

Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình epoxy hóa liên tục propen bằng hydro peroxit với sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa, trong đó propen không phản ứng được thu hồi và được tái tuần hoàn vào phản ứng epoxy hóa.

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 huỷ hydro peroxit và để đạt được tính chọn lọc cao đối với propen oxit. Phản ứng này thường được thực hiện ở áp suất lớn hơn 1,0MPa để đạt được các mức nồng độ propen cao trong hỗn hợp phản ứng pha lỏng. Việc epoxy hóa propen với chất xúc tác titan silicalit là đã biết từ EP 0 100 119 A1. Việc epoxy hóa propen với chất xúc tác mangan đồng thể là đã biết từ WO 2011/063937. Việc epoxy hóa propen với chất xúc tác wolfram phosphat đồng thể là đã biết từ US 5,274,140.

Nhằm sử dụng propen một cách 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.

EP 0 719 768 A1 mô tả việc thu hồi propen không phản ứng bằng cách chưng cất trong đó hầu hết propen oxit nằm lại trong sản phẩm đáy.

WO 99/07690 đề xuất việc loại bỏ gần như hoàn toàn propen chưa phản ứng ra khỏi sản phẩm phản ứng epoxy hóa bằng cách chưng cất như chưng cất nhanh.

WO 2008/118265 A1 đề cập đến việc cần phải có hai cột tách propan chạy ở áp suất thấp và áp suất cao để tách một cách có hiệu quả propan và propen ra khỏi hỗn hợp phản ứng epoxy hóa mà không làm tổn thất đáng kể propen oxit. Theo một phương án, việc kết hợp thiết bị tách nhanh và quá trình cất chiết bằng cách sử dụng metanol và/hoặc nước làm dung môi cất chiết được đề xuất.

WO2005/103024 mô tả việc thu hồi propen không phản ứng bằng cách chưng cất ở áp suất thấp, tốt hơn là trong một cột đơn, tạo ra hơi giàu propen dưới

dạng sản phẩm cát ngọn, nén hơi này với hai hoặc ba cấp nén và hấp thụ propen từ hơi đã được nén này bằng chất hấp thụ lỏng.

WO 01/57010 mô tả việc thu hồi propen không phản ứng bởi công đoạn giảm áp, nén lại khí thu được trong công đoạn này tới áp suất hiện có trong thiết bị phản ứng epoxy hóa và đưa khí này trở lại vào phản ứng. Propen nữa có thể được thu hồi ở dạng hơi bởi việc tách tiếp sau chất lỏng thu được trong công đoạn giảm áp trong thiết bị làm bay hơi trước, ngưng tụ một phần sản phẩm cát ngọn thu được trong thiết bị làm bay hơi trước và nén lại propen chưa ngưng tụ.

Việc thu hồi propen không phản ứng bằng cách chưng cất ở áp suất cao để cho phép ngưng tụ propen bằng nước làm nguội có nhược điểm là việc các hỗn hợp chứa propen oxit, nước và dung môi bị tiếp xúc với nhiệt độ cao trong một khoảng thời gian dài ở đáy của cột chưng cất, dẫn đến sự tổn thất propen oxit do sự thủy phân và sự dung môi phân. Việc thu hồi propen không phản ứng ở áp suất thấp cần đến việc nén lại propen tới áp suất dùng trong phản ứng epoxy hóa cần chi phí về năng lượng.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Đã phát hiện ra rằng mức tiêu thụ năng lượng cho việc thu hồi propen bằng cách làm giảm áp suất của hỗn hợp phản ứng epoxy hóa có thể được làm giảm một cách đáng kể bằng cách thực hiện việc giảm áp này ở một loạt vài bước giảm áp và nén lại hơi nước thu được từ quá trình giảm áp trong các bước này trong một loạt bước nén tương ứng theo thứ tự ngược lại, trong đó sau mỗi bước nén, hơi đã được nén này được kết hợp với hơi thu được từ bước giảm áp trước đó.

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

- a) phản ứng một cách liên tục liệu cấp propen với hydro peroxit với sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa ở bước phản ứng ở áp suất ít nhất là 1,9MPa, sử dụng propen với lượng dư so với hydro peroxit, để tạo ra hỗn hợp phản ứng lỏng kể cả propen không phản ứng;
- b) giảm áp hỗn hợp lỏng này ở một loạt bước bao gồm ít nhất hai bước giảm áp liên tiếp, loạt bước giảm áp liên tiếp này bao bước giảm áp thứ nhất và bước giảm áp sau cùng, mỗi bước giảm áp làm giảm áp suất từ áp suất ban đầu xuống áp suất

cuối và tạo ra pha hơi, chứa propen không phản ứng, và pha lỏng ở áp suất cuối, áp suất cuối của bước giảm áp sau cùng nhỏ hơn 0,3MPa;

c) nén pha hơi đã được tạo ra bởi bước nêu trên đối với mỗi bước giảm áp ở bước nén để tạo ra pha hơi đã được nén có ít nhất áp suất ban đầu của bước giảm áp nêu trên, kết hợp pha hơi được tạo ra bởi bước nêu trên với pha hơi đã được nén từ bước giảm áp tiếp sau đối với mỗi bước giảm áp, trừ bước giảm áp sau cùng trước khi thực hiện bước nén nêu trên;

d) ngưng tụ pha hơi đã được nén từ bước giảm áp thứ nhất ở bước làm ngưng tụ để thu hồi propen không phản ứng và tái tuần hoàn ít nhất một phần propen không phản ứng đã được thu hồi vào bước phản ứng; và

e) tách propen oxit ra khỏi pha lỏng đã được tạo ra ở bước giảm áp sau cùng.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 và Fig.2 thể hiện quy trình gồm hai bước giảm áp và dung môi metanol theo một phương án được ưu tiên của sáng chế.

Mô tả chi tiết sáng chế

Tất cả các trị số áp suất được nêu trong bản mô tả này đều chỉ áp suất tuyệt đối theo đơn vị Megapascal (MPa).

