



(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)



1-0030704

(51)⁸ C07D 301/12; C07D 301/32

(13) B

(21) 1-2018-02186

(22) 25/11/2016

(86) PCT/EP2016/078770 25/11/2016

(87) WO2017/089516 01/06/2017

(30) 15196510.0 26/11/2015 EP

(45) 25/01/2022 406

(43) 27/08/2018 365A

(73) 1. EVONIK OPERATIONS GMBH (DE)

Rellinghauser Strasse 1-11, 45128 Essen, Germany

2. THYSSENKRUPP INDUSTRIAL SOLUTIONS AG (DE)

ThyssenKrupp Allee 1, 45143 Essen, Germany

(72) HOFEN Willi (DE); HAAS Thomas (DE); WÖLL Wolfgang (DE); KOLBE Bärbel (DE); DIETZ Hans-Christian (DE); BRENDDEL Marc (DE); JAEGER Bernd (DE); BÄRZ Manfred (DE); KLEIBER Michael (DE).

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

(54) QUY TRÌNH EPOXY HÓA PROPEN

(57) Sáng chế đề xuất quy trình epoxy hóa propen bao gồm các bước: cho propen phản ứng với hydro peroxit, tách propen oxit và dòng propen đã được thu hồi từ hỗn hợp phản ứng, tách propan ra khỏi toàn bộ hoặc một phần dòng propen đã được thu hồi trong bộ phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon (C3), và chuyển dòng sản phẩm đỉnh cột phân giải C3 vào bước epoxy hóa, nguyên liệu propan có phần propan chiếm 0,002 tới 0,10 được sử dụng, quá trình epoxy hóa được vận hành để tạo ra phần propan trong hỗn hợp phản ứng nằm trong khoảng từ 0,05 đến 0,20 và cột phân giải C3 được vận hành để tạo ra dòng sản phẩm đỉnh chứa phần propan ít nhất là 0,04 nhằm làm giảm kích thước và mức tiêu thụ năng lượng của cột phân giải C3.

Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình epoxy hóa propen bằng hydro peroxit trong đó nguyên liệu propen ban đầu chứa propan có thể được sử dụng một cách có hiệu quả.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Quy trình epoxy hóa propen bằng hydro peroxit với sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa thường được thực hiện với lượng mol dư của propen so với hydro peroxit nhằm tránh sự phân hủy hydro peroxit và để đạt được tính chọn lọc cao đối với propen oxit. Việc epoxy hóa propen bằng chất xúc tác titan silicalit dị thể là đã biết từ EP 0 100 119 A1. Việc epoxy hóa propen bằng chất xúc tác mangan đồng thể là đã biết từ WO 2011/063937. Việc epoxy hóa propen bằng chất xúc tác vonframphosphat đồng thể là đã biết từ US 5,274,140.

Nhằm sử dụng propen một cách có hiệu quả, propen không phản ứng phải được thu hồi từ hỗn hợp phản ứng của phản ứng epoxy hóa và được tái tuần hoàn vào phản ứng epoxy hóa này. Các loại propen công nghiệp thường chứa propan dưới dạng các tạp chất do các quy trình sản xuất được sử dụng để tạo ra propen sinh ra. Do các chất xúc tác epoxy hóa được dùng cho quá trình epoxy hoá propen ít có hoạt tính hoặc không có hoạt tính đối với quá trình oxy hoá propan, nên việc dùng loại propen chứa propan trong quy trình epoxy hóa có sự tuần hoàn propen sẽ dẫn đến sự tích tụ propan trong quy trình này. Để tái tuần hoàn có hiệu quả propen, sẽ cần đến việc phải tách propan ra khỏi propen và làm sạch propan ra khỏi quy trình này.

WO 2005/103024 mô tả việc sử dụng cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon (C3) thông thường để tách propan ra khỏi hỗn hợp propen và propan được thu hồi từ khí thải của quy trình epoxy hóa trước khi tái tuần hoàn propen vào quá trình epoxy hóa này. Một cột phân giải C3 thông thường như

vậy phải được vận hành với tỷ lệ hồi lưu cao đòi hỏi mức tiêu thụ năng lượng cao.

WO 2004/018088 đề cập đến việc thu hồi propen và propan từ dòng xả xử lý propylen oxit dạng khí bằng cách hấp thụ trong propan lỏng trước khi tách trong bộ phân giải C3, tạo ra dòng hơi đỉnh chứa 31,2% khối lượng propen và 65,2% khối lượng propan mà được tái tuần hoàn vào quy trình sản xuất propylen oxit. Tuy nhiên, do hàm lượng propan cao trong dòng tái tuần hoàn, nên sự tích tụ nhiều propan trong quy trình theo phương pháp này cần đến thiết bị lớn đáng kể đối với phản ứng epoxy hóa và việc xử lý hỗn hợp phản ứng và làm tăng mức tiêu thụ năng lượng cho việc xử lý hỗn hợp phản ứng này.

Do đó, vẫn có nhu cầu về quy trình epoxy hóa propen bằng hydro peroxit trong đó nguyên liệu propen ban đầu chứa propan có thể được sử dụng và propan có thể được làm sạch ra khỏi quy trình này với chi phí thiết bị và năng lượng thấp.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Đã phát hiện ra rằng khi vận hành quá trình epoxy hóa để tạo ra phân propan trong propen không phản ứng nằm trong khoảng từ 0,05 đến 0,20 và thu hồi propen không phản ứng trong bộ phân giải C3 được vận hành để tạo ra hơi ở đỉnh cột có phần propan ít nhất là 0,04, chi phí bổ sung lớn cho thiết bị dùng cho phản ứng epoxy hóa và việc xử lý hỗn hợp phản ứng và mức tiêu thụ năng lượng cao cho việc xử lý hỗn hợp phản ứng bị tăng thêm nữa do việc giảm kích thước thiết bị và mức tiêu thụ năng lượng của cột phân giải C3 so với cột phân giải C3 được vận hành theo cách thông thường.

Do đó, mục đích của sáng chế là đề xuất quy trình epoxy hóa propen bao gồm các bước:

a) cho propen phản ứng liên tục với hydro peroxit với sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa, bằng cách sử dụng propen với lượng mol dư so với hydro

peroxit, để tạo ra hỗn hợp phản ứng gồm propen oxit, propen không phản ứng và propan;

b) tách propen oxit và dòng propen đã được thu hồi có tổng hàm lượng propen và propan lớn hơn 90% khối lượng từ hỗn hợp phản ứng đã được tạo ra ở bước a);

c) nạp toàn bộ hoặc một phần dòng propen đã được thu hồi vào cột phân giải C3 để tách propen và propan và tháo dòng sản phẩm đỉnh nghèo propan so với dòng propen đã được thu hồi và dòng sản phẩm đáy giàu propan so với dòng propen đã được thu hồi ra khỏi cột này; và

d) chuyển dòng sản phẩm đỉnh đã được tạo ra ở bước c) vào bước a);

trong đó nguyên liệu propen ban đầu chứa propan với tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan nằm trong khoảng từ 0,002 đến 0,10 được nạp vào quy trình epoxy hóa propen; hỗn hợp phản ứng đã được tạo ra ở bước a) chứa propan có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan nằm trong khoảng từ 0,05 đến 0,20; và dòng sản phẩm đỉnh rút ra khỏi cột phân giải C3 chứa propan có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan ít nhất là 0,04.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1, Fig.2 và Fig.3 thể hiện quy trình theo các phương án được ưu tiên của sáng chế.

