phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được xả ra khỏi bộ phận tách khí-lỏng [j] qua ống dẫn [18] và được nạp vào bộ phận tách và tinh chế [II] được thể hiện trên Fig.3. Hỗn hợp khí chứa hydro được xả ra khỏi bộ phận tách khí-lỏng [j] qua ống dẫn [19] và được nạp vào bộ phận nén [k]. Bộ phận nén [k] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị để nén hỗn hợp khí hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Hỗn hợp khí đã nén được xả ra khỏi bộ phận nén [k] qua ống dẫn [20]. Nói chung, bộ phận tách khí-lỏng [j] bao gồm thiết bị, ví dụ thiết bị ngăn không cho sương mù đọng lại trên dây mắt lưới, để loại bỏ các giọt nhỏ bị cuốn vào từ dòng các thành phần thể khí mà được xả ra. Hỗn hợp khí đã nén được xả ra qua ống dẫn [20] được tách thành hỗn hợp khí đã nén được vận chuyển qua ống dẫn [21] và hỗn hợp khí đã nén được vận chuyển qua ống dẫn [22]. Hỗn hợp khí đã nén được vận chuyển qua ống dẫn [22] được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt [g], tại đây hỗn hợp khí này được gia nhiệt. Tùy ý, bộ phận trao đổi nhiệt [g] không có hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.2). Hỗn hợp khí đã gia nhiệt, khí hydro được tái tuần hoàn, được xả ra qua ống dẫn [23] và sau đó được kết hợp với khí hydro trong ống dẫn [7].

Hỗn hợp khí đã nén được vận chuyển qua ống dẫn [21] được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt [m], trong đó hỗn hợp khí đã nén được làm mát. Chất lỏng được tạo ra ở bộ phận trao đổi nhiệt [m] được xả ra qua ống dẫn [25] và được nạp vào bộ phận tách khí-lỏng [j]. Hỗn hợp khí đã làm mát thu được ở bộ phận trao đổi nhiệt [m] được xả ra qua ống dẫn [24]. Nói chung, hỗn hợp khí được xả ra qua ống dẫn [24] chứa hydro và một hoặc nhiều thành phần khí trơ, như nitơ và/hoặc metan. Tùy ý, hỗn hợp khí này được xả ra qua ống dẫn [24] được dùng làm nhiên liệu.

Trên Fig.3 thể hiện sơ đồ của một phương án theo sáng chế về bộ phận tách và tinh chế [II].

Hỗn hợp lỏng chứa phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được xả ra khỏi bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] qua ống dẫn [18] (Fig.2) tùy ý có thể được kết hợp với hỗn hợp lỏng chứa xyclohexanon và xyclohexanol được xả ra khỏi bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [III] qua ống dẫn [26] (Fig.4) nhờ đó tạo thành dòng chảy qua ống dẫn [27], được nạp vào bộ phận lưu giữ trung gian [n].

Bộ phận lưu giữ trung gian [n] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị lưu giữ, ví dụ, bình, thùng, đồ chứa. Tùy ý, bộ phận lưu giữ trung gian [n] không có mặt hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.3). Hỗn hợp lỏng chứa phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được xả ra khỏi bộ phận lưu giữ trung gian [n] qua ống dẫn [28] được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt [h], tại đây hỗn hợp này được gia nhiệt. Ở bộ phận trao đổi nhiệt [h] hỗn hợp khí được làm mát chứa hydro, phenol, xyclohexanon và xyclohexanol được vận chuyển qua ống dẫn [15] (xem Fig.2) hoạt động như môi trường gia nhiệt. Dòng đã gia nhiệt được xả ra khỏi bộ phận trao đổi nhiệt [h] được nạp vào bộ phận chưng cất thứ nhất [o] qua ống dẫn [29]. Bộ phận trao đổi nhiệt [h] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tùy ý, bộ phận trao đổi nhiệt [h] không có mặt hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.3). Tùy ý, hỗn hợp lỏng vận chuyển qua ống dẫn [29] trước khi được nạp vào bộ phận chưng cất thứ nhất [o] được gia nhiệt trong một bộ phận trao đổi nhiệt khác (không được thể hiện trên Fig.3).

Trong bộ phận chưng cất thứ nhất [o] các thành phần nhẹ, ví dụ benzen và nước được loại khỏi nguyên liệu cấp mà được nạp qua ống dẫn [29], ngược lại hỗn hợp chứa xyclohexanon, phenol và xyclohexanol và các thành phần nặng được xả ra khỏi bộ phận chưng cất thứ nhất [o] dưới dạng phân đoạn đáy qua ống dẫn [36] và được nạp vào bộ phận chưng cất thứ hai [q]. Bộ phận chưng cất thứ nhất [o] bao gồm một hoặc nhiều cột chưng cất hoạt động nối tiếp và/hoặc song song. Tốt hơn là, bộ phận chưng cất thứ nhất [o] được hoạt động ở áp suất dưới 0,2MPa. Tốt hơn là, (các) cột chưng cất ở bộ phận chưng cất thứ nhất [o] được trang bị khay và/hoặc bao bì, tốt hơn nữa là khay. (Các) cột chưng cất được trang bị một hoặc nhiều thiết bị đun lại. Tốt hơn là, thiết bị đun lại này được điều chỉnh bằng hơi nước. Hơi nước ở phía trên được xả ra khỏi bộ phận chưng cất thứ nhất [o] qua ống dẫn [30] và được ngưng tụ trong bộ phận ngưng tụ [p]. Trong bộ phận ngưng tụ [p] ba pha được tạo ra: pha khí chứa khí hydro được xả ra qua ống dẫn [31], pha nước được xả ra qua ống dẫn [32], và pha hữu cơ được xả ra qua ống dẫn [33]. Tùy ý, pha khí chứa khí hydro được xả ra qua ống dẫn [31] được chuyển đến lò đốt (không được thể hiện trên Fig.3). Tùy ý, pha nước được xả ra qua ống dẫn [32] được chuyển đến hệ thống xử lý nước thải (không được thể hiện trên Fig.3). Pha hữu cơ được xả ra qua ống dẫn [33] được tách ra và một phần

được nạp vào bộ phận chưng cất thứ nhất [o] ở dạng dòng hồi lưu qua ống dẫn [34] và phần khác được xả ra ở dạng các thành phần nhẹ qua ống dẫn [35]. Tùy ý, các thành phần nhẹ được xả ra qua ống dẫn [35] được nạp vào thùng dung dịch đệm (không được thể hiện trên Fig.3). Tùy ý, các thành phần nhẹ được xả ra qua ống dẫn [35] được chuyển đến lò đốt (không được thể hiện trên Fig.3). Bộ phận ngưng tụ [p] chứa một hoặc nhiều thiết bị ngưng tụ hoạt động nối tiếp hoặc song song. Tùy ý, bộ phận ngưng tụ [p] bao gồm thiết bị tách lỏng/lỏng riêng biệt để tách pha nước được xả ra qua ống dẫn [32] và pha hữu cơ được xả ra qua ống dẫn [33].