Ở bước a) của quy trình theo sáng chế, liệu cấp propen được cho phản ứng một cách liên tục ở bước phản ứng với hydro peroxit với sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa để tạo ra hỗn hợp phản ứng chứa propen oxit và propen không phản ứng. Phản ứng này được thực hiện ở áp suất ít nhất là 1,9MPa, sử dụng propen với lượng dư so với hydro peroxit. Propen được ưu tiên sử dụng với tỷ lệ mol 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. Propen được ưu tiên sử dụng với lượng dư đủ để duy trì một pha lỏng bổ sung giàu propen trong toàn bộ bước a). Tốt hơn, nếu áp suất ở bước a) nằm trong khoảng từ 1,9 đến 5,0MPa, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 2,1 đến 3,6MPa và tốt nhất là nằm trong khoảng từ 2,4 đến 2,8MPa. Việc sử dụng lượng dư của propen ở áp suất cao cho phép phản ứng có tốc độ cao và mức độ chuyển hoá hydro peroxit cao và đồng thời có độ chọn lọc cao đối với propen oxit.

Liệu cấp propen có thể chứa propan, tốt hơn là có tỷ lệ mol giữa propan và propen nằm trong khoảng từ 0,001 đến 0,15 và tốt hơn nữa là từ 0,08 đến 0,12. Hydro peroxit có thể được sử dụng dưới dạng dung dịch nước, tốt hơn là có hydro peroxit chiếm từ 30 tới 75% khối lượng là và tốt nhất là 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 hoá đồng thể thích hợp là các phức chất mangan cùng với các phối tử nitơ đa ngăn, cụ thể là các phối tử 1,4,7-trimetyl-1,4,7-triazacyclononan, như đã biết từ WO 2011/063937. Các chất xúc tác epoxy hoá đồng thể thích hợp khác là các heteropolyvonframat và heteropolymolypđat, cụ thể là các polyvolfram phosphat, như đã biết từ US 5,274,140. Các chất xúc tác epoxy hoá dị thể thích hợp là các titan zeolit chứa các nguyên tử titan ở các vị trí của 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 tạo hình dưới dạng hạt, các sản phẩm ép đùn hoặc chất liệu đã được tạo hình. Để đưa vào quy trình 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 các chất xúc tác kiểu tăng 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, dung môi dòng 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. Phản ứng epoxy hóa này được ưu tiên tiến hành cùng với việc bổ sung amoniac 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 tiến hành trong thiết bị phản ứng kiểu tăng 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 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 lỏng. Tốt hơn, nếu profin nhiệt độ trong thiết bị phản ứng này được duy trì để sao cho nhiệt độ môi chất làm nguội của phương tiện làm nguội ít nhất là 40°C và nhiệt độ tối đa trong tầng chất xúc tác này tối đa là 60°C, tốt hơn là 55°C. Tốt hơn, nếu hỗn hợp phản ứng epoxy hóa này 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 100 m/giờ, tốt hơn nữa là từ 5 đến 50 m/giờ, được ưu tiên nhất là từ 5 đến 30 m/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 từ 1,3 đến 15 h⁻¹. Đặc biệt được ưu tiên nếu duy trì tầng chất xúc tác ở trạng thái tầng hầm ở trạng thái tầng ba pha (trickle) trong khi phản ứng epoxy hóa. Các điều kiện thích hợp để duy trì trạng thái tầng ba pha trong quá trình 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 này 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 được mức tiêu thụ hydro peroxit trên 90%, tốt hơn là hơn trên 95%, trong khoảng thời gian từ 1 phút tới 5 giờ trong các điều kiện phản ứng epoxy hóa được áp dụng. Tốt nhất là, phản ứng epoxy hóa được tiến hành 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, sử dụng lượng dư của propen tạo ra hỗn hợp phản ứng gồm hai pha lỏng, pha giàu metanol và pha lỏng 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 oxy hoá một cách liên tục khi tái sinh chất xúc tác epoxy hóa. Việc tái sinh chất xúc tác epoxy hóa có thể được tiến hành 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.

Trong các bước b) và c) của quy trình theo sáng chế, hỗn hợp phản ứng lỏng thu được từ bước a) được giảm áp trong loạt gồm ít nhất hai bước giảm áp liên tiếp. Khi hỗn hợp có hai pha lỏng, là pha giàu metanol và pha lỏng giàu propen, được tạo ra ở bước a), pha giàu metanol được đưa vào các bước giảm áp liên tiếp. Loạt bước giảm áp liên tiếp này gồm bước giảm áp thứ nhất, bước giảm áp sau cùng và tùy ý một hoặc nhiều bước giảm áp trung gian. Tốt hơn là, loạt bước giảm áp liên tiếp này gồm hai hoặc ba bước giảm áp và tốt nhất là, loạt các bước giảm áp này gồm hai bước giảm áp. Trong mỗi bước giảm áp này, áp suất được làm giảm từ áp suất ban đầu xuống áp suất cuối, nó tạo ra pha hơi chứa propen không phản ứng, và pha lỏng ở áp suất cuối. Áp suất cuối của bước giảm áp sau cùng nhỏ hơn 0,3MPa, tốt hơn là nhỏ hơn 0,2MPa. Tốt hơn, nếu áp suất cuối của bước giảm áp sau cùng ít nhất là 0,13MPa. Đối với loạt hai bước giảm áp, tốt hơn nếu áp suất cuối sau bước giảm áp thứ nhất nằm trong khoảng từ 0,5 đến 0,9MPa. Đối với mỗi bước giảm áp, pha hơi được tạo ra bởi bước nêu trên được nén ở bước nén tới ít nhất là áp suất ban đầu của bước giảm áp nêu trên, tạo ra pha hơi đã được nén. Đối với mỗi bước giảm áp, trừ bước giảm áp sau cùng, pha hơi được tạo ra bởi bước nêu trên được kết hợp với pha hơi đã được nén từ bước giảm áp tiếp sau trước khi thực hiện bước nén nêu trên. Tốt hơn là, toàn bộ pha hơi đã được nén từ bước giảm áp tiếp sau được sử dụng. Đối với việc giảm áp trong hai cấp với các bước giảm áp đầu tiên và bước giảm áp sau cùng, điều này có nghĩa là pha hơi được tạo ra ở bước giảm áp sau cùng được nén, thu được pha hơi đã được nén được kết hợp với pha hơi được tạo ra bởi bước giảm áp thứ nhất và các pha đã kết hợp này được nén tới ít nhất là áp suất ban đầu của bước giảm áp thứ nhất. Đối với việc giảm áp trong ba cấp, pha hơi đã được nén từ bước giảm áp sau cùng được kết hợp với pha hơi từ bước giảm áp thứ hai, các pha đã kết hợp này được nén và được kết hợp tiếp với pha hơi từ bước giảm áp thứ nhất, và toàn bộ các pha hơi đã kết hợp sau đó được nén tới ít nhất là áp suất ban đầu của bước giảm áp thứ nhất. So với việc giảm áp trong một cấp cùng với việc nén lại propen đã được thu hồi, quy trình theo sáng chế gồm việc giảm áp nhiều cấp và việc nén tương ứng cho phép giảm bớt nhu cầu năng lượng cho việc nén lại propen. So với các quy trình trong đó propen không phản ứng được thu hồi bằng cách chưng cất ở áp suất phản ứng, quy trình theo

sáng chế giảm bớt việc đun nóng hỗn hợp phản ứng cho phép làm giảm mức tổn thất propen oxit do sự thủy phân và sự dung môi phân.