Fig.1 thể hiện quy trình theo một phương án trong đó nguyên liệu propen ban đầu được nạp trực tiếp vào bước phản ứng a).

Fig.2 thể hiện quy trình theo một phương án trong đó nguyên liệu propen ban đầu được nạp dưới dạng lỏng với vị trí nạp tối đa là 10 tầng lý thuyết tính từ đỉnh của cột phân giải C3.

Fig.3 thể hiện quy trình theo một phương án trong đó nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột tinh cất C3 của bước b).

Mô tả chi tiết sáng chế

Quy trình theo sáng chế sử dụng nguyên liệu propen ban đầu chứa propan với tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan nằm trong khoảng từ 0,002 đến 0,10. Tốt hơn, nếu tỷ lệ khối lượng này nằm trong khoảng từ 0,003 đến 0,08 và tốt nhất là nằm trong khoảng từ 0,004 đến 0,05. Tốt hơn, nếu nguyên liệu propen ban đầu chứa tối đa là 1% khối lượng của các hợp phần khác với propen và propan, tốt hơn nữa là nhỏ hơn 0,1% khối lượng. Nguyên liệu propen ban đầu thích hợp là các sản phẩm thương mại của propen loại hóa chất và của propen loại polyme.

Ở bước a) của quy trình theo sáng chế, propen được phản ứng liên tục trong bước phản ứng của hydro peroxit với sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa để tạo ra hỗn hợp phản ứng gồm propen oxit, propen không phản ứng và propan. Propen được dùng với lượng dư so với hydro peroxit, tốt hơn là với tỷ lệ mol ban đầu giữa propen và hydro peroxit nằm trong khoảng từ 1,1:1 đến 30:1, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 2:1 đến 10:1 và tốt nhất là nằm trong khoảng từ 3:1 đến 5:1. Tốt hơn, nếu propen được dùng với lượng dư đủ để duy trì pha lỏng bổ sung giàu propen trong toàn bộ bước a). Việc dùng lượng dư của propen cho phép có tốc độ phản ứng và mức độ chuyển hóa hydro peroxit cao và đồng thời có độ chọn lọc cao đối với propen oxit.

Hydro peroxit có thể được sử dụng dưới dạng dung dịch nước, tốt hơn là chứa 30 tới 75% khối lượng hydro peroxit và tốt nhất là nằm trong khoảng từ 40 tới 70% khối lượng.

Chất xúc tác epoxy hóa có thể là chất xúc tác đồng thể hoặc chất xúc tác dị thể. Các chất xúc tác epoxy hóa đồng thể thích hợp gồm các phức chất mangan với các phối tử polydentat nitơ, cụ thể là các phối tử 1,4,7-trimetyl-1,4,7-triazaxyclononan, như đã biết từ WO 2011/063937. Các chất xúc tác epoxy hóa đồng thể thích hợp khác là heteropolyvonframat và heteropolymolypđat, cụ thể là các polyvonframphosphat, như đã biết từ US 5,274,140, tốt hơn là các muối amoni bậc bốn của polyvonframphosphat. Các chất xúc tác epoxy hóa dị thể thích hợp gồm các titan zeolit chứa các nguyên tử titan ở các vị trí mạng tinh thể silic. Tốt hơn là, chất xúc tác titan silicalit được

sử dụng, tốt hơn là có cấu trúc tinh thể MFI hoặc MEL. Tốt nhất là chất xúc tác titan silicalit 1 có cấu trúc MFI như đã biết từ EP 0 100 119 A1, được sử dụng. Chất xúc tác titan silicalit được ưu tiên sử dụng dưới dạng chất xúc tác đã được tạo hình dưới dạng hạt, các sản phẩm ép đùn hoặc chất liệu đã được tạo hình. Để tạo hình, chất xúc tác có thể chứa 1 tới 99% chất kết dính hoặc chất mang, thích hợp nếu tất cả các chất kết dính và chất mang này không phản ứng với hydro peroxit hoặc với propen oxit trong các điều kiện phản ứng được sử dụng để epoxy hóa, silic oxit là chất kết dính được ưu tiên. Các sản phẩm ép đùn có đường kính nằm trong khoảng từ 1 đến 5mm được ưu tiên sử dụng làm chất xúc tác kiểu tầng cố định.

Khi chất xúc tác epoxy hóa là titan silicalit, liệu cấp propen được ưu tiên phản ứng với hydro peroxit trong dung môi metanol để tạo ra hỗn hợp phản ứng lỏng chứa metanol. Dung môi metanol này có thể là metanol loại kỹ thuật, dòng dung môi được thu hồi trong quá trình xử lý hỗn hợp phản ứng epoxy hóa hoặc hỗn hợp của cả hai loại này. Sau đó, phản ứng epoxy hóa được ưu tiên tiến hành ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 30 đến 80°C, tốt hơn nữa là ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 40 đến 60°C, và ở áp suất nằm trong khoảng từ 1,9 đến 5,0MPa, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 2,1 đến 3,6 MPa và tốt nhất là nằm trong khoảng từ 2,4 đến 2,8MPa. Phản ứng epoxy hóa này được ưu tiên thực hiện cùng với việc bổ sung amoniac vào để cải thiện độ chọn lọc propen oxit như được mô tả trong EP 0 230 949 A2. Tốt hơn, nếu amoniac được bổ sung vào với lượng nằm trong khoảng từ 100 đến 3000ppm tính theo khối lượng của hydro peroxit. Việc epoxy hóa này được ưu tiên thực hiện trong thiết bị phản ứng kiểu tầng cố định bằng cách cho hỗn hợp bao gồm propen, hydro peroxit và metanol đi qua tầng cố định có chất xúc tác titan silicalit đã được tạo hình. Tốt hơn, nếu thiết bị phản ứng kiểu tầng cố định này được lắp cùng với phương tiện làm nguội và được làm nguội bằng môi chất làm nguội. Tốt hơn là, thiết bị phản ứng kiểu ống được làm nguội được sử dụng cùng với tầng cố định chất xúc tác được bố trí trong ống và profin nhiệt độ dọc theo trục ống với các nhiệt độ nằm trong khoảng nhỏ hơn 5°C dọc theo ít nhất là 80%

