



(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)



1-0053678

(51)^{2020.01} C07C 67/08; C07C 69/82; C07C 67/48 (13) B

(21) 1-2022-01909

(22) 20/08/2021

(86) PCT/KR2021/011080 20/08/2021

(87) WO 2022/108048 27/05/2022

(30) 10-2020-0153990 17/11/2020 KR

(45) 25/11/2025 452

(43) 25/07/2023 424A

(73) LG CHEM, LTD. (KR)

128, Yeoui-daero, Yeongdeungpo-gu, Seoul 07336, Republic of Korea

(72) JEONG, Jae Hun (KR); LEE, Sung Kyu (KR); CHOO, Yeon Uk (KR); LEE, Song Hoon (KR); JUN, Hyoung (KR); HEO, Yun Gon (KR).

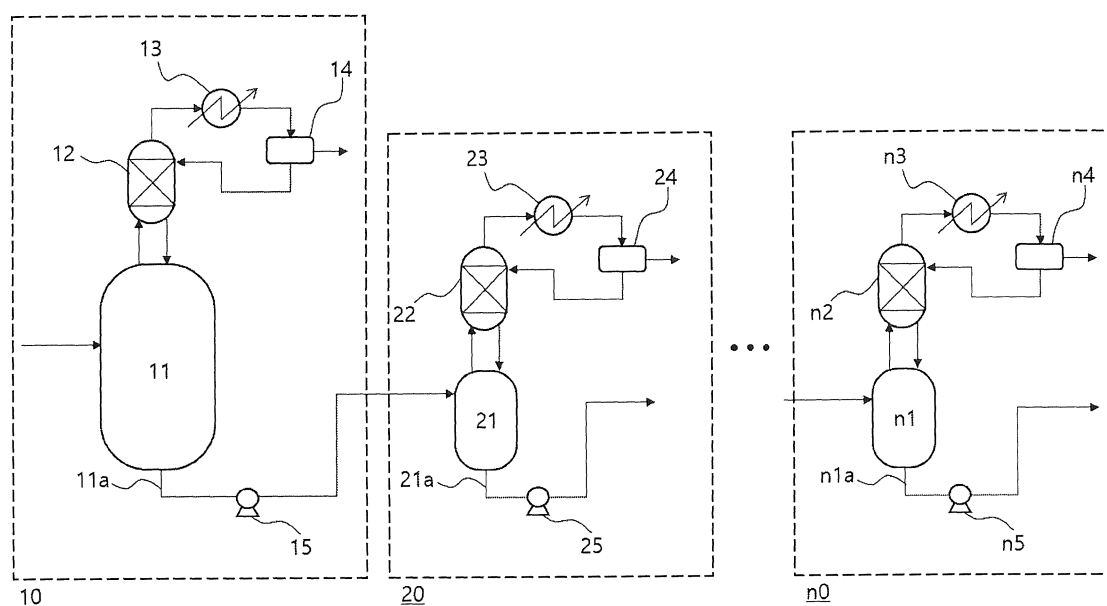
(74) Công ty TNHH Tầm nhìn và Liên danh (VISION & ASSOCIATES CO.LTD.)

(54) PHƯƠNG PHÁP SẢN XUẤT HỢP CHẤT GỐC DIESTE

(21) 1-2022-01909

(57) Sáng chế đề cập đến phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste, và, cụ thể hơn là, phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste, được thực hiện sử dụng quy trình liên tục bao gồm phần phản ứng trong đó tổng của n bộ phận phản ứng kéo dài từ bộ phận phản ứng thứ nhất đến bộ phận phản ứng thứ n được mắc nối tiếp, trong đó mỗi bộ phận phản ứng bao gồm thiết bị phản ứng, và phương pháp bao gồm: cấp dòng nạp bao gồm axit dicarboxylic và rượu vào thiết bị phản ứng thứ nhất, este hóa dòng nạp để điều chế sản phẩm phản ứng, và cấp dòng xả dưới bao gồm sản phẩm phản ứng vào thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng phía sau. Trong trường hợp này, tỷ lệ chuyển hóa của phản ứng este hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80%.

【Fig. 1】



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste, và, cụ thể hơn là, phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste có khả năng ngăn chặn hiện tượng tắc trong ống, bơm, và tương tự bởi nguyên liệu không phản ứng vì nguyên liệu không phản ứng được thu thập ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng bao gồm sản phẩm phản ứng khi hợp chất gốc dieste được sản xuất sử dụng quy trình liên tục.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Chất làm dẻo gốc phthalat chiếm 92% của thị trường chất làm dẻo toàn cầu vào thế kỷ 20, và là các chất phụ gia chủ yếu được sử dụng để truyền độ mềm dẻo, độ bền, độ cứng nguội, và tương tự cho polyvinyl clorua (PVC) và giảm độ nhớt chảy để cải thiện khả năng xử lý. Do đó, các chất làm dẻo gốc phthalat có thể được đưa vào PVC ở nhiều hàm lượng khác nhau và do đó được sử dụng rộng rãi cho các ứng dụng trải dài từ các sản phẩm cứng như ống cứng đến các vật liệu mềm và co giãn như vật liệu đóng gói thực phẩm, túi đựng máu, vật liệu lát sàn, và tương tự, liên quan chặt chẽ đến cuộc sống thực và không thể tránh khỏi tiếp xúc trực tiếp với cơ thể con người giữa các vật liệu khác.

Mặc dù khả năng tương thích với PVC và đặc tính tạo độ mềm tốt của chất làm dẻo gốc phthalat, tuy nhiên, chất hóa dẻo gốc phthalat bị rò rỉ từng chút một ra khỏi các sản phẩm PVC chứa chất làm dẻo gốc phthalat khi các sản phẩm PVC được sử dụng trong thực tế. Do đó, đã có các vấn đề liên quan đến tác hại của chất làm dẻo gốc phthalat từ thực tế là chất làm dẻo gốc phthalat có thể đóng vai trò là chất gây rối loạn

nội tiết bị nghi ngờ (hormon môi trường) và chất gây ung thư ở mức độ kim loại nặng. Cụ thể là, kể từ khi có báo cáo ở Mỹ vào những năm 1960 rằng di-(2-ethylhexyl)phtalat (DEHP) được sử dụng với lượng lớn nhất đã bị rò rỉ ra khỏi các sản phẩm PVC, nhiều loại nghiên cứu về tác hại của chất làm dẻo gốc phtalat đối với cơ thể con người đã được tiến hành với sự quan tâm ngày càng tăng đến các hormon môi trường trong những năm 1990.