Tốt hơn là, đối với mỗi bước giảm áp, trừ bước giảm áp thứ nhất pha hơi đã được nén được làm nguội và chất lỏng được ngưng tụ bởi việc làm lạnh được kết hợp với pha lỏng thu được ở bước giảm áp trước đó. Điều này làm giảm tiếp nhu cầu năng lượng cho việc nén lại propen.

Tốt hơn, nếu bước giảm áp được thực hiện trong các thiết bị bay hơi nhanh, tức là các thiết bị bay hơi không gồm bộ trao đổi nhiệt. Việc sử dụng các thiết bị bay hơi nhanh cho phép làm nguội đoạn nhiệt pha hơi thu được từ việc giảm áp và nhờ đó giảm bớt nhu cầu về việc làm nguội pha hơi đã được nén. Tốt hơn, nếu các thiết bị bay hơi nhanh gồm bộ tách để tách các giọt chất lỏng ra khỏi pha hơi thu được từ việc giảm áp. Tốt hơn, nếu bộ tách là thiết bị làm tan sương bao gồm chất liệu có bề mặt lớn, được thấm ướt bởi pha lỏng, mà pha hơi được chuyển qua nó. Việc loại bỏ các giọt lỏng ra khỏi pha hơi trước khi nén tránh được việc làm hỏng máy nén.

Pha hơi đã được nén từ bước giảm áp tiếp sau có thể được đưa thẳng vào thiết bị bay hơi nhanh để kết hợp nó với pha hơi thu được từ việc giảm áp. Tốt hơn là, pha hơi đã được nén từ bước giảm áp tiếp sau được làm nguội và cả hơi đã được làm nguội lẫn chất lỏng đã được ngưng tụ được đưa vào thiết bị bay hơi nhanh. Theo phương án này, việc kết hợp các hơi cho quá trình nén và việc tách chất lỏng được ngưng tụ từ hơi đã được nén được thực hiện mà không cần đến thiết bị lớn.

Ở bước d) của quy trình theo sáng chế, pha hơi đã được nén từ bước giảm áp thứ nhất được ngưng tụ ở bước làm ngưng tụ để thu hồi propen không phản ứng. Sau đó, ít nhất một phần propen không phản ứng đã được thu hồi được tái tuần hoàn vào bước phản ứng. Tốt hơn, nếu propen được tái tuần hoàn vào bước phản ứng dưới dạng chất lỏng.

Bước làm ngưng tụ có thể được tiến hành trong bộ ngưng tụ kiểu bất kỳ và được ưu tiên tiến hành trong cột chưng cất C1 có bộ ngưng tụ cho hơi sản phẩm cất ngọn. Tốt hơn là, pha hơi đã được nén từ bước giảm áp thứ nhất được cấp vào đoạn dưới của cột chưng cất này và dòng chứa propen không phản ứng được rút ra dưới dạng sản phẩm cất ngọn. Sản phẩm đáy của cột chưng cất C1, chứa các hợp chất có điểm sôi cao hơn so với điểm sôi của propen, như propen oxit và dung môi

metanol tùy chọn, được ưu tiên cấp vào bước giảm áp thứ nhất. Việc tiến hành bước làm ngưng tụ trong cột chưng cất C1 cho phép giảm đến mức tối thiểu mức độ tái tuần hoàn sản phẩm propen oxit vào bước phản ứng và nhờ đó tránh được việc tạo ra sản phẩm phụ. Việc chuyển sản phẩm đáy của cột chưng cất C1 vào bước giảm áp thứ nhất cho phép phân tách propen, propen oxit và dung môi có trong dòng này mà không cần đến thiết bị lớn.

Khi liệu cấp propen cho bước a) bao gồm propan, thì một phần hoặc toàn bộ propen không phản ứng đã được thu hồi ở bước làm ngưng tụ được ưu tiên cấp vào cột chưng cất C2 để tách propan. Cột chưng cất C2 tạo ra sản phẩm đáy giàu propan và sản phẩm cất ngọn mà được tái tuần hoàn vào bước phản ứng. Tốt hơn, nếu cột chưng cất C2 được thiết kế và được vận hành với số tầng lý thuyết và tỷ lệ hồi lưu đủ để tạo ra sản phẩm đáy chứa propen với lượng nhỏ hơn 50% khối lượng, tốt hơn là propen với lượng nhỏ hơn 80% khối lượng. Tốt hơn là, một phần của propen không phản ứng đã được thu hồi ở bước làm ngưng tụ được cấp vào cột chưng cất C2 và phần còn lại được tái tuần hoàn thẳng vào bước phản ứng, và phần nêu trên và tỷ lệ hồi lưu của cột chưng cất C2 được điều chỉnh để duy trì tỷ lệ mol giữa propan và propen trong liệu cấp propen vào bước phản ứng nằm trong khoảng từ 0,08 đến 0,12. Điều này cho phép loại bỏ propan ra khỏi quy trình bằng cột chưng cất kích thước nhỏ C2 với mức tiêu thụ năng lượng thấp. Việc cấp nguyên liệu propen của quy trình vào cột chưng cất C2 ở vị trí cấp bên dưới 4 đĩa lý thuyết tính từ đỉnh cột cho phép giảm hơn nữa mức tiêu thụ năng lượng cho việc loại bỏ propan.