chiều dài của tầng cố định chất xúc tác được duy trì bằng cách làm nguội. Tốt hơn, nếu hỗn hợp phản ứng epoxy hóa được cho đi qua tầng chất xúc tác theo kiểu dòng đi xuống, tốt hơn là với vận tốc mặt nằm trong khoảng từ 1 đến 100m/giờ, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 5 đến 50m/giờ, được ưu tiên nhất là nằm trong khoảng từ 5 đến 30m/giờ. Vận tốc mặt được xác định là tỷ số của lưu lượng theo thể tích/mặt cắt của tầng chất xúc tác này. Ngoài ra, được ưu tiên nếu chuyển hỗn hợp phản ứng qua tầng chất xúc tác với vận tốc dòng chảy trong không gian tính theo giờ của chất lỏng (LHSV) nằm trong khoảng từ 1 đến 20 h⁻¹, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 1,3 đến 15 h⁻¹. Đặc biệt được ưu tiên nếu duy trì tầng chất xúc tác ở trạng thái tầng ba pha trong khi phản ứng epoxy hóa. Các điều kiện thích hợp để duy trì trạng thái tầng ba pha trong phản ứng epoxy hóa này đã được mô tả trong WO 02/085873 ở trang 8, dòng 23 tới trang 9, dòng 15. Dung môi metanol được ưu tiên sử dụng trong quá trình epoxy hóa với tỷ lệ khối lượng nằm trong khoảng từ 0,5 đến 20 so với lượng dung dịch nước hydro peroxit. Lượng chất xúc tác được sử dụng có thể thay đổi nằm trong các khoảng rộng và tốt hơn là được chọn để sao cho đạt mức tiêu thụ hydro peroxit lớn hơn 90%, tốt hơn là lớn hơn 95%, trong khoảng thời gian từ 1 phút tới 5 giờ trong các điều kiện phản ứng epoxy hóa được sử dụng. Tốt nhất là, phản ứng epoxy hóa được thực hiện với tầng chất xúc tác cố định được duy trì ở trạng thái tầng ba pha ở áp suất gần với áp suất hơi của propen ở nhiệt độ phản ứng, việc dùng lượng dư của propen tạo ra hỗn hợp phản ứng gồm hai pha lỏng, là pha giàu metanol và pha giàu propen. Hai hoặc nhiều thiết bị phản ứng kiểu tầng cố định có thể được vận hành song song hoặc nối tiếp nhau để cho phép có thể vận hành quy trình epoxy hóa một cách liên tục khi tái sinh chất xúc tác epoxy hóa. Việc tái sinh chất xúc tác epoxy hóa có thể được thực hiện bằng cách nung, bằng cách xử lý bằng khí nóng, tốt hơn là khí chứa oxy hoặc bằng cách rửa bằng dung môi, tốt hơn là bằng cách tái sinh định kỳ đã được mô tả trong WO 2005/000827.

Ở bước a), propen được phản ứng với sự có mặt của propan được đưa vào quy trình theo sáng chế cùng với nguyên liệu propen ban đầu. Lượng

propan được chuyển vào bước a) và tỷ lệ mol ban đầu giữa propen và hydro peroxit được chọn để sao cho hỗn hợp phản ứng đã được tạo ra ở bước a) chứa propan có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan nằm trong khoảng từ 0,05 đến 0,20, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,10 đến 0,15.

Ở bước b) của quy trình theo sáng chế, propen oxit và dòng propen đã được thu hồi được tách ra khỏi hỗn hợp phản ứng đã được tạo ra ở bước a). Việc tách này được thực hiện để tạo ra dòng propen đã được thu hồi có tổng hàm lượng propen và propan lớn hơn 90% khối lượng, tốt hơn là lớn hơn 95 % khối lượng. The tách of propen oxit và of dòng propen đã được thu hồi có thể được thực hiện by phương pháp đã biết from lĩnh vực kỹ thuật này, như bằng cách chưng cất. Tốt hơn, nếu bước tách b) là bước tách propen cùng với sản phẩm đỉnh trong cột tinh cất C3 ra khỏi sản phẩm đáy chứa propen oxit. Tốt hơn là, toàn bộ hoặc một phần của sản phẩm đỉnh của cột tinh cất C3 được rút ra dưới dạng dòng propen đã được thu hồi.

Tốt hơn, nếu ở bước b), hỗn hợp phản ứng được làm giảm áp. Hơi propen được tạo ra do sự giảm áp có thể được nén lại và được làm lạnh để tạo ra dòng propen đã được thu hồi bằng cách làm ngưng tụ. Tốt hơn là, hơi propen được tạo ra do sự giảm áp được nén lại và hơi propen đã được nén này được nạp vào cột tinh cất C3 nơi nó được tách ra để tạo ra dòng propen đã được thu hồi dưới sản phẩm đỉnh và sản phẩm đáy bao gồm propen oxit và các hợp phần khác có điểm sôi lớn hơn điểm sôi propen, như dung môi. Sản phẩm đáy này có thể được kết hợp hỗn hợp lỏng còn lại sau khi giảm áp.

Khi metanol được dùng làm dung môi, hỗn hợp lỏng còn lại sau khi giảm áp được ưu tiên tách ra bằng cách chưng cất trong cột tách trước để tạo ra sản phẩm đỉnh bao gồm propen oxit, metanol và Residual propen và sản phẩm đáy bao gồm metanol, nước và hydro peroxit không phản ứng. Tốt hơn, nếu cột tách trước này được vận hành để tạo ra sản phẩm đỉnh chứa 20 tới 60% metanol nằm trong pha lỏng của bước giảm áp cuối. Tốt hơn, nếu cột tách trước có 5 tới 20 tầng lý thuyết trong đoạn phân giải và dưới 3 tầng lý thuyết

trong đoạn tinh cất và tốt nhất là được vận hành mà không có sự hồi lưu và không có đoạn tinh cất để làm giảm đến mức tối thiểu thời gian lưu trú của propen oxit trong cột tách trước. Cột tách trước này được ưu tiên vận hành áp suất nằm trong khoảng từ 0,16 tới 0,3MPa. Propen oxit và metanol được ngưng tụ từ sản phẩm đỉnh của cột tách trước và tốt hơn, nếu propen được cất ra khỏi phần ngưng thu được trong cột cất propen tạo ra dòng đáy gồm propen oxit và metanol mà hầu như không chứa propen. Tốt hơn, nếu propen oxit được tách ra khỏi dòng đáy của cột cất propen trong quá trình cất chiết nhờ sử dụng nước làm dung môi chiết. Tốt hơn, nếu quá trình cất chiết được thực hiện cùng với việc cấp bổ sung hoạt chất chứa nhóm NH_2 không được thế và có khả năng phản ứng với axetaldehyt trong quá trình cất chiết, như được mô tả trong WO 2004/048335. Quá trình cất chiết cùng với hoạt chất tạo ra propen oxit có độ tinh khiết cao chứa dưới 50ppm của các hợp chất carbonyl.