Theo đó, nhiều nhóm nhà nghiên cứu đã tiến hành nghiên cứu để phát triển chất làm dẻo thân thiện với môi trường có khả năng được thay thế bởi di-(2-ethylhexyl)phtalat và cải tiến quy trình cho chất làm dẻo thân thiện với môi trường nhằm đáp ứng các quy định về môi trường và các vấn đề về hormon môi trường gây ra bởi sự rò rỉ của chất làm dẻo gốc phtalat gốc dieste (đặc biệt, di-(2-ethylhexyl)phtalat).

Trong khi đó, quy trình kiểu mẻ đã được áp dụng làm quy trình sản xuất chất làm dẻo gốc dieste ở phần lớn các lĩnh vực công nghiệp, và hệ thống để hồi lưu nguyên liệu không phản ứng ở thiết bị phản ứng và hiệu quả loại bỏ sản phẩm phản ứng phụ sử dụng quy trình kiểu mẻ đã được phát triển. Tuy nhiên, việc sản xuất chất làm dẻo gốc dieste sử dụng quy trình kiểu mẻ có các hạn chế về tốc độ hồi lưu hoặc lượng hơi nước, có năng suất rất thấp và cũng có các hạn chế kỹ thuật áp dụng để giải quyết các vấn đề.

Ngoài ra, để giải quyết vấn đề của quy trình kiểu mẻ có vấn đề được mô tả ở trên, quy trình trong đó hai hoặc nhiều thiết bị phản ứng được mắc nối tiếp trong quá trình sản xuất chất làm dẻo gốc dieste để tạo thành phần phản ứng đã được phát triển. Tuy nhiên, không giống như quy trình kiểu mẻ trong đó chỉ sản phẩm được chuyển sau khi phản ứng hoàn thành, quy trình liên tục được thực hiện sử dụng nhiều thiết bị phản

ứng mà được mắc nối tiếp hoặc song song. Vì vậy, khi sản phẩm phản ứng được chuyển đến thiết bị phản ứng phía sau ở quy trình liên tục, không chỉ sản phẩm mong muốn mà còn nguyên liệu không phản ứng được chuyển ở trạng thái huyền phù đặc trong đó sản phẩm mong muốn được trộn với nguyên liệu không phản ứng. Với mục đích này, sản phẩm phản ứng có hàm lượng nguyên liệu không phản ứng cao ở thiết bị phản ứng thứ nhất. Vì vậy, vì nguyên liệu không phản ứng dạng rắn ở dòng huyền phù đặc được thu thập trong ống và bơm mà qua đó sản phẩm phản ứng được rút ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất được chuyển, độ trơn chảy có thể bị giảm sút khi sản phẩm phản ứng được chuyển vào thiết bị phản ứng phía sau, dẫn đến chu trình vận hành rút ngắn do hiện tượng dễ tắc trong ống và bơm.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Vấn đề kỹ thuật

Để giải quyết vấn đề như được nêu trên ở phần tình trạng kỹ thuật của sáng chế, mục đích của sáng chế là đề xuất phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste có khả năng cải thiện độ trơn chảy khi sản phẩm phản ứng được rút ra khỏi thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất được chuyển đến thiết bị phản ứng phía sau và theo đó kéo dài thời hạn bảo dưỡng/sửa chữa ống và bơm, trong đó hợp chất gốc dieste được sản xuất dưới dạng chất làm dẻo thân thiện với môi trường sử dụng quy trình liên tục.

Giải pháp kỹ thuật

Theo một khía cạnh chung, phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste được thực hiện sử dụng quy trình liên tục bao gồm phần phản ứng trong đó tổng của n bộ phận phản ứng kéo dài từ bộ phận phản ứng thứ nhất đến bộ phận phản ứng thứ n được mắc nối tiếp, trong đó mỗi bộ phận phản ứng bao gồm thiết bị phản ứng, và phương

pháp bao gồm: cấp dòng nạp bao gồm axit dicarboxylic và rượu vào thiết bị phản ứng thứ nhất; este hóa dòng nạp để điều chế sản phẩm phản ứng; và cung cấp dòng xả dưới bao gồm sản phẩm phản ứng vào các thiết bị phản ứng của các bộ phận phản ứng phía sau, trong đó tỷ lệ chuyển hóa của phản ứng este hóa ở thiết bị phản ứng thứ nhất được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80%.

Hiệu quả có lợi

Theo sáng chế, khi hợp chất gốc dieste được sản xuất sử dụng quy trình liên tục, tỷ lệ chuyển hóa ở thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất có thể được kiểm soát để tăng tốc độ tuyến tính của dòng xả dưới ở thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất đến tốc độ giới hạn hoặc cao hơn, nhờ đó cải thiện độ trơn chảy.

Đó là, ống, bơm, và tương tự có thể được ngăn chặn không bị tắc bởi nguyên liệu không phản ứng được bao gồm ở dòng xả dưới trong thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất vì nguyên liệu không phản ứng được thu thập ở ống, bơm, và tương tự.

Mô tả vắn tắt hình vẽ

FIG. 1 đến 4 lần lượt là biểu đồ quy trình của phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo một phương án của sáng chế.

FIG. 5 là biểu đồ quy trình của phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo phương án so sánh.