Trong bộ phận chưng cất thứ hai [q] xyclohexanon được loại ra khỏi nguyên liệu cấp mà được nạp qua ống dẫn [36], trong khi đó hỗn hợp chứa phenol và xyclohexanol và các thành phần nặng được xả ra khỏi bộ phận chưng cất thứ hai [q] ở dạng phân đoạn đáy qua ống dẫn [42] và được nạp vào bộ phận chưng cất thứ ba [s]. Bộ phận chưng cất thứ hai [q] bao gồm một hoặc nhiều cột chưng cất hoạt động nối tiếp và/hoặc song song. Tốt hơn là, bộ phận chưng cất thứ hai [q] hoạt động ở áp suất dưới 0,1 MPa. Tốt hơn là, (các) cột chưng cất trong bộ phận chưng cất thứ hai [q] được trang bị các khay và/hoặc bao bì, tốt hơn là bao bì. (Các) cột chưng cất được trang bị một hoặc nhiều thiết bị đun lại. Tốt hơn là, thiết bị đun lại này được điều chỉnh bằng hơi nước.

Hơi nước ở phía trên được xả ra khỏi bộ phận chưng cất thứ hai [q] qua ống dẫn [37] và được ngưng tụ trong bộ phận ngưng tụ [r]. Trong bộ phận ngưng tụ [r] hai pha được tạo ra: pha khí chứa khí nitơ và hơi xyclohexanon mà được xả ra qua ống dẫn [38], và pha hữu cơ giàu xyclohexanon mà được xả ra qua ống dẫn [39]. Tùy ý, pha khí chứa khí nitơ và hơi xyclohexanon mà được xả ra ống dẫn [38] được chuyển đến lò đốt (không được thể hiện trên Fig.3). Pha hữu cơ giàu xyclohexanon mà được xả ra qua ống dẫn [39] được tách ra và một phần được nạp vào bộ phận chưng cất thứ hai [q] ở dạng dòng hồi lưu qua ống dẫn [40] và phần khác được xả ra ở dạng sản phẩm cuối qua ống dẫn [41]. Nói chung, sản phẩm cuối mà được xả ra qua ống dẫn [41] được nạp vào thùng sản phẩm cuối (không được thể hiện trên Fig.3). Bộ phận ngưng tụ [q] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị ngưng tụ hoạt động nối tiếp hoặc song song. Tùy ý, bộ phận ngưng tụ [q] bao gồm thùng bơm mà từ đó pha hữu cơ giàu xyclohexanon được xả ra qua ống dẫn [39].

Trong bộ phận chưng cất thứ ba [s] xyclohexanol được loại khỏi nguyên liệu cấp mà được nạp qua ống dẫn [42], trong khi đó hỗn hợp chứa phenol và xyclohexanol và các thành phần nặng được xả ra khỏi bộ phận chưng cất thứ ba [s] ở dạng phân đoạn đáy qua ống dẫn [48] và được nạp vào bộ phận chưng cất thứ tư [u]. Bộ phận chưng cất thứ ba [s] bao gồm một hoặc nhiều cột chưng cất hoạt động nối tiếp và/hoặc song song. Tốt hơn là, bộ phận chưng cất thứ ba [s] hoạt động ở áp suất dưới 0,1MPa. Tốt hơn là, (các) cột chưng cất trong bộ phận chưng cất thứ ba [s] được trang bị khay và/hoặc bao bì, tốt hơn nữa là bao bì ở phía trên điểm tiếp liệu. (Các) cột chưng cất được trang bị một hoặc nhiều thiết bị đun lại. Tốt hơn là, thiết bị đun lại được điều chỉnh bằng hơi nước.

Các hơi ở phía trên được xả ra khỏi bộ phận chưng cất thứ ba [s] qua ống dẫn [43] và được ngưng tụ trong bộ phận ngưng tụ [t]. Trong bộ phận ngưng tụ [t] hai pha được tạo ra: pha khí chứa khí nitơ và hơi xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [44], và pha hữu cơ giàu xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [45]. Tùy ý, pha khí chứa khí nitơ và hơi xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [44] được chuyển đến lò đốt (không được thể hiện trên Fig.3). Pha hữu cơ giàu xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [45] được tách và một phần được nạp vào bộ phận chưng cất thứ ba [s] ở dạng dòng hồi lưu qua ống dẫn [46] và một phần khác được xả ra qua ống dẫn [47]. Pha hữu cơ giàu xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [47] được nạp vào bộ phận thực hiện phản ứng tách hydro xyclohexanol [III] (Fig.4). Tùy ý, một phần hoặc toàn bộ pha hữu cơ giàu xyclohexanol được xả ra qua ống dẫn [47] được xả ra ngoài quy trình để sản xuất và thu hồi xyclohexanon từ phenol (không được thể hiện trên Fig.3). Bộ phận ngưng tụ [t] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị ngưng tụ hoạt động nối tiếp hoặc song song. Tùy ý, bộ phận ngưng tụ [t] bao gồm thùng bơm mà từ đó pha hữu cơ giàu xyclohexanol được xả ra qua ống dẫn [45].