Ở bước c) của quy trình theo sáng chế, toàn bộ hoặc một phần dòng propen đã được thu hồi được nạp vào bộ phân giải C3 để tách propen và propan và dòng sản phẩm đỉnh nghèo propan so với dòng propen đã được thu hồi và dòng sản phẩm đáy giàu propan so với dòng propen đã được thu hồi được rút ra khỏi cột này. Tốt hơn, nếu dòng propen đã được thu hồi được nạp vào cột phân giải C3 dưới dạng lỏng ở vị trí nạp nằm trong khoảng một phần ba từ trên xuống của cột phân giải C3. Tốt hơn, nếu vị trí nạp này nằm trong khoảng 35 tầng lý thuyết, tốt hơn nữa là tối đa là 20 tầng lý thuyết tính từ đỉnh cột. Khi không có vật liệu khác được nạp vào cột phân giải C3, thì dòng propen đã được thu hồi được ưu tiên cấp dưới dạng lỏng ở tầng trên cùng của cột. Cột phân giải C3 có thể có gồm nhiều khay hoặc chất nhồi cột.

Cột phân giải C3 được vận hành để tạo ra dòng sản phẩm đỉnh chứa propan có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan ít nhất là 0,04, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,04 đến 0,15, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,05 đến 0,12. Phần propan được mong muốn trong dòng sản phẩm đỉnh có thể đạt được bằng cách điều chỉnh số lượng tầng tách trong đoạn tinh cất nằm giữa vị trí nạp dòng propen đã được thu hồi và đỉnh cột và

bằng cách điều chỉnh tỷ lệ hồi lưu của cột này. Tốt hơn, nếu cột phân giải C3 được vận hành để tạo ra dòng sản phẩm đỉnh có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan lớn hơn tỷ lệ này trong nguyên liệu propen ban đầu. Việc vận hành cột phân giải C3 tạo ra dòng sản phẩm đỉnh có phần propan nhiều hơn phần propan trong nguyên liệu propen ban đầu cho phép làm tăng hàm lượng propan trong dòng propen đã được thu hồi, nó cho phép sử dụng cột phân giải C3 nhỏ hơn và làm giảm mức tiêu thụ năng lượng cho việc vận hành cột này.

Tốt hơn, nếu cột phân giải C3 được vận hành để tạo ra dòng sản phẩm đáy có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan ít nhất là 0,8, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,9 đến 0,98.

Ở bước d) của quy trình theo sáng chế, dòng sản phẩm đỉnh đã được tạo ra ở bước c) được chuyển vào bước a).

Tốt hơn là, chỉ một phần dòng propen đã được thu hồi được nạp vào cột phân giải C3 ở bước c) và phần còn lại được chuyển vào bước a). Tốt hơn nữa là, 1 tới 50% khối lượng của dòng propen đã được thu hồi được nạp vào cột phân giải C3 và phần còn lại được chuyển vào bước a). Tốt hơn, nếu một phần dòng propen đã được thu hồi mà được nạp vào cột phân giải C3 được điều chỉnh để duy trì tỷ lệ khối lượng không đổi giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan trong dòng propen đã được thu hồi. Việc nạp chỉ một phần dòng propen đã được thu hồi vào cột phân giải C3 cho phép sử dụng cột phân giải C3 có kích thước nhỏ và việc tái tuần hoàn một phần dòng propen đã được thu hồi trực tiếp vào phản ứng epoxy hóa làm tăng hàm lượng propan trong hỗn hợp phản ứng và trong dòng propen đã được thu hồi, nó cho phép sử dụng bộ phân giải C3 nhỏ hơn có vài tầng tách và việc vận hành cột này với tỷ lệ hồi lưu nhỏ cho phép tiết kiệm năng lượng.

Trong quy trình theo sáng chế, nguyên liệu propen ban đầu có thể được nạp vào nhiều tầng khác nhau.

Nguyên liệu propen ban đầu có thể được nạp trực tiếp vào bước a) của quy trình.

Theo một phương án được ưu tiên, toàn bộ hoặc một phần nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột phân giải C3 của bước c). Tốt hơn là, ít nhất 20% và tốt hơn nữa là ít nhất 50% của nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột phân giải C3 của bước c) và phần còn lại được nạp vào bước a), bước b) hoặc cả hai. Tốt nhất là, toàn bộ nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột phân giải C3 của bước c). Theo phương án này, tốt hơn, nếu cột phân giải C3 được vận hành để tạo ra dòng sản phẩm đỉnh có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan lớn hơn tỷ lệ này trong nguyên liệu propen ban đầu. Việc vận hành cột phân giải C3 để tạo ra hơi có phần propan nhiều hơn phần propan trong nguyên liệu propen ban đầu có ưu điểm là nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột phân giải C3 có thể thay thế cho một phần hoặc toàn bộ dòng hồi lưu của cột làm giảm mức tiêu thụ năng lượng của cột phân giải C3. Tốt hơn, nếu nguyên liệu propen ban đầu được nạp dưới dạng lỏng vào cột phân giải C3 ở vị trí nạp bên trên vị trí nạp dòng propen đã được thu hồi. Việc nạp nguyên liệu propen ban đầu vào cột phân giải C3 có lợi cho việc loại bỏ các chất khó bay hơi và các tạp chất có điểm sôi cao ra khỏi nguyên liệu propen ban đầu mà không cần đến thiết bị bổ sung. Khi nguyên liệu propen ban đầu chứa lượng không đáng kể của các hydrocacbon C4+, tức là các hydrocacbon có từ 4 nguyên tử cacbon trở lên, thì tốt hơn nếu nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào khay trên cùng hoặc vào đỉnh của tầng nhồi trên cùng của cột phân giải C3. Phương án này có thể cũng được sử dụng để loại bỏ các hydrocacbon C4+ bằng cột phân giải C3 cho sản phẩm đáy khi nguyên liệu propen ban đầu chứa lượng đáng kể của các hydrocacbon C4+ được sử dụng. Tốt hơn, nếu nguyên liệu propen ban đầu chứa lượng đáng kể của các hydrocacbon C4+ được nạp vào cột phân giải C3 ở vị trí nạp trong khoảng ít nhất một tầng lý thuyết tính từ đỉnh cột, tốt hơn là trong khoảng từ 5 tới 12 tầng lý thuyết tính từ đỉnh cột, để tạo ra dòng sản phẩm đỉnh có hàm lượng thấp của các hydrocacbon C4+.