Mô tả chi tiết sáng chế

Trước khi mô tả, nên hiểu rằng thuật ngữ được sử dụng ở bản mô tả này và các điểm yêu cầu bảo hộ kèm theo không nên được hiểu là giới hạn ở các nghĩa chung và

từ điển, mà được giải thích dựa trên các ý nghĩa và khái niệm tương ứng với các khía cạnh kỹ thuật của sáng chế trên cơ sở nguyên tắc rằng các tác giả sáng chế có thể xác định một cách thích hợp các khái niệm của thuật ngữ cho mục đích của việc mô tả sáng chế theo cách tốt nhất.

Theo sáng chế, thuật ngữ “trên” có thể dùng để chỉ vùng mà tương ứng với chiều cao bằng 50% hoặc lớn hơn so với tổng chiều cao của thiết bị trong thùng, và thuật ngữ “dưới” có thể dùng để chỉ vùng mà tương ứng với chiều cao nhỏ hơn 50% của tổng chiều cao của thiết bị và thùng.

Theo sáng chế, thuật ngữ “dòng” có thể dùng để chỉ dòng chất lưu trong quy trình, và cũng có thể dùng để chỉ riêng một mình chất lưu chảy trong ống. Đặc biệt là, “dòng” có thể dùng để chỉ cả riêng một mình chất lưu và dòng chất lưu chảy trong ống được nối với mỗi thiết bị. Ngoài ra, chất lưu có thể dùng để chỉ khí hoặc lỏng. Không nhằm loại trừ trường hợp bất kỳ trong đó hàm lượng chất rắn được bao gồm ở chất lưu.

Theo sáng chế, thuật ngữ “huyền phù đặc” có thể dùng để chỉ huyền phù trong đó hỗn hợp của chất rắn và chất lỏng, hoặc hạt rắn mịn được tạo huyền phù trong nước. Là ví dụ cụ thể, huyền phù đặc có thể dùng để chỉ chất phản ứng pha rắn hoặc lỏng được sử dụng ở phản ứng polyme hóa, và hỗn hợp của polyme pha rắn hoặc lỏng được tạo ra ở phản ứng polyme hóa.

Sau đây, sáng chế sẽ được mô tả chi tiết hơn có tham chiếu đến FIG. 1 đến 4 để giúp hiểu sáng chế.

Theo sáng chế, phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste được đề xuất. Theo FIG. 1 dưới đây, phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste được thực hiện sử dụng quy trình liên tục bao gồm phần phản ứng trong đó tổng của n bộ phận phản ứng kéo

dài từ bộ phận phản ứng thứ nhất 10 đến bộ phận phản ứng thứ n n_0 được mắc nối tiếp, trong đó bộ phận phản ứng tương ứng 10, 20 và n_0 lần lượt bao gồm thiết bị phản ứng 11, 21 và n_1 kéo dài từ thiết bị phản ứng thứ nhất 11 đến thiết bị phản ứng thứ n n_1 , và thiết bị tách lớp 14, 24 và n_4 kéo dài từ thiết bị tách lớp thứ nhất 14 đến thiết bị tách lớp thứ n n_4 . Trong bản mô tả này, phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste bao gồm: cấp dòng nạp bao gồm axit dicarboxylic và rượu vào thiết bị phản ứng thứ nhất 11; este hóa dòng nạp để sản xuất sản phẩm phản ứng; và cấp dòng xả dưới bao gồm sản phẩm phản ứng vào thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng phía sau, trong đó tỷ lệ chuyển hóa của phản ứng este hóa ở thiết bị phản ứng thứ nhất có thể được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80%.

Theo một phương án của sáng chế, việc sản xuất hợp chất gốc dieste có thể được thực hiện sử dụng quy trình liên tục bao gồm phần phản ứng trong đó tổng của n bộ phận phản ứng 10, 20 và n_0 kéo dài từ bộ phận phản ứng thứ nhất 10 đến bộ phận phản ứng thứ n n_0 được mắc nối tiếp.

Đặc biệt là, quy trình sản xuất kiểu mẻ được áp dụng cho việc sản xuất hợp chất gốc dieste như đã biết ở tài liệu kỹ thuật trước đây. Tuy nhiên, việc sản xuất chất làm dẻo gốc dieste sử dụng quy trình kiểu mẻ có hạn chế ở tỷ lệ hồi lưu hoặc lượng hơi nước, có năng suất rất thấp và cũng có các hạn chế kỹ thuật áp dụng để giải quyết các vấn đề.

Ngoài ra, để giải quyết vấn đề được mô tả ở trên của quy trình kiểu mẻ, quy trình trong đó hai hoặc nhiều thiết bị phản ứng được mắc nối tiếp trong quá trình sản xuất hợp chất gốc dieste để tạo thành phần phản ứng đã được phát triển. Tuy nhiên, không giống như quy trình kiểu mẻ trong đó chỉ sản phẩm được chuyển sau khi phản

ứng hoàn thành, quy trình liên tục được thực hiện sử dụng nhiều thiết bị phản ứng mà được mắc nối tiếp hoặc song song. Vì vậy, khi sản phẩm phản ứng được chuyển cho thiết bị phản ứng phía sau ở quy trình liên tục, không chỉ sản phẩm mong muốn mà còn nguyên liệu không phản ứng được chuyển ở trạng thái huyền phù đặc trong đó sản phẩm mong muốn được trộn với nguyên liệu không phản ứng. Với mục đích này, sản phẩm phản ứng có hàm lượng nguyên liệu không phản ứng cao ở thiết bị phản ứng thứ nhất. Vì vậy, vì nguyên liệu không phản ứng dạng rắn ở dòng huyền phù đặc được thu thập trong ống và bơm mà thông qua đó sản phẩm phản ứng được rút ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất được chuyển, độ trơn chảy có thể bị giảm sút khi sản phẩm phản ứng được chuyển đến thiết bị phản ứng phía sau, dẫn đến chu trình vận hành rút ngắn do hiện tượng dễ tắc trong ống và bơm.

Vì vậy, khi hợp chất gốc dieste được sản xuất sử dụng quy trình liên tục theo sáng chế, tỷ lệ chuyển hóa ở thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất có thể được kiểm soát để tăng tốc độ tuyến tính của dòng xả dưới ở thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất đến tốc độ giới hạn hoặc cao hơn, nhờ đó cải thiện độ trơn chảy. Ngoài ra, hiện tượng tắc trong ống, bơm, và tương tự của dòng rút dưới ở thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất có thể được ngăn chặn để kéo dài thời hạn bảo dưỡng/sửa chữa ống và bơm.