Trong bộ phận chưng cất thứ tư [u] xyclohexanol và phenol được loại khỏi nguyên liệu cấp mà được nạp qua ống dẫn [48], trong khi đó hỗn hợp chứa phenol và các thành phần nặng được xả ra khỏi bộ phận chưng cất thứ tư [u] dưới dạng phân đoạn đáy qua ống dẫn [54] và được nạp vào bộ phận chưng cất thứ năm tùy ý [w]. Tùy ý, hỗn hợp chứa phenol và các thành phần nặng mà được xả ra khỏi bộ phận chưng cất thứ tư [u] ở dạng phân đoạn đáy qua ống dẫn [54] được xả ra khỏi quy trình (không

được thể hiện trên Fig.3). Tùy ý, hỗn hợp này chứa phenol và các thành phần nặng mà được xả ra khỏi quy trình qua ống dẫn [54] được nạp vào thùng dung dịch đệm (không được thể hiện trên Fig.3). Tùy ý, hỗn hợp này chứa phenol và các thành phần nặng mà được xả ra khỏi quy trình qua ống dẫn [54] được chuyển đến lò đốt (không được thể hiện trên Fig.3).

Bộ phận chung cất thứ tư [u] bao gồm một hoặc nhiều cột chung cất hoạt động nối tiếp hoặc song song. Tốt hơn là, bộ phận chung cất thứ tư [u] hoạt động ở áp suất dưới 0,1MPa. Tốt hơn là, (các) cột chung cất trong bộ phận chung cất thứ tư [u] được trang bị khay và/hoặc bao bì, tốt hơn nữa là bao bì ở phía trên điểm tiếp liệu và khay ở phía dưới điểm tiếp liệu. (Các) cột chung cất được trang bị một hoặc nhiều thiết bị đun lại. Tốt hơn là, thiết bị đun lại này được điều chỉnh bằng hơi nước.

Hơi nước ở phía trên được xả ra khỏi bộ phận chung cất thứ tư [u] qua ống dẫn [49] và được ngưng tụ trong bộ phận ngưng tụ [v]. Trong bộ phận ngưng tụ [v] hai pha được tạo ra: pha khí chứa khí nitơ và hơi phenol mà được xả ra qua ống dẫn [50], và pha giàu phenol và xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [51]. Tùy ý, pha khí chứa khí nitơ và hơi phenol được xả ra qua ống dẫn [50] được chuyển đến lò đốt (không được thể hiện trên Fig.3). Pha giàu phenol và xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [51] được tách ra và một phần được nạp vào bộ phận chung cất thứ tư [u] dưới dạng dòng hồi lưu qua ống dẫn [52] và một phần khác được xả ra qua ống dẫn [53]. Pha giàu phenol và xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [53] được nạp vào bộ phận thực hiện phản ứng hydro hóa phenol [I]. Tùy ý, một phần hoặc toàn bộ pha giàu phenol và xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [53] được xả ra ngoài quy trình (không được thể hiện trên Fig.3). Bộ phận ngưng tụ [v] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị ngưng tụ hoạt động nối tiếp hoặc song song. Tùy ý, bộ phận ngưng tụ [v] bao gồm thùng bơm mà từ đó pha hữu cơ giàu phenol và xyclohexanol được xả ra qua ống dẫn [51].

Trong bộ phận chung cất thứ năm tùy ý [w] phenol được loại ra khỏi nguyên liệu cấp mà được nạp vào qua ống dẫn [54], trong khi đó hỗn hợp chứa phenol và các thành phần nặng được xả ra khỏi bộ phận chung cất thứ năm [w] dưới dạng phân đoạn đáy qua ống dẫn [60] và được xả ra khỏi quy trình. Tùy ý, hỗn hợp chứa phenol và các thành phần nặng mà được xả ra khỏi quy trình qua ống dẫn [60] được nạp vào thùng

dung dịch đậm (không được thể hiện trên Fig.3). Tùy ý, hỗn hợp chứa phenol và các thành phần nặng này mà được xả ra khỏi quy trình qua ống dẫn [60] được chuyển đến lò đốt (không được thể hiện trên Fig.3).

Bộ phận chưng cất thứ năm [w] bao gồm một hoặc nhiều cột chưng cất hoạt động nối tiếp và/hoặc song song. Tốt hơn là, bộ phận chưng cất thứ năm [w] hoạt động ở áp suất dưới 0,1 MPa. Tốt hơn là, (các) cột chưng cất trong bộ phận chưng cất thứ năm [w] được trang bị khay và/hoặc bao bì, tốt hơn nữa là bao bì ở phía trên điểm tiếp liệu và khay ở phía dưới điểm tiếp liệu. (Các) cột chưng cất được trang bị một hoặc nhiều thiết bị đun lại. Tốt hơn là, thiết bị đun lại này được điều chỉnh bằng hơi nước.

Hơi phía trên được xả ra khỏi bộ phận chưng cất thứ năm [w] qua ống dẫn [55] và được ngưng tụ trong bộ phận ngưng tụ [x]. Trong bộ phận ngưng tụ [x] hai pha được tạo ra: pha khí chứa khí nitơ và hơi phenol mà được xả ra qua ống dẫn [56], và pha hữu cơ giàu phenol mà được xả ra qua ống dẫn [57]. Tùy ý, pha khí chứa khí nitơ và hơi phenol mà được xả ra qua ống dẫn [56] được chuyển đến lò đốt (không được thể hiện trên Fig.3). Pha hữu cơ giàu phenol mà được xả ra qua ống dẫn [57] được tách ra và một phần được nạp vào bộ phận chưng cất thứ năm [w] dưới dạng dòng hồi lưu qua ống dẫn [58] và một phần khác được xả ra qua ống dẫn [59]. Pha hữu cơ giàu phenol mà được xả ra qua ống dẫn [59] được nạp vào bộ phận thực hiện phản ứng hydro hóa phenol [I] (Fig.2). Tùy ý, một phần hoặc toàn bộ pha hữu cơ giàu phenol mà được xả ra qua ống dẫn [59] được xả ra ngoài quy trình (không được thể hiện trên Fig.3). Pha hữu cơ giàu phenol mà được xả ra qua ống dẫn [59] và pha hữu cơ giàu phenol và xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [53] được kết hợp và được nạp vào bộ phận thực hiện phản ứng hydro hóa phenol [I] qua ống dẫn [2] (Fig.2). Bộ phận ngưng tụ [x] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị ngưng tụ hoạt động nối tiếp hoặc song song. Tùy ý, bộ phận ngưng tụ [x] bao gồm thùng bơm mà từ đó pha hữu cơ giàu phenol được xả ra qua ống dẫn [57].

Trên Fig.4 thể hiện sơ đồ của một phương án theo sáng chế về bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [III].