Theo một phương án được ưu tiên khác của quy trình theo sáng chế, bước b) bao gồm việc tách dòng propen đã được thu hồi dưới dạng sản phẩm

đỉnh trong cột tinh cất C3 ra khỏi sản phẩm đáy chứa propen oxit, và toàn bộ hoặc một phần nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột tinh cất C3. Tốt hơn là, ít nhất là 20% và tốt hơn nữa là ít nhất là 50% của nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột tinh cất C3 và phần còn lại được nạp vào cột phân giải C3 của bước c). Nguyên liệu propen ban đầu được ưu tiên cấp dưới dạng lỏng vào cột tinh cất C3 ở vị trí nạp tối đa là 10 tầng lý thuyết tính từ đỉnh cột. Tốt hơn là, nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào khay trên cùng hoặc vào đỉnh của tầng nhồi trên cùng của cột tinh cất C3. Theo phương án này, tốt hơn, nếu dòng propen đã được thu hồi được nạp dưới dạng lỏng vào tầng trên cùng của cột phân giải C3. Việc nạp nguyên liệu propen ban đầu vào cột tinh cất C3 có lợi cho việc loại bỏ chất khó bay hơi và các tạp chất có điểm sôi cao ra khỏi nguyên liệu propen ban đầu mà không cần tăng kích thước hoặc mức tiêu thụ năng lượng của cột phân giải C3. Phương án này ưu tiên được áp dụng khi nguyên liệu propen ban đầu được sử dụng chỉ chứa lượng nhỏ của các hydrocacbon C4+. Việc nạp nguyên liệu propen ban đầu vào cột tinh cất C3 cho phép giảm tiếp kích thước và mức tiêu thụ năng lượng của cột phân giải C3 so với trường hợp nạp nguyên liệu propen ban đầu trực tiếp vào cột phân giải C3.

Fig.1, Fig.2 và Fig.3 thể hiện quy trình theo các phương án được ưu tiên của sáng chế.

Fig.1 thể hiện quy trình theo một phương án trong đó nguyên liệu propen ban đầu được nạp trực tiếp vào bước phản ứng a). Theo phương án này, nguyên liệu propen ban đầu (1), hydro peroxit (2) và dung môi metanol (3) được nạp vào bước phản ứng (4), nơi propen và hydro peroxit được phản ứng với sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa để tạo ra hỗn hợp phản ứng (5) gồm propen oxit, propen không phản ứng, propan, dung môi metanol và nước. Hỗn hợp phản ứng này được phân tách trong bước tách (6) thành dòng propen đã được thu hồi (7), sản phẩm propen oxit (8), a dòng dung môi metanol đã được thu hồi (9) được tái tuần hoàn vào bước phản ứng (4), và dòng nước (10). Một phần dòng propen đã được thu hồi (7) được nạp vào bộ phân giải C3 (11) ở vị

trí nạp (12) nằm trong khoảng một phần ba từ trên xuống của cột phân giải C3 (11) và phần còn lại của dòng propen đã được thu hồi (7) được tái tuần hoàn vào bước phản ứng (4). Cột phân giải C3 (11) tạo ra dòng sản phẩm đỉnh (13), nghèo propan so với dòng propen đã được thu hồi (7), nó được chuyển vào bước phản ứng (4), và dòng sản phẩm đáy (14), giàu propan so với dòng propen đã được thu hồi (7).

Phương án được thể hiện trên Fig.2 khác với phương án được thể hiện trên Fig.1 ở chỗ nguyên liệu propen ban đầu (1) được nạp dưới dạng lỏng vào vị trí nạp (15) ở trên vị trí nạp (12) cho dòng propen đã được thu hồi thay vì được nạp vào bước phản ứng (4). Việc nạp nguyên liệu propen ban đầu ở dạng lỏng ở vị trí sát đỉnh của cột phân giải C3 tránh được việc các tạp chất có điểm sôi cao và khó bay hơi của nguyên liệu propen ban đầu làm nhiễm bản chất xúc tác epoxy hóa và cho phép vận hành cột phân giải C3 với tỷ lệ hồi lưu thấp dẫn đến tiết kiệm năng lượng. Phương án này có lợi khi nguyên liệu propen ban đầu chứa lượng đáng kể của các hydrocacbon C4+, bởi vì việc loại bỏ các hydrocacbon C4+ trong cột phân giải C3 tránh được việc các olefin C4+ có trong nguyên liệu propen ban đầu bị epoxy hóa trong bước phản ứng và tránh các vấn đề trong quá trình tách sản phẩm propen oxit (8) ra khỏi các hydrocacbon C4+ có điểm sôi gần với điểm sôi của propen oxit.

Phương án được thể hiện trên Fig.3 khác với phương án được thể hiện trên Fig.2 ở chỗ nguyên liệu propen ban đầu (1) không được nạp vào cột phân giải C3, nhưng lại được nạp vào cột tinh cất C3 (không được thể hiện) trong bước tách (6), trong cột tinh cất C3 này dòng propen đã được thu hồi (7) được tách ra dưới dạng dòng đỉnh từ sản phẩm đáy chứa propen oxit. Việc nạp nguyên liệu propen ban đầu vào cột tinh cất C3 của bước tách (6) tránh được việc các tạp chất có điểm sôi cao và khó bay hơi của nguyên liệu propen ban đầu làm nhiễm bản chất xúc tác epoxy hóa, cho phép sử dụng cột phân giải C3 có kích thước nhỏ và làm giảm mức tiêu thụ năng lượng cho việc loại bỏ propan. Phương án này là có lợi khi nguyên liệu propen ban đầu chỉ chứa lượng nhỏ của các hydrocacbon C4+.

Các số chỉ dẫn

- 1 Nguyên liệu propen ban đầu
- 2 Hydro peroxit
- 3 Dung môi metanol
- 4 Bước phản ứng
- 5 Hỗn hợp phản ứng
- 6 Bước tách
- 7 Dòng propen đã được thu hồi
- 8 Sản phẩm propen oxit
- 9 Dung môi metanol đã được thu hồi
- 10 Dòng nước
- 11 Cột phân giải C3
- 12 Điểm nạp propen đã được thu hồi
- 13 Dòng sản phẩm đỉnh nghèo propan
- 14 Dòng sản phẩm đáy giàu propan
- 15 Điểm nạp nguyên liệu propen ban đầu