Ở bước e) của quy trình theo sáng chế, propen oxit được tách ra khỏi pha lỏng đã được tạo ra ở bước giảm áp sau cùng. Việc tách propen oxit có thể được tiến hành bởi phương pháp bất kỳ đã biết trong lĩnh vực kỹ thuật này và được ưu tiên tiến hành bằng cách sử dụng một loạt quá trình chưng cất.

Khi phản ứng epoxy hóa ở bước a) được thực hiện với sự có mặt của dung môi metanol, thì tốt hơn nếu việc tách propen oxit ra khỏi pha lỏng của bước giảm áp sau cùng ở bước e) bao gồm việc chưng cất trong cột tách trước để tạo ra sản phẩm cất ngọn gồm propen oxit, metanol và propen tồn dư và sản phẩm đáy gồm metanol, nước và hydro peroxit không phản ứng. Tốt hơn, nếu cột tách trước này được vận hành để tạo ra sản phẩm cất ngọn có từ 20 tới 60% metanol có trong pha

lỏng của bước giảm áp sau cùng. Tốt hơn, nếu cột tách trước này gồm 5 tới 20 đĩa tách lý thuyết trong đoạn cất phần nhẹ và dưới 3 đĩa tách lý thuyết trong đoạn tinh cất và tốt nhất là được vận hành mà không cần 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. Tốt hơn, nếu cột tách trước được vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 0,16 đến 0,3MPa. Propen oxit và metanol được ngưng tụ từ sản phẩm cất ngọn của cột tách trước và tốt hơn nếu propen được cất phần nhẹ từ phần ngưng đã tạo ra trong cột cất propen tạo ra dòng sản phẩm đáy gồm propen oxit và metanol mà hầu như không có propen. Tốt hơn, nếu hơi chứa propen từ cột cất propen và bộ ngưng tụ của cột tách trước được kết hợp với pha hơi được tạo ra bởi bước giảm áp sau cùng trước khi được nén. Điều này cho phép việc thu hồi propen tồn dư từ pha lỏng của bước giảm áp sau cùng mà không cần đến thiết bị lớn.

Tốt hơn, nếu propen oxit được tách ra khỏi dòng sản phẩm đáy của cột cất propen trong quá trình cất chiết sử dụng nước làm dung môi chiết. Tốt hơn, nếu việc cất chiết được vận hành cùng với việc cấp bổ sung hợp chất hoạt tính chứa nhóm NH_2 chưa được thế và có khả năng phản ứng với axetaldehyt trong khi cất chiết, như được mô tả trong WO 2004/048335. Việc cất chiết bằng hợp chất hoạt tính này tạo ra propen oxit có độ tinh khiết cao chứa các hợp chất carbonyl với lượng nhỏ hơn nhỏ hơn 50ppm.

Metanol có thể được thu hồi từ sản phẩm đáy của cột tách trước bằng cách chưng cất. Tốt hơn là, sản phẩm đáy của cột tách trước được hydro hoá có xúc tác bằng hydro để loại bỏ hydro peroxit không phản ứng còn lại từ bước a), như được mô tả trong WO 03/093255, trước khi metanol được tách ra bằng cách chưng cất. Việc hydro hoá có xúc tác như vậy làm giảm lượng các hợp chất carbonyl và axetal trong metanol được tách ra bằng cách chưng cất, là điều có lợi khi metanol này được tái tuần hoàn vào bước phản ứng a). Tốt hơn, nếu sản phẩm đáy của quá trình cất chiết được kết hợp với sản phẩm đáy của cột tách trước, tốt hơn là trước khi hydro hoá, để thu hồi metanol. Khi hydrazin được dùng làm hợp chất hoạt tính trong quá trình cất chiết, việc chuyển sản phẩm đáy của quá trình cất chiết vào quá trình hydro hoá có xúc tác sẽ chuyển hoá hydrazin không phản ứng và các hydrazon được tạo ra từ hợp chất carbonyl thành amoniac và amin. Metanol được thu hồi có thể được tái tuần hoàn làm dung môi vào bước phản ứng a). Tốt hơn là,

metanol được thu hồi hoặc sản phẩm đáy của cột tách trước, tùy ý kết hợp với sản phẩm đáy của quá trình cất chiết và tốt hơn là sau khi hydro hoá có xúc tác, được xử lý để loại bỏ các hợp chất nitơ hữu cơ như được mô tả trong WO 2004/048354, tốt hơn nữa là được xử lý bằng axit. Tốt nhất là, metanol được thu hồi này được cho đi qua bộ trao đổi cation ở dạng hydro trước khi nó được tái tuần hoàn vào bước phản ứng a). Việc loại bỏ các hợp chất nitơ hữu cơ, cụ thể là các amin, cho phép tránh được sự mất hoạt tính của chất xúc tác titan silicalit khi tái tuần hoàn metanol.

Theo phương án được ưu tiên của quy trình theo sáng chế, hỗn hợp phản ứng lỏng thu được từ bước phản ứng được đun nóng ở bước bay hơi ở áp suất bay hơi ít nhất là 2,1MPa và nhiệt độ lớn hơn từ 5 tới 20°C so với điểm sôi của propen ở áp suất bay hơi này để tạo ra dòng hơi propen, trước khi giảm áp liên tiếp hỗn hợp phản ứng lỏng này. Tốt hơn, nếu dòng hơi propen được tạo ra ở bước bay hơi được chuyển vào bước làm ngưng tụ, tốt hơn là vào đoạn dưới của cột chưng cất C1 như nêu trên. Bước bay hơi được ưu tiên tiến hành trong thiết bị bay hơi để có được thời gian lưu trú ngắn cho chất lỏng, đặc biệt tốt là trong thiết bị bay hơi kiểu màng roi. Bước bay hơi bổ sung này cho phép việc thu hồi một phần của propen không phản ứng mà không cần nén và nhờ đó tiết kiệm năng lượng để nén, mà không cần kéo dài việc đun nóng hỗn hợp phản ứng lỏng.

Bước bay hơi được ưu tiên tiến hành kết hợp với việc giảm áp trong các thiết bị bay hơi nhanh. Sau đó, nhiệt độ ở bước bay hơi có thể được thiết lập để bù một phần của việc làm nguội đoạn nhiệt trong các thiết bị bay hơi nhanh và để điều chỉnh nhiệt độ của pha lỏng được tạo ra ở bước giảm áp cuối cùng. Nhờ đó, có thể tránh được sự hình thành đá trong thiết bị bay hơi nhanh cuối. Khi bước phản ứng được vận hành với sự gia tăng dần nhiệt độ phản ứng để bù đắp cho sự mất hoạt tính của chất xúc tác, thì bước bay hơi được ưu tiên vận hành để tạo ra chất lỏng thu được có nhiệt độ gần như không đổi để duy trì mức không đổi trong các máy nén ở bước giảm áp tiếp sau.