Theo một phương án của sáng chế, bộ phận phản ứng có thể bao gồm tổng của n thiết bị phản ứng kéo dài từ thiết bị phản ứng thứ nhất đến thiết bị phản ứng thứ n . Là ví dụ cụ thể, mỗi thiết bị phản ứng có thể là thiết bị phản ứng được sử dụng để este hóa axit dicarboxylic và rượu.

Phản ứng este hóa có thể là phản ứng trong đó axit dicarboxylic và rượu được

cung cấp vào thiết bị phản ứng và được este hóa trực tiếp khi có mặt chất xúc tác. Như vậy, hợp chất gốc dieste và nước là sản phẩm phụ có thể được tạo ra thông qua phản ứng este hóa của axit dicarboxylic và rượu. Nhiệt độ vận hành, áp suất vận hành, thời gian, và loại và hàm lượng chất xúc tác, có thể được sử dụng để thực hiện phản ứng este hóa trực tiếp, có thể được áp dụng khi điều kiện thông thường được áp dụng như ở tài liệu kỹ thuật trước đây, hoặc có thể được áp dụng sau khi chúng được điều chỉnh chính xác theo quy trình vận hành, khi cần.

Axit dicarboxylic và rượu có thể được trộn sử dụng thiết bị trộn sơ bộ và lần lượt được đưa vào dưới dạng hỗn hợp theo mẻ trước khi axit dicarboxylic và rượu được cung cấp vào thiết bị phản ứng, hoặc có thể được đưa theo mẻ vào thiết bị phản ứng được cung cấp dòng nạp riêng biệt.

Axit dicarboxylic có thể, ví dụ, bao gồm một hoặc nhiều axit được chọn từ nhóm bao gồm axit carboxylic polyhydric thơm như axit phthalic, axit isophthalic, axit terephthalic, axit trimellitic, và tương tự; và các axit carboxylic polyhydric béo bão hòa hoặc chưa bão hòa như axit adipic, axit sebacic, axit azelaic, axit succinic, axit maleic, axit fumaric, và tương tự. Là ví dụ cụ thể, axit dicarboxylic có thể là chất rắn. Là ví dụ cụ thể hơn, axit dicarboxylic có thể là axit terephthalic.

Ví dụ, rượu có thể là rượu monohydric có từ 4 đến 13, từ 5 đến 12, hoặc từ 6 đến 10 nguyên tử cacbon. Ví dụ, rượu monohydric có thể bao gồm rượu mạch thẳng hoặc nhánh như rượu n-butyl, rượu isobutyl, rượu butyl thứ cấp, rượu n-pentyl, rượu n-hexyl, rượu n-heptyl, rượu n-octyl, 2-ethylhexanol, rượu iso-octyl, rượu iso-nonyl, rượu n-nonyl, rượu iso-decyl, rượu n-decyl, rượu undecyl, rượu tridecyl, và tương tự. Là ví dụ cụ thể, rượu có thể là 2-ethylhexanol.

Lượng rượu quá mức có thể được cung cấp vào thiết bị phản ứng, dựa trên lượng cân bằng cần thiết để phản ứng với axit dicarboxylic. Ví dụ, trong phản ứng este hóa, tỷ lệ mol của axit dicarboxylic và rượu có thể nằm trong khoảng từ 1:2 đến 1:10, 1:2 đến 1:5 hoặc 1:2 đến 1:4,5. Đó là, tỷ lệ mol của axit dicarboxylic và rượu trong dòng nạp được cung cấp vào thiết bị phản ứng có thể nằm trong khoảng từ 1:2 đến 1:10, từ 1:2 đến 1:5 hoặc từ 1:2 đến 1:4,5. Khi axit dicarboxylic và rượu được cung cấp làm chất phản ứng vào thiết bị phản ứng trong khoảng tỷ lệ mol, có thể dễ dàng đạt được tỷ lệ chuyển hóa mong muốn bằng cách giảm thiểu lượng hơi nước sử dụng và kiểm soát tốc độ phản ứng thuận của phản ứng este hóa.

Ví dụ, chất xúc tác có thể bao gồm một hoặc nhiều chất được chọn từ nhóm bao gồm chất xúc tác axit như axit sulfuric, axit para-toluensulfonic, axit metansulfonic, và tương tự; chất xúc tác alkyl titanat như tetraisopropyl titanat, tetrabutyl titanat, tetra-2-ethylhexyl titanat, và tương tự; và các chất xúc tác kim loại hữu cơ như oxit thiếc dibutyl, butyl thiếc malat, và tương tự. Là ví dụ cụ thể, hợp chất titan hữu cơ đại diện là alkyl titanat có thể được sử dụng làm chất xúc tác. Bằng cách này, thời gian phản ứng có thể được rút ngắn bằng cách tăng tốc độ phản ứng este hóa.

Nhiệt độ vận hành của thiết bị phản ứng có thể, ví dụ, nằm trong khoảng từ 130 đến 250°C, từ 160 đến 250°C, hoặc từ 190 đến 230°C. Trong trường hợp này, nhiệt độ vận hành của thiết bị phản ứng có thể dùng để chỉ riêng nhiệt độ vận hành của thiết bị phản ứng ở mỗi bộ phận phản ứng thứ nhất đến bộ phận phản ứng thứ n. Cụ thể hơn là, thiết bị phản ứng của mỗi bộ phận phản ứng thứ nhất đến bộ phận phản ứng thứ n có thể được kiểm soát bằng nhau hoặc riêng lẻ trong khoảng nhiệt độ.