Ví dụ thực hiện sáng chế

Ví dụ 1

Nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột phân giải C3

Đối với quy trình theo phương án được thể hiện trên Fig.2 và quá trình epoxy hóa bằng chất xúc tác titan silicalit và dung môi metanol tạo ra hỗn hợp phản ứng chứa 28,2% khối lượng propen và 3,7% khối lượng propan, các thông số thiết kế và vận hành của cột phân giải C3 được tính toán bằng phần mềm Aspen Plus® của hãng Aspen Technology tùy theo phần propen đã được thu hồi được nạp vào cột phân giải C3. Việc tính toán được thực hiện cho nguyên liệu propen ban đầu chứa 97,5% khối lượng propen và 2,5% khối lượng propan. Nguyên liệu propen ban đầu lỏng 32,5 tấn/giờ được nạp vào đỉnh của bộ phân giải C3 có 101 tầng lý thuyết được vận hành ở áp suất

2,3MPa. Bước phản ứng a) và bước tách b) tạo ra dòng propen đã được thu hồi 135 tấn/giờ chứa 87,2% khối lượng propen và 11,5% khối lượng propan. Một phần dòng propen đã được thu hồi này được thể hiện trong bảng 1 được nạp vào tầng lý thuyết thứ 12 của cột phân giải C3 (tính từ đỉnh cột). Phần còn lại của dòng propen đã được thu hồi được kết hợp với dòng sản phẩm đỉnh cột phân giải C3 và được tái tuần hoàn vào bước phản ứng a). Sản phẩm đáy được rút ra khỏi cột phân giải C3 với lượng 0,973 tấn/giờ và tỷ lệ hồi lưu được điều chỉnh để tạo ra hàm lượng propen là 7,8% khối lượng trong sản phẩm đáy. Bảng 1, thể hiện lượng nạp propen đã được thu hồi vào cột phân giải C3 và các dữ liệu tính toán đối với phần khối lượng của propan trong dòng sản phẩm đỉnh, tỷ lệ hồi lưu, công suất nôi hơi (lượng điện tiêu thụ để làm bay hơi) và đường kính cột.

Bảng 1

Các kết quả tính toán đối với cột phân giải C3 cùng với nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột phân giải C3

Propen đã được thu hồi được nạp vào cột phân giải C3 tính theo tấn/giờ	Phần khối lượng của propan trong dòng sản phẩm đỉnh	Công suất nôi hơi tính theo kW	Tỷ lệ hồi lưu	Đường kính cột tính theo m
15	0,037	11322	1,711	5,69
20	0,045	8503	0,822	4,32
25	0,051	7571	0,472	3,90
30	0,056	7226	0,287	3,75
35	0,061	7098	0,167	3,70
40	0,065	7059	0,078	3,68

Các kết quả tính toán chứng tỏ rằng việc vận hành cột phân giải C3 để tạo ra tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan ít nhất là 0,04 trong dòng sản phẩm đỉnh làm giảm kích thước của cột và nhu cầu năng lượng đối với việc vận hành cột này.

Ví dụ 2

Nguyên liệu propen ban đầu nạp vào cột tinh cất C3

Các tính toán của ví dụ 1 được lặp lại, nhưng thay vì nạp nguyên liệu propen ban đầu vào cột phân giải C3, nguyên liệu propen ban đầu lỏng được nạp vào tầng lý thuyết thứ nhất (tính từ đỉnh cột) của cột tinh cất C3 của bước tách b), tạo ra dưới dạng sản phẩm đỉnh là dòng propen đã được thu hồi 167 tấn/giờ chứa 87,2% khối lượng propen và 11,5% khối lượng propan, một phần của nó được nạp dưới dạng lỏng vào đỉnh của cột phân giải C3. Bảng 2 thể hiện lượng nạp propen đã được thu hồi vào cột phân giải C3 và các dữ liệu tính toán đối với phần khối lượng của propan trong dòng sản phẩm đỉnh cột phân giải C3, tỷ lệ hồi lưu, công suất nôi hơi (lượng điện tiêu thụ để làm bay hơi) và đường kính cột.

Bảng 2

Các kết quả tính toán đối với cột phân giải C3 cùng với nguyên liệu propen ban đầu nạp vào cột tinh cất C3

Propen đã được thu hồi được nạp vào cột phân giải C3 tính theo tấn/giờ	Phần khối lượng của propan trong cột phân giải C3 dòng sản phẩm đỉnh	Công suất nôi hơi tính theo kW	Tỷ lệ hồi lưu	Đường kính cột tính theo m
10	0,033	30192	39,591	13,79
12	0,048	17898	18,371	8,55
20	0,078	9935	5,039	4,99
30	0,091	8124	2,191	4,15
40	0,098	7441	1,159	3,85
50	0,102	7081	0,629	3,69
60	0,104	6856	0,306	3,60
70	0,106	6703	0,090	3,53

Các kết quả tính toán chứng tỏ rằng việc nạp nguyên liệu ban đầu vào cột tinh cất của bước b) có thể làm giảm tiếp kích thước của cột phân giải C3 và nhu cầu năng lượng cho việc vận hành cột này so với trường hợp nạp nguyên liệu ban đầu vào cột phân giải C3.

Ví dụ 3

Nguyên liệu propen ban đầu nạp vào cột tinh cất C3

Các tính toán của ví dụ 2 được lặp lại để nạp 70 tấn/giờ dòng propen đã được thu hồi vào cột phân giải C3 và tạo ra dòng sản phẩm đỉnh có phần khối lượng của propan là 0,106, với các vị trí nạp khác nhau vào cột phân giải C3. Bảng 3 thể hiện vị trí nạp thể hiện theo tầng lý thuyết tính từ đỉnh của cột phân giải C3 và các dữ liệu tính toán đối với tỷ lệ hồi lưu, công suất nổi hơi (lượng điện tiêu thụ để làm bay hơi) và đường kính cột.

Bảng 3

Các kết quả tính toán đối với cột phân giải C3 cùng với nguyên liệu propen ban đầu nạp vào cột tinh cất C3 và các vị trí nạp khác nhau vào cột phân giải C3

Vị trí nạp cho propen đã được thu hồi thể hiện theo tầng lý thuyết tính từ đỉnh cột	Công suất nổi hơi tính theo kW	Tỷ lệ hồi lưu	Đường kính cột tính theo m
1	6703	0,090	3,53
7	6862	0,116	3,60
12	7126	0,160	3,71
20	7820	0,274	4,01

Các kết quả tính toán chứng tỏ rằng với phương án trong đó nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột tinh cất C3, việc nạp propen đã được thu hồi vào cột phân giải C3 ở hoặc ở vị trí gần đỉnh cột làm kích thước của cột phân giải C3 và nhu cầu năng lượng cho việc vận hành cột này.