Pha hữu cơ giàu xyclohexanol mà được xả ra khỏi bộ phận tách và tinh chế [II] qua ống dẫn [47] (cũng xem Fig.3) được nạp vào bộ phận lưu giữ trung gian [y]. Bộ phận lưu giữ trung gian [y] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị lưu giữ, ví dụ bình, thùng,

đồ chứa. Tùy ý, bộ phận lưu giữ trung gian [y] không có mặt hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.4). Pha hữu cơ giàu xyclohexanol mà được xả ra khỏi bộ phận lưu giữ trung gian [y] được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt [z] qua ống dẫn [61], tại đây pha này được gia nhiệt. Trong bộ phận trao đổi nhiệt [z] hỗn hợp đã làm mát chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol mà được vận chuyển qua ống dẫn [66] hoạt động như là môi trường gia nhiệt. Dòng đã gia nhiệt mà được xả ra khỏi bộ phận trao đổi nhiệt [z] được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt [α] qua ống dẫn [62]. Bộ phận trao đổi nhiệt [z] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tùy ý, bộ phận trao đổi nhiệt [z] không có mặt hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.4). Trong bộ phận trao đổi nhiệt [α] dòng đã gia nhiệt mà được xả ra khỏi bộ phận trao đổi nhiệt [z] qua ống dẫn [62] được gia nhiệt thêm, nhờ đó dòng đã gia nhiệt thêm được tạo ra mà được xả ra qua ống dẫn [63]. Bộ phận trao đổi nhiệt [α] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tốt hơn là, bộ phận trao đổi nhiệt [α] được gia nhiệt bằng hơi nước. Tùy ý, bộ phận trao đổi nhiệt [α] không có mặt hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.4). Dòng đã gia nhiệt thêm mà được xả ra khỏi bộ phận trao đổi nhiệt [α] được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt [β] qua ống dẫn [63], tại đây dòng này còn được gia nhiệt thêm nữa. Trong bộ phận trao đổi nhiệt [β] hỗn hợp chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol mà được vận chuyển qua ống dẫn [65] hoạt động như là môi trường gia nhiệt. Dòng đã gia nhiệt thêm nữa mà được xả ra khỏi bộ phận trao đổi nhiệt [β] được nạp vào bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [δ] qua ống dẫn [64]. Bộ phận trao đổi nhiệt [β] bao gồm một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Tùy ý, bộ phận trao đổi nhiệt [β] không có mặt hoặc được bỏ qua (không được thể hiện trên Fig.4).

Trong bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [δ] một phần xyclohexanol có mặt trong dòng đã gia nhiệt thêm nữa mà được nạp qua ống dẫn [64] được chuyển hóa thành xyclohexanon và hydro. Vì phản ứng tách hydro xyclohexanol này là phản ứng thu nhiệt nên bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [δ] được gia nhiệt. Nói chung quá trình gia nhiệt bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [δ] được tiến hành với các khí ống khói, dầu truyền nhiệt, các kim loại dạng lỏng hoặc hơi nước làm môi trường gia nhiệt. Tốt hơn là, việc gia nhiệt bộ phận phản ứng tách hydro

xyclohexanol này $[\delta]$ được tiến hành bằng hơi nước hoặc dầu truyền nhiệt làm môi trường gia nhiệt, tốt hơn nữa là bằng hơi nước. Bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol $[\delta]$ bao gồm một hoặc nhiều thùng phản ứng tách hydro mà hoạt động song song và/hoặc nối tiếp. Cụ thể là, thùng phản ứng tách hydro có thể là loại thùng phản ứng bất kỳ thích hợp để tách hydro hợp chất cần được tách hydro, cụ thể là thùng phản ứng bất kỳ thích hợp để tách hydro xyclohexanol. Cụ thể là, thùng phản ứng có thể được chọn từ thùng phản ứng dạng tầng đã nạp, thùng phản ứng huyền phù đặc, thiết bị trao đổi nhiệt loại ống lồng. Tốt nhất là, quá trình tách hydro theo sáng chế được tiến hành trong thùng phản ứng trao đổi nhiệt loại ống lồng với chất xúc tác tách hydro nằm trong các ống và môi trường gia nhiệt nằm bên ngoài ống. Tốt nhất là, cả việc cấp liệu và xả liệu của bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol $[\delta]$ đều được tiến hành ở trạng thái khí.

Hỗn hợp chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol được xả ra khỏi bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol $[\delta]$ và được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt $[\beta]$ qua ống dẫn [65]. Trong bộ phận trao đổi nhiệt $[\beta]$ hỗn hợp chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol được làm mát nhờ đó thu được hỗn hợp đã làm mát chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [66]. Hỗn hợp đã làm mát chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol này được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt $[\gamma]$ qua ống dẫn [66]. Trong bộ phận trao đổi nhiệt $[\gamma]$, hỗn hợp đã làm mát chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol còn được làm mát thêm nhờ đó thu được hỗn hợp được làm mát thêm chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [67]. Hỗn hợp được làm mát thêm này chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol được nạp vào bộ phận trao đổi nhiệt $[\epsilon]$ qua ống dẫn [67]. Trong bộ phận trao đổi nhiệt $[\epsilon]$ hỗn hợp được làm mát thêm chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol còn được làm mát thêm nữa nhờ đó thu được hỗn hợp được làm mát thêm nữa chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol mà được xả ra qua ống dẫn [68]. Tốt hơn là, hỗn hợp được làm mát thêm nữa này chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol bao gồm pha lỏng chủ yếu chứa xyclohexanon và xyclohexanol, và pha khí chứa hydro. Hỗn hợp được làm mát thêm nữa này chứa hydro, xyclohexanon và xyclohexanol được nạp vào bộ phận tách khí-lỏng $[\lambda]$ qua ống dẫn [68]. Bộ phận tách khí-lỏng $[\lambda]$ bao gồm một hoặc nhiều thiết bị tách khí-lỏng hoạt động song song

và/hoặc nối tiếp. Hỗn hợp lỏng chủ yếu chứa xyclohexanon và xyclohexanol được xả ra khỏi bộ phận tách khí-lỏng [λ] qua ống dẫn [26] và được nạp vào bộ phận tách và tinh chế [II] (cũng xem Fig.3). Hỗn hợp khí chứa hydro được xả ra khỏi bộ phận tách khí-lỏng [λ] qua ống dẫn [69]. Tùy ý, hỗn hợp khí chứa hydro mà được xả ra qua ống dẫn [69] được chuyển đến lò đốt (không được thể hiện trên Fig.4). Tùy ý, hỗn hợp khí chứa hydro mà được xả ra qua ống dẫn [69] được chuyển đến bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] (không được thể hiện trên Fig.4).