Áp suất vận hành của thiết bị phản ứng có thể nằm trong khoảng từ 0 đến 5,5

kg/cm²G, từ 0 đến 3 kg/cm²G, hoặc từ 0 đến 2 kg/cm²G. Trong trường hợp này, áp suất vận hành của thiết bị phản ứng có thể dùng để chỉ riêng áp suất vận hành của thiết bị phản ứng ở mỗi bộ phận phản ứng thứ nhất đến bộ phận phản ứng thứ n. Cụ thể hơn là, thiết bị phản ứng của mỗi bộ phận phản ứng thứ nhất đến bộ phận phản ứng thứ n có thể được kiểm soát bằng nhau hoặc riêng lẻ trong khoảng áp suất.

Theo một phương án của sáng chế, axit dicarboxylic có thể là axit terephthalic, và rượu có thể là 2-ethylhexanol. Như vậy, khi axit terephthalic và 2-ethylhexanol được đưa vào thiết bị phản ứng khi có mặt chất xúc tác để thực hiện phản ứng este hóa, dioctyl terephthalat (DOTP) có thể được sản xuất làm vật liệu gốc dieste. Dioctyl terephthalat là chất được sử dụng rộng rãi như chất làm dẻo thân thiện với môi trường không độc hại và do đó có thể thể hiện khả năng tương thích tuyệt vời với các vật liệu polyme như PVC, và tương tự, và có thể có các đặc tính tuyệt vời như độ hóa hơi và đặc tính điện thấp.

Theo một phương án của sáng chế, phần phản ứng bao gồm tổng n bộ phận phản ứng được mắc nối tiếp và có thể được thiết kế dựa trên tỷ lệ chuyển hóa được kiểm soát của phản ứng, thời gian lưu trong mỗi bộ phận phản ứng, và tương tự, và cũng có thể được thiết kế dựa trên chế phẩm của sản phẩm cần đạt được. Ví dụ, n có thể nằm trong khoảng từ 2 đến 8, từ 3 đến 7, hoặc từ 4 đến 6. Nghĩa là, phần phản ứng có thể bao gồm từ 2 đến 8, từ 3 đến 7, hoặc từ 4 đến 6 bộ phận phản ứng.

Theo một phương án của sáng chế, bộ phận phản ứng 10, 20, 30, 40, và n0 có thể còn bao gồm cột 12, 22, 32, 42, và n2 trong đó dòng xả trên của thiết bị phản ứng bao gồm rượu và nước được hóa hơi trong phản ứng este hóa nhận được từ thiết bị phản ứng 11, 21, 31, 41, và n1 để thực hiện tách khí/lỏng, mà qua đó pha khí được

cung cấp làm dòng xả trên vào thiết bị tách lớp 14, 24, 34, 44, và n4 bằng cách chuyển thông qua bộ ngưng tụ 13, 23, 33, 43, và n3 và pha chất lỏng được cung cấp làm dòng xả dưới vào thiết bị phản ứng 11, 21, 31, 41, và n1; và thiết bị tách lớp 14, 24, 34, 44, và n4 được tạo kết cấu để tách riêng lớp nước và lớp rượu để chỉ hồi lưu rượu vào các cột và loại bỏ nước.

Trong thiết bị phản ứng, hợp chất gốc dieste, là sản phẩm phản ứng thông qua phản ứng este hóa của axit dicarboxylic và rượu, và nước là sản phẩm phụ liên quan đến phản ứng este hóa có thể được tạo ra. Ví dụ, sản phẩm phản ứng của phản ứng este hóa có thể bao gồm hợp chất gốc dieste, nước, và nguyên liệu không phản ứng.

Để tăng tốc độ phản ứng thuận của phản ứng este hóa, nước là sản phẩm phụ cần được loại bỏ hiệu quả để ngăn chặn phản ứng đảo ngược do nước gây ra và giải hoạt chất xúc tác. Về mặt này, làm phương pháp loại bỏ nước là sản phẩm phụ, có phương pháp hóa hơi và rút nước. Khi nước bị hóa hơi, rượu có nhiệt độ sôi cao hơn nước cũng bị hóa hơi do nhiệt độ phản ứng cao. Trong trường hợp này, rượu hóa hơi có thể được thu hồi và hồi lưu trở lại thiết bị phản ứng để duy trì nồng độ cao của các chất phản ứng trong thiết bị phản ứng và loại bỏ nước.

Đặc biệt là, vì phản ứng este hóa xảy ra ở nhiệt độ cao hơn nhiệt độ sôi của rượu đồng thời thực hiện phản ứng este hoá trong các thiết bị phản ứng, rượu bị hóa hơi không tham gia phản ứng tất yếu có thể tồn tại rượu. Đồng thời, bởi vì nước được tạo ra dưới dạng sản phẩm phụ khác với sản phẩm phản ứng (tức là hợp chất gốc dieste), nước có thể được rút ra dưới dạng dòng xả trên trong thiết bị phản ứng khi nước hóa hơi cùng với rượu. Nước và rượu hóa hơi có thể được rút ra dưới dạng dòng xả trên của thiết bị phản ứng và có thể được cung cấp vào cột.

Trong cột, rượu pha khí và nước được đưa vào từ thiết bị phản ứng có thể được hóa lỏng bởi rượu pha lỏng nhiệt độ thấp được cung cấp từ các thiết bị tách lớp vào phần trên của cột, và hầu hết rượu pha khí có thể được hóa lỏng một cách chọn lọc và được rút ra dưới dạng dòng xả dưới trong cột. Trong trường hợp này, dòng xả dưới của cột bao gồm rượu pha lỏng có thể được đưa trở lại phần trên của thiết bị phản ứng và rượu pha lỏng có thể tham gia lại phản ứng este hóa.

Như vậy, tốc độ phản ứng thuận có thể được tăng cường bằng cách chuyển dòng xả trên của thiết bị phản ứng thông qua cột để ngăn chặn nước được bao gồm ở dòng xả trên của thiết bị phản ứng không bị ngưng tụ và được đưa trở lại vào thiết bị phản ứng.