Ví dụ 4

Nguyên liệu propen ban đầu được nạp trực tiếp vào bước phản ứng a)

Việc tính toán của ví dụ 1 được lặp lại đối với phương án được thể hiện trên Fig.1, việc nạp nguyên liệu propen ban đầu lỏng vào phản ứng epoxy hóa và nạp toàn bộ dòng propen đã được thu hồi vào tầng lý thuyết thứ 12 của cột phân giải C3 (tính từ đỉnh cột). Sản phẩm đáy được rút ra khỏi cột phân giải

C3 với lượng 0,968 tấn/giờ có hàm lượng propen 1,4% khối lượng trong sản phẩm đáy và 131,5 tấn/giờ sản phẩm đỉnh có phần khối lượng của propan trong dòng sản phẩm đỉnh là 0,110 được tái tuần hoàn vào bước phản ứng để tạo ra thành phần của hỗn hợp phản ứng giống như ở ví dụ 1. Công suất nổi hơi (lượng điện tiêu thụ để làm bay hơi) là 12577 kW và đường kính cột là 6,30m được tính toán đối với kết cấu của quy trình này.

Ví dụ 5 (so sánh)

Nguyên liệu propen ban đầu được nạp trực tiếp vào bước phản ứng a)

Việc tính toán của ví dụ 4 được lặp lại để tái tuần hoàn dòng đỉnh từ cột phân giải C3 có hàm lượng propan 2,5% khối lượng giống như nguyên liệu propen ban đầu. Hàm lượng propan thấp trong dòng propen được tái tuần hoàn dẫn đến việc có tỷ lệ khối lượng thấp giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan trong hỗn hợp phản ứng và dòng propen đã được thu hồi 121 tấn/giờ chứa 3,1% khối lượng propan. Sản phẩm đáy được rút ra khỏi cột phân giải C3 với lượng 1,285 tấn/giờ có hàm lượng propen là 5,9% khối lượng trong sản phẩm đáy và 119,5 tấn/giờ sản phẩm đỉnh có phần khối lượng của propan trong dòng sản phẩm đỉnh là 0,025 được tái tuần hoàn vào bước phản ứng. Công suất nổi hơi (lượng điện tiêu thụ để làm bay hơi) là 45101kW và đường kính cột là 20,0m được tính toán đối với kết cấu của quy trình này.

Ví dụ 6

Nguyên liệu propen ban đầu được nạp trực tiếp vào bước phản ứng a)

Việc tính toán của ví dụ 4 được lặp lại cho nguyên liệu propen ban đầu chứa 95,0% khối lượng propen và 5,0% khối lượng propan, nạp 33,3 tấn/giờ nguyên liệu propen ban đầu lỏng vào phản ứng epoxy hóa. Sản phẩm đáy được rút ra khỏi cột phân giải C3 với lượng 1,933 tấn/giờ có hàm lượng propen là 3,9% khối lượng trong sản phẩm đáy và 130,5 tấn/giờ sản phẩm đỉnh có phần khối lượng của propan trong dòng sản phẩm đỉnh là 0,104 được tái tuần hoàn vào bước phản ứng để tạo ra thành phần của hỗn hợp phản ứng giống như ở ví dụ 1.

Công suất nổi hơi (lượng điện tiêu thụ để làm bay hơi) là 16552kW và đường kính cột là 8,01m được tính toán đối với kết cấu của quy trình này.

Ví dụ 7 (so sánh)

Nguyên liệu propen ban đầu được nạp trực tiếp vào bước phản ứng a)

Việc tính toán của ví dụ 5 được lặp lại cho nguyên liệu propen ban đầu chứa 95,0% khối lượng propen và 5,0% khối lượng propan, nạp 33,3 tấn/giờ lỏng nguyên liệu propen ban đầu vào phản ứng epoxy hóa. Hàm lượng propan thấp trong dòng propen được tái tuần hoàn dẫn đến việc có tỷ lệ khối lượng thấp giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan trong hỗn hợp phản ứng và dòng propen đã được thu hồi 125 tấn/giờ chứa 6,2% khối lượng propan. Sản phẩm đáy được rút ra khỏi cột phân giải C3 với lượng 2,120 tấn/giờ có hàm lượng propen là 3,6% khối lượng trong sản phẩm đáy và 122,7 tấn/giờ sản phẩm đỉnh có phần khối lượng của propan trong dòng sản phẩm đỉnh là 0,05 được tái tuần hoàn vào bước phản ứng. Công suất nổi hơi (lượng điện tiêu thụ để làm bay hơi) là 39413kW và đường kính cột là 17,8m được tính toán đối với kết cấu của quy trình này.

Các ví dụ từ 4 tới 7 chứng tỏ rằng việc vận hành cột phân giải C3 để tạo ra dòng sản phẩm đỉnh có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan lớn hơn tỷ lệ này trong nguyên liệu propen ban đầu làm giảm kích thước của cột phân giải C3 và nhu cầu năng lượng cho việc vận hành cột này.

Yêu cầu bảo hộ

1. Quy trình epoxy hóa propen, bao gồm các bước:

- a) cho propen phản ứng liên tục với hydro peroxit với sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa, bằng cách sử dụng propen với lượng mol dư so với hydro peroxit, để tạo ra hỗn hợp phản ứng gồm propen oxit, propen không phản ứng và propan;
- b) tách propen oxit và dòng propen đã được thu hồi có tổng hàm lượng propen và propan lớn hơn 90% khối lượng từ hỗn hợp phản ứng đã được tạo ra ở bước a);
- c) nạp toàn bộ hoặc một phần dòng propen đã được thu hồi vào cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon để tách propen và propan và tháo dòng sản phẩm đỉnh nghèo propan so với dòng propen đã được thu hồi và dòng sản phẩm đáy giàu propan so với dòng propen đã được thu hồi ra khỏi cột này; và
- d) chuyển dòng sản phẩm đỉnh đã được tạo ra ở bước c) vào bước a);

khác biệt ở chỗ, nguyên liệu propen ban đầu chứa propan với tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan nằm trong khoảng từ 0,002 đến 0,10 được nạp vào quy trình epoxy hóa propen, hỗn hợp phản ứng đã được tạo ra ở bước a) chứa propan có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan nằm trong khoảng từ 0,05 đến 0,20 và dòng sản phẩm đỉnh rút ra khỏi cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon chứa propan có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan ít nhất là 0,04.

2. Quy trình theo điểm 1, khác biệt ở chỗ, dòng sản phẩm đỉnh rút ra khỏi cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan lớn hơn tỷ lệ này trong nguyên liệu propen ban đầu.