Theo phương án được ưu tiên của quy trình theo sáng chế, khi chất xúc tác epoxy hóa là titan silicalit và liệu cấp propen được cho phản ứng với hydro peroxit trong dung môi metanol, hỗn hợp phản ứng lỏng thu được từ bước phản ứng được cất phân nhẹ cùng với khí trơ trong cột cất trước khi đưa nó vào bước bay hơi hoặc

các bước giảm áp liên tiếp. Việc cất phần nhẹ này loại bỏ oxy có trong hỗn hợp phản ứng lỏng và tạo ra chất lỏng hầu như không chứa oxy và khí cất nhẹ gồm propen, oxy và khí trơ. Các chất khí trơ thích hợp là nitơ, argon và không khí nghèo oxy, với nitơ là được ưu tiên. Việc cất nhẹ này cho phép vận hành an toàn việc giảm áp và bước nén và bước làm ngưng tụ d) mà không cần cấp khí trơ vào các bước này, tạo điều kiện thuận lợi cho việc ngưng tụ propen hoàn toàn ở bước làm ngưng tụ d). tốt hơn, nếu khí cất nhẹ được làm nguội để ngưng tụ phần ngưng phần cất nhẹ và khi bước làm ngưng tụ được thực hiện trong cột chưng cất (C1) như nêu trên, phần ngưng phần cất nhẹ được ưu tiên cấp vào đoạn dưới của cột chưng cất này. Điều này cho phép việc thu hồi một phần propen và hầu hết propen oxit có trong khí cất nhẹ mà không cần đến thiết bị lớn. Tốt hơn, nếu khí cất nhẹ, tùy ý sau khi ngưng tụ phần ngưng phần cất nhẹ, được cho tiếp xúc với dòng metanol ở bước hấp thụ để tạo ra a) khí cất nhẹ nghèo propen và dòng metanol giàu propen. Sau đó, dòng metanol giàu propen được chuyển vào bước phản ứng. Tốt hơn, nếu dòng metanol được sử dụng để hấp thụ propen từ khí cất nhẹ là dòng metanol được tách ra khỏi pha lỏng đã được tạo ra bởi bước giảm áp sau cùng. Bước hấp thụ được ưu tiên tiến hành trong cột hấp thụ được ưu tiên vận hành với kiểu dòng ngược. Bước hấp thụ được ưu tiên tiến hành ở áp suất giống như hoặc thấp hơn áp suất trong cột cất và nằm trong khoảng từ 1,6 đến 2,6MPa. Tốt hơn, nếu nhiệt độ ở bước hấp thụ nằm trong khoảng từ 20 đến 60°C, tốt hơn nữa là từ 30 đến 50°C. Tốt hơn, nếu khí tồn dư bất kỳ từ bước làm ngưng tụ được chuyển vào bước hấp thụ. Bước hấp thụ cho phép việc thu hồi một cách hiệu quả propen từ khí cất nhẹ mà không cần đến các hợp chất bổ sung cho việc hấp thụ hoặc thiết bị bổ sung để thu hồi propen từ chất hấp thụ.

Khi phản ứng epoxy hóa ở bước a) được thực hiện với lượng dư của propen đủ để duy trì một pha lỏng bổ sung giàu propen và hỗn hợp gồm hai pha lỏng, pha giàu metanol và pha lỏng giàu propen, được tạo ra ở bước a), pha giàu metanol được chuyển qua dưới dạng hỗn hợp phản ứng lỏng vào bước giảm áp ở bước b) hoặc bước bay hơi tùy chọn. Sau đó, bước làm ngưng tụ được ưu tiên tiến hành trong cột chưng cất C1 và pha lỏng giàu propen được tạo ra bởi bước a) được cấp vào đoạn dưới của cột chưng cất C1 ngoài pha hơi đã được nén từ bước giảm áp thứ

nhất. Nhờ đó, propen được thu hồi từ pha lỏng giàu propen ở bước a) mà không cần nén.

Fig.1 và Fig.2 thể hiện quy trình gồm hai bước giảm áp và dung môi metanol theo một phương án được ưu tiên của sáng chế.

Liệu cấp propen (1) được cho phản ứng một cách liên tục với hydro peroxit (2) trong thiết bị phản ứng epoxy hoá (3) chứa tầng cố định chất xúc tác titan silicalit. Phản ứng này được tiến hành trong dung môi metanol (4) ở áp suất 2,4MPa. Lượng liệu cấp propen được chọn đủ cao để tạo ra hỗn hợp phản ứng lỏng ở cuối của tầng chất xúc tác cố định gồm hai pha lỏng, là pha lỏng giàu propen (5) và hỗn hợp phản ứng lỏng (6) giàu nước và metanol có tỷ trọng cao hơn so với tỷ trọng của pha lỏng giàu propen (5). Hỗn hợp phản ứng lỏng (6) được cất phần nhẹ bằng nitơ (7) trong cột cất (8). Hỗn hợp phản ứng đã được cất phần nhẹ (9) được đun nóng trong bộ trao đổi nhiệt (10) ở đó một phần của propen đã hòa tan trong hỗn hợp phản ứng đã được cất phần nhẹ (9) được bay hơi để tạo ra dòng hơi (11). Dòng lỏng thu được (12) được chuyển vào thiết bị bay hơi nhanh thứ nhất (13) được lắp thiết bị làm tan sương (14) ở đó áp suất được làm giảm xuống 0,6MPa. Pha lỏng (15) thu được trong thiết bị bay hơi nhanh thứ nhất được chuyển vào thiết bị bay hơi nhanh thứ hai (16) được lắp thiết bị làm tan sương (17) ở đó áp suất được làm giảm tiếp xuống 0,13MPa. Pha hơi (18) được tạo ra trong thiết bị bay hơi nhanh thứ hai (16) được nén bằng máy nén (19), được làm nguội trong bộ ngưng tụ (20) và dòng thu được (21) được chuyển vào thiết bị bay hơi nhanh thứ nhất (13), ở đó chất lỏng từ dòng (21) kết hợp với chất lỏng lỏng được tạo ra bởi việc giảm áp chất lỏng (12) và hơi từ dòng (21) kết hợp với pha hơi được tạo ra bởi việc giảm áp chất lỏng (12). Pha hơi (22) từ thiết bị bay hơi nhanh thứ nhất (13) được nén bằng máy nén (23) và được chuyển vào đoạn dưới của cột chưng cất C1 (24) vận hành ở 2,1MPa. Dòng lỏng propen được thu hồi (25) thu được từ cột ngưng tụ (26) dưới dạng sản phẩm cất ngọn. Các sản phẩm đáy cột (27) gồm propen oxit, metanol và propen hoà tan được chuyển vào thiết bị bay hơi nhanh thứ nhất (13). Khí cất nhẹ (28) từ cột cất (8) được làm nguội trong bộ ngưng tụ (29) để tạo ra phần ngưng phần cất nhẹ (30) và dòng khí thải (31). Dòng hơi (11), phần ngưng cất nhẹ (30) và pha lỏng giàu propen (5) được chuyển vào đoạn dưới của cột chưng cất C1 (24) để thu hồi propen có trong các dòng này.