Ngoài ra, rượu đã được hóa hơi từ thiết bị phản ứng có thể được hồi lưu trở lại thiết bị phản ứng để duy trì tỷ lệ vượt mức của rượu đối với axit dicarboxylic trong thiết bị phản ứng và nước là sản phẩm phụ của phản ứng este hóa có thể được rút ra khỏi hệ thống phản ứng và được loại bỏ để ngăn nước trào ngược vào lò phản ứng, do đó ngăn chặn sự giảm tốc độ phản ứng trong thiết bị phản ứng và làm giảm hiệu suất của chất xúc tác.

Theo sáng chế, thuật ngữ “tỷ lệ dư” có thể dùng để chỉ tỷ lệ của rượu mà có mặt với lượng quá mức dựa trên tỷ lệ mol của axit dicarboxylic và rượu yêu cầu do phân tử trong thiết bị phản ứng để đảm bảo khả năng phản ứng.

Trong khi đó, nước pha khí và rượu pha khí không hóa lỏng trong cột có thể được rút ra dưới dạng dòng xả trên của cột, và dòng xả trên của cột có thể đi qua thiết bị ngưng và được cung cấp vào các thiết bị tách lớp. Cụ thể, trong các thiết bị tách lớp hoặc trước khi đưa vào thiết bị tách lớp, rượu pha khí và nước cần phải được hóa lỏng.

Do đó, vùng bất kỳ của dòng qua đó dòng xả trên của cột được chuyển đến bộ tách lớp được cung cấp cùng với bộ ngưng tụ, và rượu pha khí và nước có thể được hóa lỏng trước khi đưa vào các bộ tách lớp bằng cách loại bỏ nhiệt của rượu pha khí và nước qua bộ ngưng tụ.

Việc tách lớp ở thiết bị tách lớp có thể được thực hiện sử dụng sự khác biệt về mật độ giữa rượu và nước. Là ví dụ cụ thể, bởi vì rượu có tỷ trọng thấp hơn nước, lớp rượu có thể được tạo thành ở phần trên của thiết bị tách lớp và lớp nước có thể được tạo thành ở phần dưới của thiết bị tách lớp. Như vậy, sau khi lớp nước và lớp rượu được tách ra trong các thiết bị tách lớp, chỉ rượu mới có thể được tách chọn lọc khỏi lớp rượu thông qua dòng nổi với phần trên của cột và được hồi lưu vào cột. Ngoài ra, nước có thể được loại bỏ qua dòng rút qua đó nước được rút ra khỏi lớp nước, hoặc có thể được tái chế qua nhiều đường khác nhau.

Vì rượu mà nhiệt độ của nó được giảm bằng cách ngưng tụ ở cột được hồi lưu vào thiết bị phản ứng, nhiệt độ bên trong của thiết bị phản ứng có thể được giảm. Vì vậy, calo có thể được cung cấp riêng biệt vào các thiết bị phản ứng bằng cách cung cấp năng lượng của hơi nước áp suất cao hoặc hơi nhiệt độ cao để duy trì nhiệt độ bên trong thiết bị phản ứng. Vì hơi cao áp có nhiệt độ cân bằng (nhiệt độ cao) với áp suất cao nên calo có thể được cung cấp vào các thiết bị phản ứng bằng cách cung cấp hơi nước cao áp.

Sản phẩm phản ứng ở thiết bị phản ứng có thể được tách khỏi dòng xả dưới của thiết bị phản ứng, và dòng xả dưới của mỗi thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất đến bộ phận phản ứng thứ $n-1$ có thể được cung cấp vào thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng ở phía sau trong số các bộ phận phản ứng tương ứng. Ngoài ra, dòng

xả dưới ở thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ n mà là bộ phận phản ứng cuối có thể được tách, tinh chế và sản xuất thành sản phẩm. Cụ thể là, dòng xả dưới của mỗi thiết bị phản ứng thứ nhất, là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất, tới thiết bị phản ứng thứ $n-1$, là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ $n-1$, có thể được cung cấp vào thiết bị phản ứng của mỗi bộ phận phản ứng phía sau trong số các bộ phận phản ứng tương ứng, và dòng xả dưới trong thiết bị phản ứng thứ n là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng cuối cùng (bộ phận phản ứng thứ n) có thể được tách, tinh chế và sản xuất thành sản phẩm.

Ví dụ, khi phản phản ứng trong đó 4 bộ phận phản ứng được mắc nối tiếp được bao gồm để sản xuất hợp chất gốc dieste, dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất 10 có thể được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ hai 21 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ hai 20, dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ hai 21 có thể được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ ba 31 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ ba 30, dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ ba 31 có thể được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ tư 41 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ tư 40, và dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ tư 41 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ tư 40 có thể được tách, tinh chế và sản xuất thành sản phẩm.

Theo một phương án của sáng chế, phần dưới của thiết bị phản ứng có thể lần lượt được cung cấp dòng rút dưới 11a, 21a, 31a, 41a, và $n1a$ để chuyển dòng xả dưới của mỗi thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng 10, 20, 30, 40, và $n0$ vào thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng phía sau hoặc chuyển dòng xả dưới cho quy trình tách và lọc tiếp theo. Ngoài ra, dòng xả dưới có thể lần lượt được cung cấp bơm 15, 25, 35, 45,

và n5.

Hợp chất gốc dieste được bao gồm ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ n mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng cuối có thể được tinh luyện sử dụng phương pháp đã biết trong lĩnh vực kỹ thuật này. Ví dụ, khi phản ứng este hóa được thực hiện sử dụng hợp chất titan hữu cơ làm chất xúc tác, nước được thêm vào hợp chất gốc dieste thu được để khử hoạt tính chất xúc tác và rượu chưa phản ứng còn lại có thể được loại bỏ bằng cách làm bay hơi bằng cách chung cất dòng xả dưới với hơi nước. Ngoài ra, axit dicarboxylic còn lại có thể được trung hòa bằng cách xử lý với vật liệu kiềm. Ngoài ra, chất rắn có thể được loại bỏ bằng cách lọc để thu được hợp chất gốc dieste có độ tinh khiết cao.