3. Quy trình theo điểm 1 hoặc 2, khác biệt ở chỗ, dòng propen đã được thu hồi được nạp vào cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon dưới dạng lỏng ở vị trí nạp nằm trong khoảng một phần ba từ trên xuống của cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon này.
4. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 tới 3, khác biệt ở chỗ, toàn bộ hoặc một phần nguyên liệu propen ban đầu được nạp vào cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon.
5. Quy trình theo điểm 4, khác biệt ở chỗ, nguyên liệu propen ban đầu được nạp dưới dạng lỏng vào cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon ở vị trí nạp bên trên vị trí nạp dòng propen đã được thu hồi.
6. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 tới 5, khác biệt ở chỗ, bước b) bao gồm việc tách dòng propen đã được thu hồi dưới dạng sản phẩm đỉnh trong cột tinh cất hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon ra khỏi sản phẩm đáy chứa propen oxit, và nạp toàn bộ hoặc một phần nguyên liệu propen ban đầu vào cột tinh cất hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon này.
7. Quy trình theo điểm 6, khác biệt ở chỗ, nguyên liệu propen ban đầu được nạp dưới dạng lỏng vào cột tinh cất hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon ở vị trí nạp thấp hơn 10 tầng lý thuyết tính từ đỉnh cột.
8. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 tới 7, khác biệt ở chỗ, một phần dòng propen đã được thu hồi được nạp vào cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon và phần còn lại được chuyển vào bước a).
9. Quy trình theo điểm 8, khác biệt ở chỗ, phần dòng propen đã được thu hồi mà được nạp vào cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon được điều

chỉnh để duy trì tỷ lệ khối lượng không đổi giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan trong dòng propen đã được thu hồi.

10. Quy trình theo điểm 8 hoặc 9, khác biệt ở chỗ, 1 tới 50% khối lượng của dòng propen đã được thu hồi được nạp vào cột phân giải hydrocacbon có 3 nguyên tử cacbon.

11. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 tới 10, khác biệt ở chỗ, dòng sản phẩm đáy có tỷ lệ khối lượng giữa lượng propan và tổng lượng propen và propan ít nhất là 0,8.

12. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 tới 11, khác biệt ở chỗ, ở bước a) tỷ lệ mol ban đầu giữa propen và hydro peroxit nằm trong khoảng từ 3 đến 5.

13. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 tới 12, khác biệt ở chỗ, ở bước a) chất xúc tác epoxy hóa là titan zeolit chứa các nguyên tử titan ở các vị trí mạng tinh thể silic.

14. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 tới 13, khác biệt ở chỗ, ở bước a) chất xúc tác epoxy hóa là chất xúc tác đồng thể được chọn từ heteropolyvonframmat và các phức chất mangan chelat.

15. Quy trình theo điểm 14, khác biệt ở chỗ, chất xúc tác đồng thể là muối amoni bậc bốn của polyvonframphosphat.

16. Quy trình theo điểm 14, khác biệt ở chỗ, chất xúc tác đồng thể là phức chất mangan với ít nhất một phối tử 1,4,7-trimetyl-1,4,7-triazaxyclonan.

Fig.1

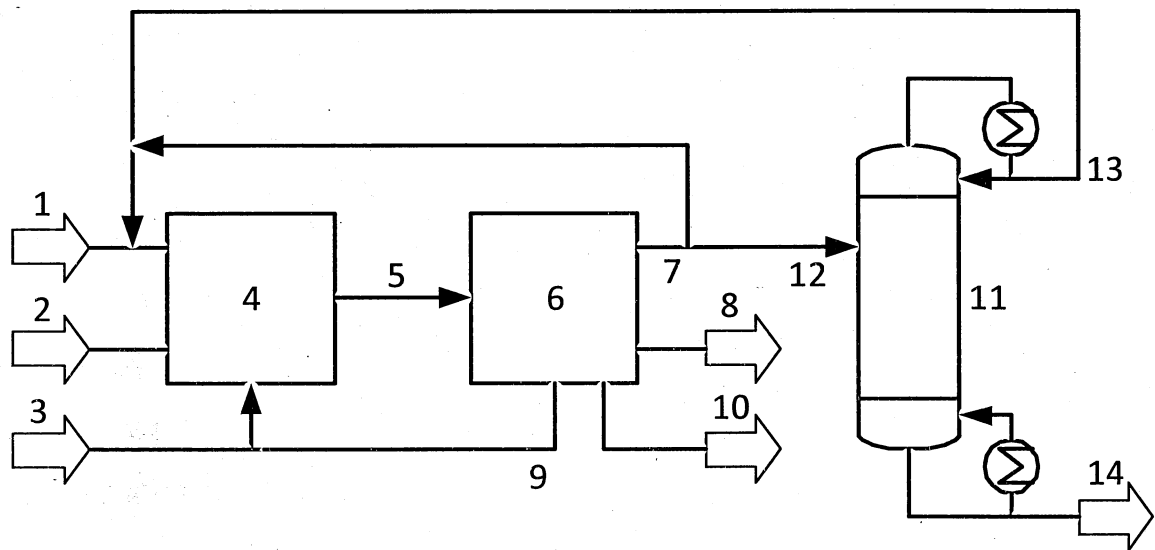


Fig.2

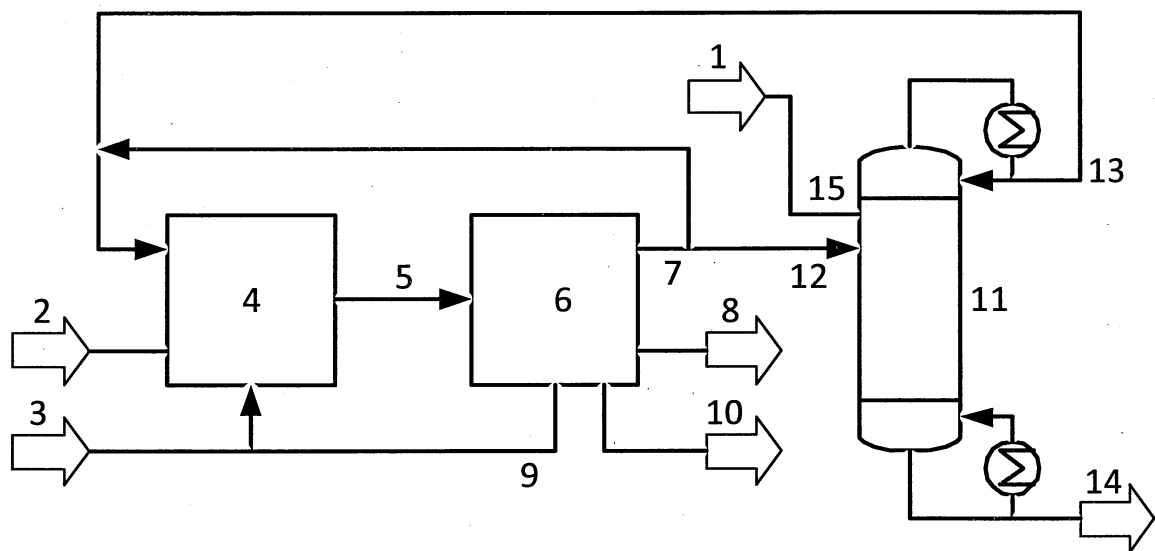


Fig.3