Một phần (32) của dòng propen được thu hồi (25) được chuyển vào cột chưng cất (C2) (33) vận hành ở 2,1MPa ở đó propan được loại bỏ cùng với sản phẩm đáy (34) giàu propan. Phần còn lại (35) của dòng propen được thu hồi (25) được đưa trở lại thiết bị phản ứng (3) làm một phần của liệu cấp propen (1). Nguyên liệu propen (36) được cấp vào cột chưng cất C2 (33) ở vị trí gần với đỉnh cột và sản phẩm cất ngọn (37) từ cột ngưng tụ (38) được chuyển vào thiết bị phản ứng epoxy hoá (3) làm một phần của liệu cấp propen (1).

Dòng khí thải (31) từ cột cất (8) và các khí không ngưng (39, 40) từ bộ ngưng tụ kiểu cột (26, 38) được chuyển vào cột hấp thụ (41), ở đó propen được hấp thụ trong dòng (42) chứa metanol được thu hồi ở áp suất 2,0MPa. Dòng metanol thu được (43) được nạp cùng với propen được đưa trở lại thiết bị phản ứng epoxy hoá (3) làm một phần của dung môi metanol (4) và dòng khí thải (44) nghèo propen được tháo ra.

Pha lỏng (45) thu được trong thiết bị bay hơi nhanh thứ hai được chuyển vào cột tách trước (46), ở đó nó tách ra bằng cách chưng cất để tạo ra dòng đỉnh (47) gồm propen oxit, metanol và propen tồn dư và sản phẩm đáy (48) gồm metanol, nước và hydro peroxit không phản ứng. Dòng lỏng (49) gồm propen oxit và metanol được ngưng tụ trong bộ ngưng tụ (50) và propen được cất phần nhẹ từ dòng lỏng (49) trong cột cất propen (51) cùng với dòng đỉnh (52), được kết hợp với dòng đỉnh (47) của cột tách trước. Propen được loại bỏ cùng với hơi tồn dư (53) từ bộ ngưng tụ (50), được đưa trở lại thiết bị bay hơi nhanh thứ hai (16). Dòng sản phẩm đáy (54) từ cột cất propen (51) được chuyển vào cột propen oxit (55) ở đó nó được cất chiết nhờ sử dụng dung dịch nước (56) chứa hydrazin làm dung môi chiết. Propen oxit đã được tinh chế (57) được tạo ra dưới dạng sản phẩm cất ngọn.

Dòng sản phẩm đáy (58) từ cột propen oxit, gồm nước và metanol, được kết hợp với sản phẩm đáy (48) từ cột tách trước và được chuyển vào thiết bị phản ứng hydro hoá (59) ở đó nó được hydro hoá bằng hydro (60) với sự có mặt của chất xúc tác hydro hoá để loại bỏ hydro peroxit không phản ứng và hợp chất carbonyl sản phẩm phụ. Dòng đã được hydro hoá (61) được chuyển vào cột chưng cất metanol (62), ở đó nó được phân tách thành sản phẩm cất ngọn metanol (63) và sản phẩm đáy (64) gồm nước và các sản phẩm phụ mà nó được tháo ra. Sản phẩm cất ngọn metanol (63) được cho đi qua bộ trao đổi cation (65) ở dạng hydro để loại

bỏ các vết amin hữu cơ để tạo ra dòng metanol được thu hồi (66). Một phần của dòng metanol được thu hồi (66) được chuyển dưới dạng dòng (42) vào cột hấp thụ (41) và phần còn lại, kết hợp metanol bổ sung, được chuyển dưới dạng dòng (67) vào thiết bị phản ứng epoxy hoá (3).

Ví dụ thực hiện sáng chế

Ví dụ 1

Mức tiêu thụ năng lượng cho việc nén lại propen, đã bay hơi trong quá trình giảm áp hỗn hợp phản ứng epoxy hóa, tối áp suất vận hành của cột chưng cất C1 (24) được tính toán bằng chương trình mô phỏng Aspen Plus của Aspen Technology cho quy trình như được thể hiện trên Fig.1 và Fig.2 sản xuất 41,3 t/giờ propen oxit, được vận hành với tỷ lệ mol giữa propen và hydro peroxit ở bước epoxy hóa là 4,5, áp suất 2,4MPa ở bước phản ứng, giảm áp xuống 0,73MPa ở bước giảm áp thứ nhất, giảm áp xuống 0,16MPa ở bước giảm áp thứ hai, và áp suất 2,27MPa trong cột chưng cất C1. Mức tiêu thụ năng lượng đối với việc nén lại propen tính toán được là 2,82MW.

Ví dụ 2

Việc tính toán của Ví dụ 1 được lặp lại đối với việc giảm áp một cấp thay vì giảm áp hai cấp và việc nén một cấp tương ứng. Mức tiêu thụ năng lượng đối với việc nén lại propen tính toán được là 5,06MW.