Theo một phương án của sáng chế, phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste có thể bao gồm: cấp dòng nạp bao gồm axit dicarboxylic và rượu vào thiết bị phản ứng thứ nhất 11, este hóa dòng nạp để sản xuất sản phẩm phản ứng; và cấp dòng xả dưới bao gồm sản phẩm phản ứng vào thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng phía sau. Trong trường hợp này, tỷ lệ chuyển hóa của phản ứng este hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể được kiểm soát trong khoảng từ 50 đến 80%.

Dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể ở trạng thái huyền phù đặc bao gồm axit dicarboxylic không phản ứng pha rắn, rượu không phản ứng pha lỏng, và hợp chất gốc dieste pha lỏng. Như vậy, khi hàm lượng axit dicarboxylic không phản ứng ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 cao, axit dicarboxylic không phản ứng có thể được thu thập trong ống và bơm mà qua đó dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất được chuyển, và vấn đề liên quan đến chuyển sản phẩm phản ứng vào thiết bị phản ứng phía sau có thể là do độ chảy giảm do axit

dicarboxylic tích lũy chưa phản ứng. Ngoài ra, có vấn đề như dễ bị tắc ống, bơm, và tương tự với thời gian lưu trong ống (dòng chuyển) tăng. Khi ống và bơm bị tắc, hoạt động bị ngừng, và ống và bơm cần được rửa sạch. Trong trường hợp này, việc rửa ống và bơm mất nhiều thời gian và thời gian ngừng hoạt động có thể tăng khi khó sử dụng bơm và ống tạm thời, dẫn đến thiệt hại kinh tế và tăng chi phí sản xuất sản phẩm.

Theo đó, theo sáng chế, tỷ lệ chuyển hóa của phản ứng este hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80% để tăng tốc độ tuyến tính của dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 đến tốc độ giới hạn hoặc cao hơn mà ở đó sản phẩm phản ứng ở trạng thái huyền phù đặc có thể được thu thập ở ống và bơm, nhờ đó cải thiện độ trơn chảy. Ngoài ra, hiện tượng tắc trong ống, bơm, và tương tự của dòng rút dưới trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể được ngăn chặn để kéo dài thời hạn bảo dưỡng/sửa chữa ống và bơm.

Trong trường hợp này, tốc độ giới hạn dùng để chỉ tốc độ mà tại đó hàm lượng chất rắn ở chất lưu bắt đầu được tích lũy, và do đó có thể được xác định theo kinh nghiệm dựa trên vận tốc giới hạn của bùn. Cụ thể, vận tốc giới hạn có thể được tính bằng phương trình Durand và có thể được tính toán với tham chiếu đến phương trình thực nghiệm dựa trên Rheology. Trong trường hợp này, vận tốc giới hạn có thể được tính toán bằng cách sử dụng các yếu tố như kích thước hạt trung bình và mật độ của các thành phần rắn, phần thể tích, nhiệt độ của chất lỏng, và tương tự.

Theo một phương án của sáng chế, như được thể hiện trên FIG. 1, việc kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa nằm trong khoảng từ 50 đến 80% được thực hiện bằng cách tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 so với của thiết bị phản ứng n-1 tiếp theo 21, 31, 41, và n1 ở trạng thái trong đó tốc độ dòng của dòng nạp được cung cấp vào thiết

bị phản ứng thứ nhất 11 được duy trì không đổi. Như vậy, khi thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 tăng trong đó tốc độ dòng của dòng nạp được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được duy trì không đổi, thời gian lưu của dòng nạp được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể tăng so với trước khi tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11, nhờ đó cải thiện tỷ lệ chuyển hóa cho phản ứng của chất phản ứng ở dòng nạp trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11.

Việc tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 để kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể được điều chỉnh theo điều kiện phản ứng như nhiệt độ vận hành và áp suất của thiết bị phản ứng thứ nhất 11, và tương tự. Là một ví dụ không giới hạn, thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể nằm trong khoảng từ 110 đến 500%, từ 130 đến 450%, hoặc từ 160 đến 400% đối với thể tích của mỗi thiết bị phản ứng n-1 tiếp theo. Là ví dụ cụ thể, khoảng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể được áp dụng khi nhiệt độ vận hành của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 130 đến 250°C, từ 160 đến 250°C, hoặc từ 190 đến 230°C, và áp suất vận hành của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 0 đến 5,5 kg/cm²G, từ 0 đến 3 kg/cm²G, hoặc từ 0 đến 2 kg/cm²G, nhưng sáng chế không bị giới hạn ở đó.

Là ví dụ cụ thể hơn, khi khoảng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 lớn hơn hoặc bằng 110% ở điều kiện nhiệt độ vận hành và áp suất vận hành, để kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 là 50% hoặc lớn hơn, có thể dẫn đến tác dụng cải thiện tốt độ trơn chảy của dòng xả dưới trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11. Mặt khác, khi khoảng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nhỏ hơn hoặc bằng 500%, để kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 là 80% hoặc

nhỏ hơn, nhờ đó ngăn chặn sự tăng hoạt động kém hiệu quả và chi phí năng lượng do lượng hơi nước được sử dụng trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 tăng quá mức.

Theo một phương án của sáng chế, như được thể hiện trên FIG. 3, việc kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa nằm trong khoảng từ 50 đến 80% có thể được thực hiện bằng cách vận hành thiết bị phản ứng thứ nhất 11 ở trạng thái trong đó thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được mắc song song với m thiết bị phản ứng, và cung cấp chia nhỏ 1/m dòng nạp vào m thiết bị phản ứng tương ứng ở trạng thái trong đó tốc độ dòng của dòng nạp vào thiết bị phản ứng đầu tiên được duy trì không đổi. Trong trường hợp này, kết nối của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 song song với m thiết bị phản ứng có nghĩa là bộ phận phản ứng thứ nhất 10 được mắc song song với m bộ phận phản ứng.