Sáng chế được minh họa bằng, nhưng không chỉ giới hạn ở, các ví dụ dưới đây:

Ví dụ thực hiện sáng chế

Ví dụ 1 mô tả thiết bị hóa học để sản xuất và thu hồi xyclohexanon từ phenol bằng chất xúc tác hydro hóa phenol mà được sử dụng trong khoảng 1 tuần. Ví dụ 2 mô tả thiết bị hóa học để sản xuất và thu hồi xyclohexanon từ phenol bằng chất xúc tác hydro hóa phenol mà được sử dụng trong khoảng 9 tháng.

Ví dụ 1.

Thiết bị hóa học ở quy mô công nghiệp với công suất sản xuất tính theo giờ là 12,5 tấn xyclohexanon mỗi giờ, mà hoạt động theo phương thức liên tục, để sản xuất và thu hồi xyclohexanon từ nguyên liệu phenol, bao gồm:

- bộ phận thực hiện phản ứng hydro hóa phenol [I],
- bộ phận tách và tinh chế [II], và
- bộ phận thực hiện phản ứng tách hydro xyclohexanol [III]

như được mô tả trên đây và như được mô tả trong FIG.1, 2, 3 và 4 được sử dụng.

Bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] bao gồm:

- bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [a];
- bộ phận bay hơi được gia nhiệt bằng hơi nước [b];
- bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [c];
- thiết bị tinh chế hydro [d], trong đó CO được chuyển hóa nhờ xúc tác và H_2S được loại bỏ bởi chất hấp phụ;
- bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [e];

- bộ phận hydro hóa phenol [f], bao gồm hai thùng phản ứng hydro hóa loại ống lồng để hydro hóa phenol ở pha hơi mà hoạt động song song và nước được dùng làm chất làm mát được bay hơi để tạo thành hơi nước;

- bộ phận trao đổi nhiệt [g];

- bộ phận trao đổi nhiệt [h], trong đó nhiệt được trao đổi giữa bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] và bộ phận tách và tinh chế [II];

- bộ phận trao đổi nhiệt được làm mát bằng nước [i];

- bộ phận tách khí-lồng [j];

- bộ phận nén [k];

- bộ phận trao đổi nhiệt [m]; và

- ống dẫn [1] đến [25]

mà đều được sử dụng trong quá trình hoạt động bình thường của thiết bị.

Phenol mới được nạp vào bộ phận thực hiện phản ứng hydro hóa phenol [I] qua ống dẫn [1]. Hỗn hợp khí chứa 94% thể tích hydro và 6% thể tích nitơ được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hoá phenol [I] qua ống dẫn [5] làm khí hydro mới. Trong các điều kiện hoạt động bình thường, mỗi hàm lượng CO và hàm lượng H₂S trong khí hydro mới này đều dưới 1 ppm. Tỷ lệ lượng hơi nước mà được bổ sung qua ống dẫn [12] vào dòng trong ống dẫn [11] so với lượng phenol mới là bằng 1% trọng lượng. Pd/Al₂O₃ (1% trọng lượng) với 1% trọng lượng Na (như NaHCO₃) được bổ sung làm chất tăng xúc tác được dùng như là chất xúc tác hydro hóa.

Bộ phận tách và tinh chế [II] bao gồm:

- bộ phận lưu giữ trung gian [n];

- bộ phận trao đổi nhiệt [h], trong đó nhiệt được trao đổi giữa bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] và bộ phận tách và tinh chế [II];

- bộ phận chưng cất thứ nhất [o];

- bộ phận ngưng tụ [p];

- bộ phận chưng cất thứ hai [q];

- bộ phận ngưng tụ [r];

- bộ phận chưng cất thứ ba [s];

- bộ phận ngưng tụ [t];

- bộ phận chưng cất thứ tư [u];

- bộ phận ngưng tụ [v];
- bộ phận chưng cất thứ năm [w];
- bộ phận ngưng tụ [x]; và
- các ống dẫn [2], [18] và [26] đến [60];

mà đều được sử dụng trong điều kiện hoạt động bình thường của thiết bị.

Tất cả các cột chưng cất trong bộ phận chưng cất thứ nhất [o], bộ phận chưng cất thứ hai [q], bộ phận chưng cất thứ ba [s], bộ phận chưng cất thứ tư [u], và bộ phận chưng cất thứ năm [w] được trang bị các thiết bị đun lại được điều chỉnh bằng hơi nước.

Bộ phận thực hiện phản ứng tách hydro xyclohexanol [III] bao gồm:

- bộ phận lưu giữ trung gian [y];
- bộ phận trao đổi nhiệt [z];
- bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [α];
- bộ phận trao đổi nhiệt [β];
- bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [δ], bao gồm thùng phản ứng loại ống lồng;
- bộ phận trao đổi nhiệt được làm mát bằng nước [ϵ];
- bộ phận tách khí-lồng [λ]; và
- các ống dẫn [26], [47] và [61] đến [69];

mà đều được sử dụng trong quá trình hoạt động bình thường của thiết bị.

Môi trường gia nhiệt được sử dụng trong thùng phản ứng tách hydro xyclohexanol là hơi nước.

Sau khoảng 1 tuần sau khi khởi động thiết bị hóa học để sản xuất và thu hồi xyclohexanon từ phenol bằng chất xúc tác hydro hóa phenol mới đã thu được các kết quả sau:

- Sản phẩm cuối, xyclohexanon, mà được xả ra qua ống dẫn [41] có hàm lượng xyclohexanol bằng khoảng 500 ppm (trọng lượng/trọng lượng) [99,95% trọng lượng].
- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol mà được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol là 0,04.
- Tỷ lệ mol của xyclohexanol so với phenol mà được nạp vào các thùng phản ứng hydro hóa phenol là 0,005.

- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với xyclohexanol trong dòng sản phẩm đã hydro hóa trong ống dẫn [14] là lớn hơn 100.

- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với xyclohexanol trong dòng sản phẩm đã hydro hóa được xả ra khỏi bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] qua ống dẫn [18] là lớn hơn 100.

- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol trong dòng sản phẩm hydro hóa trong ống dẫn [14] là lớn hơn 100.

- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol trong dòng sản phẩm đã hydro hóa được xả ra khỏi bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] qua ống dẫn [18] là lớn hơn 100.

- Một phần mol của nguyên liệu phenol mới mà được chuyển hóa thành xyclohexanon là lớn hơn 99%.

Mức tiêu thụ năng lượng thực là 0,7 MJ mỗi kg xyclohexanon được sản xuất và mức tiêu thụ hơi nước thực là 0,3kg hơi nước mỗi kg xyclohexanon được sản xuất. Nhờ đó các bộ phận tiêu thụ năng lượng là:

- bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [a];
 - bộ phận bay hơi được gia nhiệt bằng hơi nước [b];
 - bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [c];
 - bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [e];
 - các thiết bị đun lại được gia nhiệt bằng hơi nước của bộ phận chưng cất thứ nhất [o], của cột chưng cất thứ hai [q], của cột chưng cất thứ ba [s], của cột chưng cất thứ tư [u], và của cột chưng cất thứ năm [w];
 - bộ phận trao đổi nhiệt được gia nhiệt bằng hơi nước [α]; và
 - bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol được gia nhiệt bằng hơi nước [δ];
- và các thiết bị sinh năng lượng là:

- hai thùng phản ứng hydro hóa dạng ống lồng trong bộ phận hydro hóa phenol [f].

Tất cả các thiết bị tiêu thụ năng lượng nêu trên cũng là các thiết bị tiêu thụ hơi nước. Tất cả các thiết bị sinh năng lượng nêu trên cũng được gọi là các thiết bị sinh hơi nước.

Ví dụ 2.

Quy trình sản xuất và thu hồi xyclohexanon từ phenol được tiến hành trong thiết bị hóa học giống như được mô tả trong ví dụ 1, ngoại trừ là chất xúc tác hydro hóa phenol được dùng trong một khoảng thời gian là 9 tháng thay vì là 1 tuần. Đã biết rằng các chất xúc tác hydro hóa phenol có đặc tính thoái hóa, dẫn đến mức chọn lọc và hoạt tính giảm theo thời gian.

Lúc này thu được các kết quả dưới đây:

- Sản phẩm cuối, xyclohexanon, mà được xả ra qua ống dẫn [41] có hàm lượng xyclohexanol bằng khoảng 500 ppm (trọng lượng/trọng lượng).

- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol mà được nạp vào các thùng phản ứng hydro hóa phenol là 0,04.

- Tỷ lệ mol của xyclohexanol so với phenol mà được nạp vào các thùng phản ứng hydro hóa phenol là 0,024.

- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với xyclohexanol trong dòng sản phẩm hydro hóa trong ống dẫn [14] là 12.

- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với xyclohexanol trong dòng sản phẩm đã hydro hóa được xả ra khỏi bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] qua ống dẫn [18] là 12.

- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol trong dòng sản phẩm hydro hóa trong ống dẫn [14] là 14.

- Tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol trong dòng sản phẩm đã hydro hóa được xả ra khỏi bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] qua ống dẫn [18] là 14.

- Một phần mol của nguyên liệu phenol mới mà được chuyển hóa thành xyclohexanon là lớn hơn 99%.

- Mức tiêu thụ năng lượng thực là 1,6 MJ mỗi kg xyclohexanon được sản xuất và mức tiêu thụ hơi nước thực là 0,7 kg hơi nước mỗi kg xyclohexanon được sản xuất.

Nhờ đó các thiết bị tiêu thụ năng lượng và các thiết bị tiêu thụ hơi nước và các thiết bị sinh năng lượng và các thiết bị sinh hơi nước là giống như trong ví dụ 1.

Ở cả ví dụ 1 và ví dụ 2

- mức chọn lọc ở mỗi bước trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol là lớn hơn 93%, và

- mức chuyển hóa phenol ở mỗi bước trong bộ phận hydro hóa phenol là lớn hơn 91%.

Ở cả ví dụ 1 và ví dụ 2 hơn 80% nhiệt phản ứng được sinh ra trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol được dùng để tạo ra hơi nước.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình sản xuất và thu hồi liên tục xyclohexanon từ phenol và hydro ở quy mô công nghiệp, trong đó quy trình này bao gồm các bước:

I) hydro hóa phenol trong thùng phản ứng hydro hóa phenol ở bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] bằng khí hydro, khi có mặt chất xúc tác chứa platin và/hoặc paladi, nhờ đó nhiệt phản ứng được sinh ra và dòng sản phẩm đã hydro hóa được xả ra;

II) tách xyclohexanon ra khỏi dòng sản phẩm đã hydro hóa này trong bộ phận tách và tinh chế [II] bằng nhiều bước bao gồm:

i. loại các thành phần có điểm sôi thấp hơn xyclohexanon trong bộ phận chưng cất thứ nhất;

ii. loại xyclohexanon trong bộ phận chưng cất thứ hai;

iii. loại pha giàu xyclohexanol trong bộ phận chưng cất thứ ba; và

iv. loại hỗn hợp chứa phenol và xyclohexanol trong bộ phận chưng cất thứ tư; trong đó xyclohexanon này có hàm lượng xyclohexanol dưới 5000ppm (trọng lượng/trọng lượng);

trong đó ít nhất một phần nhiệt phản ứng sinh ra trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] được dùng để tạo ra hơi nước; và

trong đó hỗn hợp chứa phenol và xyclohexanol được loại ra ở bước iv) được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I];

khác biệt ở chỗ các điều kiện a) hoặc b) được áp dụng:

a. tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol này là nằm trong khoảng từ 0,02 đến 0,10; và

b. tỷ lệ mol của xyclohexanol so với phenol được nạp vào thùng phản ứng hydro hóa phenol là nằm trong khoảng từ 0,001 đến 0,10.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm bước tách hydro xyclohexanol thành xyclohexanon và hydro trong bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol.

3. Quy trình theo điểm 1 hoặc 2, trong đó tỷ lệ mol của xyclohexanon so với xyclohexanol trong dòng sản phẩm đã hydro hóa được xả ra ở bước I) là lớn hơn 10.

4. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 3, trong đó tỷ lệ mol của xyclohexanon so với phenol trong dòng sản phẩm hydro hóa được xả ra ở bước I) là lớn hơn 10.
5. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 2 đến 4, trong đó hydro được sinh ra trong bộ phận phản ứng tách hydro xyclohexanol [III] được nạp vào bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I].
6. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 5, trong đó phenol được hydro hóa trong quy trình ở pha hơi.
7. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó mức tiêu thụ hơi nước thực là nhỏ hơn 1,5kg hơi nước mỗi kg xyclohexanon được sản xuất.
8. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó mức tiêu thụ năng lượng thực là nhỏ hơn 3 MJ mỗi kg xyclohexanon được sản xuất.
9. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó xyclohexanon này có hàm lượng xyclohexanol dưới 2000ppm (trọng lượng/trọng lượng).
10. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó chất xúc tác là paladi trên chất mang nhôm oxit và muối chứa Na là chất tăng xúc tác.
11. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó chất xúc tác này là 1% trọng lượng paladi trên chất mang nhôm oxit, với 1% trọng lượng Na (như NaHCO_3) được bổ sung làm chất tăng xúc tác.
12. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó hơn 98% (mol/mol) phenol được nạp vào quy trình được chuyển hóa thành xyclohexanon.
13. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, trong đó mức chọn lọc ở mỗi bước trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] là lớn hơn 92% và trong đó mức chuyển hóa phenol mỗi bước trong bộ phận phản ứng hydro hóa phenol [I] là lớn hơn 90%.