Các số chỉ dẫn

- 1 Liệu cấp propen
- 2 Hydro peroxit
- 3 Thiết bị phản ứng epoxy hoá
- 4 Dung môi metanol
- 5 Pha lỏng giàu propen
- 6 Hỗn hợp phản ứng lỏng giàu nước và metanol
- 7 Nitơ
- 8 Cột cất
- 9 Hỗn hợp phản ứng đã được cất phần nhẹ

- 10 Bộ trao đổi nhiệt
- 11 Dòng hơi từ bộ trao đổi nhiệt (10)
- 12 Dòng lỏng từ bộ trao đổi nhiệt (10)
- 13 Thiết bị bay hơi nhanh thứ nhất
- 14 Thiết bị làm tan sương
- 15 Pha lỏng thu được trong thiết bị bay hơi nhanh thứ nhất
- 16 Thiết bị bay hơi nhanh thứ hai
- 17 Thiết bị làm tan sương
- 18 Pha hơi được tạo ra trong thiết bị bay hơi nhanh thứ hai
- 19 Máy nén
- 20 Bộ ngưng tụ
- 21 Dòng từ bộ ngưng tụ (20)
- 22 Pha hơi từ thiết bị bay hơi nhanh thứ nhất
- 23 Máy nén
- 24 Cột chưng cất C1
- 25 Dòng propen được thu hồi
- 26 Bộ ngưng tụ kiểu cột của cột chưng cất (C1)
- 27 Các sản phẩm đáy cột từ cột chưng cất C1
- 28 Khí cất nhẹ
- 29 Bộ ngưng tụ
- 30 Phần ngưng cất nhẹ
- 31 Dòng khí thải
- 32 Một phần của dòng propen đã được thu hồi (25)
- 33 Cột chưng cất C2
- 34 Sản phẩm đáy từ cột chưng cất C2
- 35 Phần còn lại của dòng propen đã được thu hồi (25)
- 36 Nguyên liệu propen
- 37 Sản phẩm cất ngọn của cột chưng cất C2
- 38 Bộ ngưng tụ kiểu cột của cột chưng cất C2
- 39 Khí không ngưng từ bộ ngưng tụ kiểu cột (26)
- 40 Khí không ngưng từ bộ ngưng tụ kiểu cột (28)
- 41 Cột hấp thụ

- 42 Dòng metanol đã được thu hồi
- 43 Dòng metanol được nạp cùng với propen
- 44 Dòng khí thải nghèo propen
- 45 Pha lỏng thu được trong thiết bị bay hơi nhanh thứ hai
- 46 Cột tách trước
- 47 Dòng đỉnh từ cột tách trước
- 48 Sản phẩm đáy từ cột tách trước
- 49 Dòng chứa propen oxit và metanol
- 50 Bộ ngưng tụ
- 51 Cột cất propen
- 52 Dòng đỉnh từ cột cất propen
- 53 Hơi tồn dư từ bộ ngưng tụ (50)
- 54 Dòng sản phẩm đáy từ cột cất propen
- 55 Cột propen oxit
- 56 Dung dịch nước chứa hydrazin
- 57 Propen oxit đã được tinh chế
- 58 Dòng sản phẩm đáy từ cột propen oxit
- 59 Thiết bị phản ứng hydro hoá
- 60 Hydro
- 61 Dòng đã được hydro hoá
- 62 Cột chưng cất metanol
- 63 Sản phẩm cất ngọn metanol từ cột chưng cất metanol
- 64 Sản phẩm đáy từ cột chưng cất metanol
- 65 Bộ trao đổi cation
- 66 Dòng metanol đã được thu hồi
- 67 Dòng vào thiết bị phản ứng epoxy hoá (3)

Yêu cầu bảo hộ

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

- a) phản ứng một cách liên tục liệu cấp propen với hydro peroxit với sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa ở bước phản ứng ở áp suất ít nhất là 1,9MPa, sử dụng propen với lượng dư so với hydro peroxit, để tạo ra hỗn hợp phản ứng lỏng kể cả propen không phản ứng;
- b) giảm áp hỗn hợp lỏng này ở một loạt bước bao gồm ít nhất hai bước giảm áp liên tiếp, loạt bước giảm áp liên tiếp này bao bước giảm áp thứ nhất và bước giảm áp sau cùng, mỗi bước giảm áp làm giảm áp suất từ áp suất ban đầu xuống áp suất cuối và tạo ra pha hơi, chứa propen không phản ứng, và pha lỏng ở áp suất cuối, áp suất cuối của bước giảm áp sau cùng nhỏ hơn 0,3MPa;
- c) nén pha hơi đã được tạo ra bởi bước nêu trên đối với mỗi bước giảm áp ở bước nén để tạo ra pha hơi đã được nén có ít nhất áp suất ban đầu của bước giảm áp nêu trên, kết hợp pha hơi được tạo ra bởi bước nêu trên với pha hơi đã được nén từ bước giảm áp tiếp sau đối với mỗi bước giảm áp, trừ bước giảm áp sau cùng trước khi thực hiện bước nén nêu trên;
- d) ngưng tụ pha hơi đã được nén từ bước giảm áp thứ nhất ở bước làm ngưng tụ để thu hồi propen không phản ứng và tái tuần hoàn ít nhất một phần propen không phản ứng đã được thu hồi vào bước phản ứng; và
- e) tách propen oxit ra khỏi pha lỏng đã được tạo ra ở bước giảm áp sau cùng.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó bước giảm áp được thực hiện trong các thiết bị bay hơi nhanh.

3. Quy trình theo điểm 2, trong đó các thiết bị bay hơi nhanh bao gồm các thiết bị khử sương để loại bỏ các giọt lỏng ra khỏi pha hơi.

4. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 1 tới 3, trong đó đối với mỗi bước giảm áp, trừ bước giảm áp thứ nhất, pha hơi đã được nén được làm nguội và chất lỏng được ngưng tụ bởi việc làm lạnh được kết hợp với pha lỏng thu được ở bước giảm áp trước đó.

5. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các bước từ 1 tới 4, trong đó hỗn hợp phản ứng lỏng thu được từ bước phản ứng được đun nóng ở bước bay hơi ở áp suất bay hơi ít nhất là 2,1MPa và nhiệt độ lớn hơn từ 5 tới 20°C so với điểm sôi của propen ở áp suất bay hơi này để tạo ra dòng hơi propen trước khi đưa hỗn hợp phản ứng lỏng này vào các bước giảm áp liên tiếp và dòng hơi propen được chuyển vào bước làm ngưng tụ.
6. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các bước từ 1 tới 4, trong đó bước làm ngưng tụ được thực hiện trong cột chưng cất (C1), pha hơi đã được nén từ bước giảm áp thứ nhất được cấp vào đoạn dưới của cột chưng cất và dòng chứa propen không phản ứng được rút ra dưới dạng sản phẩm cất ngọn.
7. Quy trình theo điểm 5, trong đó bước làm ngưng tụ được thực hiện trong cột chưng cất (C1), pha hơi đã được nén từ bước giảm áp thứ nhất và dòng hơi propen từ bước bay hơi được cấp vào đoạn dưới của cột chưng cất và dòng chứa propen không phản ứng được rút ra dưới dạng sản phẩm cất ngọn.
8. Quy trình theo điểm 6 hoặc 7, trong đó sản phẩm đáy của cột chưng cất (C1) được cấp vào bước giảm áp thứ nhất.
9. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các bước từ 1 tới 8, trong đó liệu cấp propen bao gồm propan, một phần hoặc toàn bộ propen không phản ứng đã được thu hồi ở bước làm ngưng tụ được cấp vào cột chưng cất (C2) tạo ra sản phẩm đáy giàu propan và sản phẩm cất ngọn mà được tái tuần hoàn vào bước phản ứng.
10. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các bước từ 1 tới 9, trong đó chất xúc tác epoxy hóa là titan silicalit và liệu cấp propen được cho phản ứng với hydro peroxit trong dung môi metanol để tạo ra hỗn hợp phản ứng lỏng chứa metanol.
11. Quy trình theo điểm 10, trong đó hỗn hợp phản ứng lỏng thu được từ bước phản ứng được cất phần nhẹ cùng với khí trơ trong cột cất trước khi đưa nó vào

bước bay hơi hoặc các bước giảm áp liên tiếp, tạo ra khí cất nhẹ bao gồm propen, oxy và khí trơ.

12. Quy trình theo điểm 11, trong đó khí cất nhẹ được làm nguội để ngưng tụ phần ngưng phần cất nhẹ, bước làm ngưng tụ được thực hiện trong cột chưng cất (C1), pha hơi đã được nén từ bước giảm áp thứ nhất và phần ngưng phần cất nhẹ được cấp vào đoạn dưới của cột chưng cất và dòng chứa propen không phản ứng được rút ra dưới dạng sản phẩm cất ngon.

13. Quy trình theo điểm 11 hoặc 12, trong đó dòng metanol được tách ra khỏi pha lỏng đã được tạo ra bởi bước giảm áp sau cùng, khí cất nhẹ được cho tiếp xúc với dòng metanol ở bước hấp thụ để tạo ra khí cất nhẹ nghèo propen và dòng metanol giàu propen và dòng metanol giàu propen này được chuyển vào bước phản ứng.

14. Quy trình theo điểm 13, trong đó khí tồn dư từ bước làm ngưng tụ được chuyển vào bước hấp thụ.

15. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các bước từ 1 tới 14, trong đó propen được dùng ở bước phản ứng với lượng dư đủ để duy trì một pha lỏng bổ sung giàu propen, pha lỏng bổ sung này được tách ra khỏi hỗn hợp phản ứng lỏng sau bước phản ứng, bước làm ngưng tụ được thực hiện trong cột chưng cất (C1), pha hơi đã được nén từ bước giảm áp thứ nhất và pha lỏng bổ sung được cấp vào đoạn dưới của cột chưng cất (C1) và dòng chứa propen không phản ứng được rút ra dưới dạng sản phẩm cất ngon.

21

Fig. 1

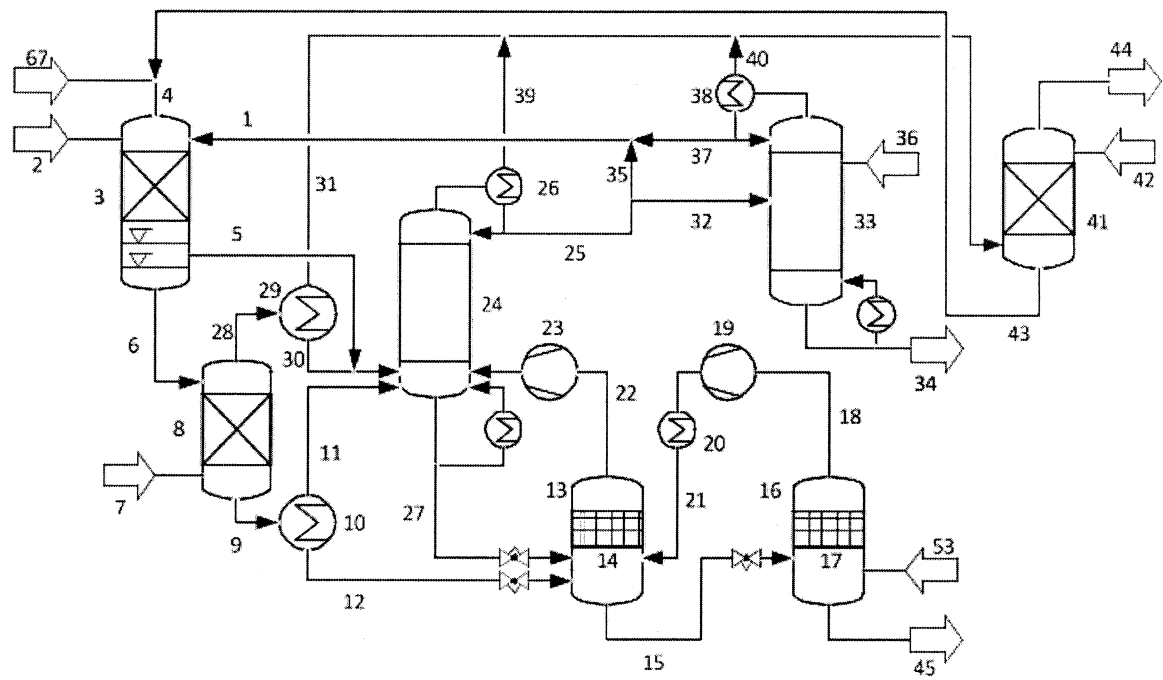


Fig. 2