Fig. 1

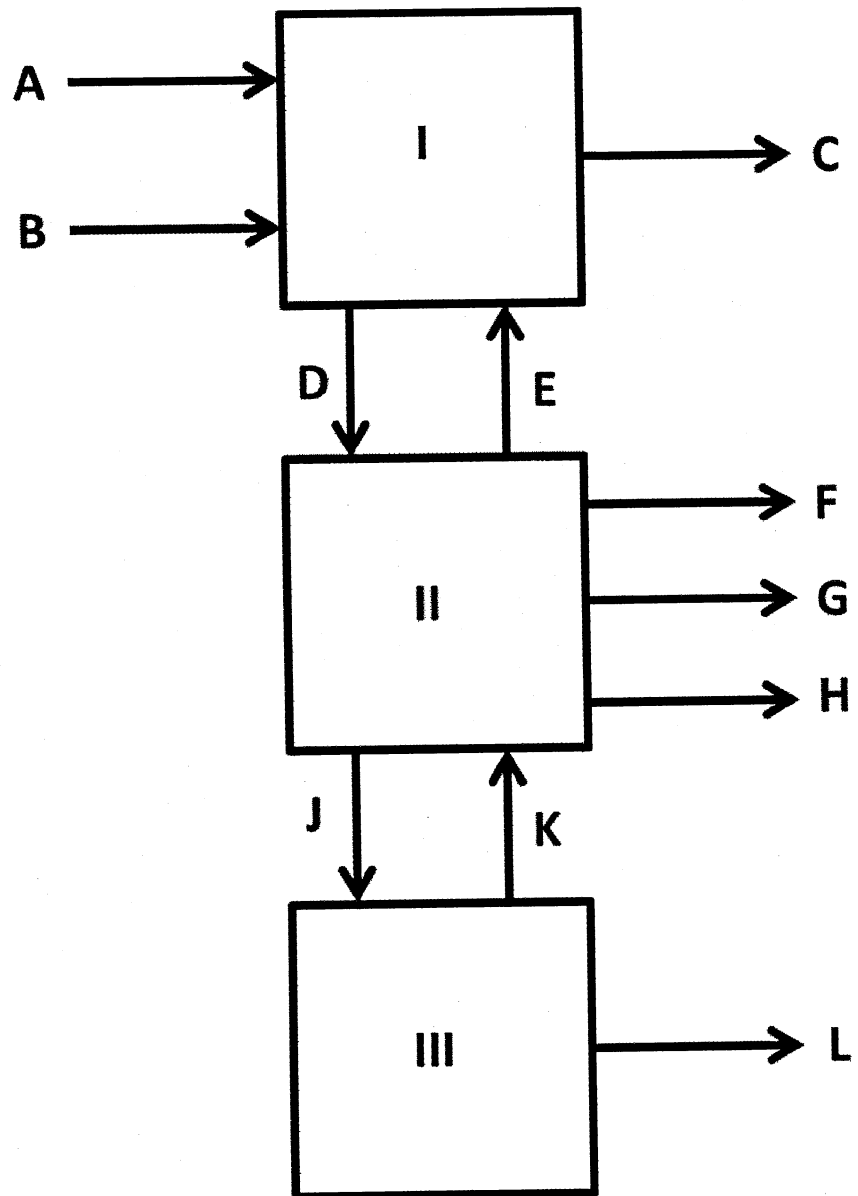


Fig. 2

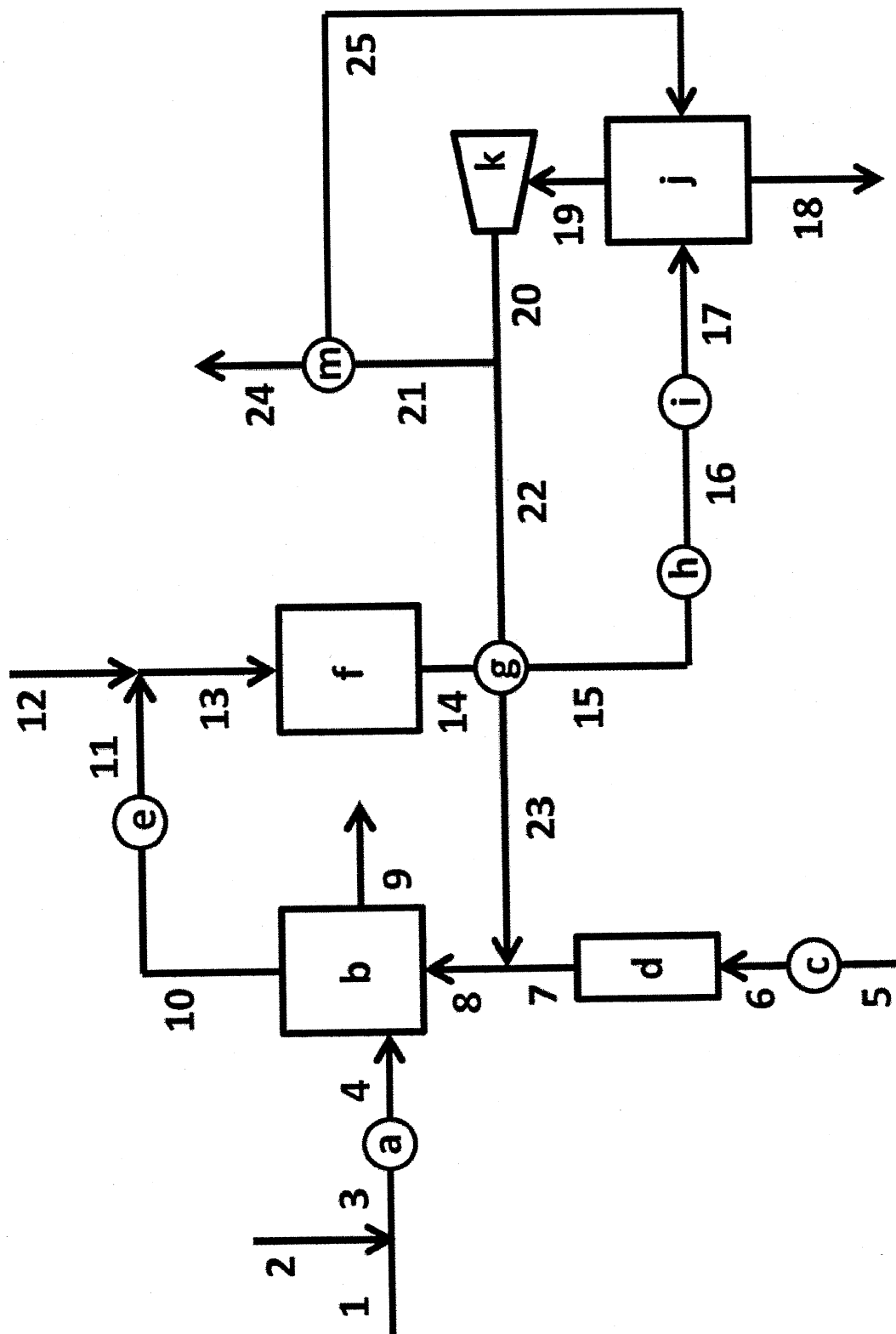


Fig. 3

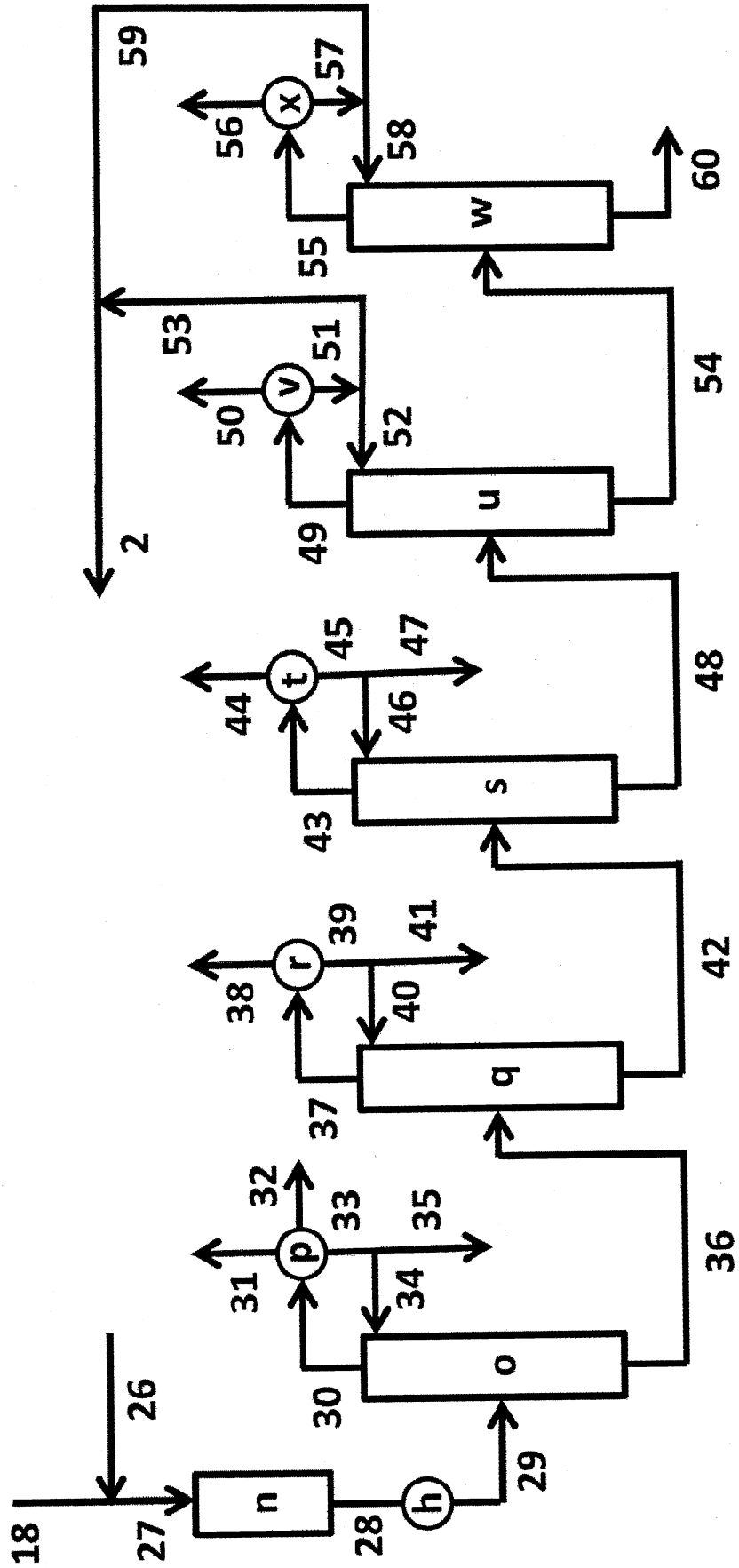


Fig. 4