Như được mô tả trên, khi thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể được mắc song song với m bộ phận phản ứng để cung cấp 1/m dòng nạp vào m thiết bị phản ứng ở trạng thái trong đó tốc độ dòng của dòng nạp vào thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được duy trì không đổi, sự tăng thời gian lưu của dòng nạp được cung cấp vào mỗi thiết bị trong số m thiết bị phản ứng có thể được tạo ra so với trước khi thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được mắc song song với m bộ phận phản ứng để thực hiện hoạt động, do đó cải thiện tỷ lệ chuyển hóa cho các phản ứng của các chất phản ứng trong dòng nạp trong mỗi thiết bị phản ứng trong số m thiết bị phản ứng.

Số lượng thiết bị phản ứng thứ nhất 11 song song để kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể được điều chỉnh theo điều kiện phản ứng như nhiệt độ vận hành và áp suất của thiết bị phản ứng thứ nhất 11, và tương tự. Là một ví dụ không giới hạn, m có thể nằm trong khoảng từ 2 đến 8, từ 2 đến 5, hoặc từ 2 đến 3. Khi thiết bị phản ứng thứ nhất 11 ở bộ phận phản ứng thứ nhất 10 được mắc

song song ở khoảng trên để thực hiện vận hành, có tác dụng tạo điều kiện thuận lợi cho việc kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11. Là ví dụ cụ thể, khoảng m, là số lượng song song của thiết bị phản ứng thứ nhất 11, có thể được áp dụng khi nhiệt độ hoạt động của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 130 đến 250°C, từ 160 đến 250°C hoặc từ 190 đến 230°C và áp suất hoạt động của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 0 đến 5,5 kg/cm²G, từ 0 đến 3 kg/cm²G, hoặc từ 0 đến 2 kg/cm²G, nhưng sáng chế không giới hạn ở đó.

Là ví dụ cụ thể hơn, khi m lớn hơn hoặc bằng 2 ở điều kiện nhiệt độ vận hành và áp suất vận hành, để kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 là 50% hoặc lớn hơn, có thể dẫn đến tác dụng tốt là cải thiện độ trơn chảy của dòng xả dưới trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11. Mặt khác, khi m nhỏ hơn hoặc bằng 8, để kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 là 80% hoặc nhỏ hơn, nhờ đó ngăn chặn việc tăng không hiệu quả chi phí vận hành và năng lượng vì lượng hơi nước được sử dụng trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 tăng đến lượng quá mức.

Theo một phương án của sáng chế, hàm lượng của axit dicarboxylic ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể ít hơn hoặc bằng 8,5% thể tích, hoặc nằm trong khoảng từ 0,1 đến 8,5% thể tích, hoặc từ 3,0 đến 8,1% thể tích. Đặc biệt là, tỷ lệ chuyển hóa của phản ứng este hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80% để giảm hàm lượng của axit dicarboxylic ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 xuống khoảng hàm lượng ở trên.

Trong khi đó, ví dụ, khi tỷ lệ chuyển hóa của phản ứng este hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được thể hiện nhỏ hơn 50%, hàm lượng của axit dicarboxylic không phản ứng ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 bao gồm sản phẩm

phản ứng có thể trở nên cao hơn, so với thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng phía sau. Vì vậy, hàm lượng của axit dicarboxylic ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể thay đổi theo tỷ lệ chuyển hóa, nhưng có thể, ví dụ, lớn hơn 10% thể tích.

Như vậy, khi tỷ lệ chuyển hóa của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 có thể được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80% để giảm hàm lượng của axit dicarboxylic không phản ứng ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 xuống khoảng hàm lượng ở trên, độ trơn chảy vào thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng phía sau có thể được cải thiện, và hiện tượng tắc trong ống và bơm có thể được ngăn chặn để kéo dài thời hạn bảo dưỡng/sửa chữa của ống và bơm.

Theo một phương án của sáng chế, trong phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste, thiết bị như cột chưng cất, bộ ngưng tụ, thiết bị đun sôi lại, van, bơm, thiết bị tách, thiết bị trộn, và tương tự có thể còn được cài đặt, khi cần.

Như được mô tả ở trên, phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo sáng chế đã được mô tả và được thể hiện có tham chiếu đến các hình vẽ. Tuy nhiên, mô tả ở trên và minh họa của các hình vẽ được có mặt để mô tả và chỉ minh họa cấu hình lõi để hiểu sáng chế. Vì vậy, ngoài quy trình và thiết bị được mô tả và minh họa trong bản mô tả này, quy trình và thiết bị mà không được mô tả hoặc minh họa theo cách riêng biệt bất kỳ có thể được áp dụng chính xác và được sử dụng để thực hiện phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo sáng chế.

Sau đây, sáng chế sẽ được mô tả chi tiết hơn có tham chiếu đến các phương án của nó. Tuy nhiên, sẽ rõ ràng với người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này là các phương án sau được nêu nhằm mục đích minh họa sáng chế, và có thể được biến

đổi và thay đổi khác nhau mà không xa rời khỏi phạm vi của sáng chế, nhưng không giới hạn phạm vi của sáng chế.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Ví dụ từ 1-1 đến 1-3

Diethyl terephthalat (DOTP) được sản xuất theo biểu đồ quy trình như được thể hiện trên FIG. 2.

Đặc biệt là, dòng nạp bao gồm axit terephthalic (TPA) và 2-ethylhexanol (2-EH) ở tỷ lệ mol là từ 1:2 đến 4,5 được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ nhất 11 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất 10, và được cho phản ứng khi có mặt chất xúc tác để hồi lưu rượu vào thiết bị phản ứng 11 và loại bỏ nước khỏi dòng xả trên được hóa hơi trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 sử dụng cột 12, bộ ngưng tụ 13, và thiết bị tách lớp 14. Ngoài ra, sản phẩm phản ứng được rút ra thông qua dòng rút dưới 11a trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được đi qua bơm 15 và được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ hai 21 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ hai 20.

Như ở dòng vận hành trong bộ phận phản ứng thứ nhất 10, thiết bị phản ứng dạng bể được khuấy liên tục (CSTR) được vận hành thông qua bộ phận phản ứng thứ hai 20, bộ phận phản ứng thứ ba 30, và bộ phận phản ứng thứ tư 40, và dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ tư 41 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ tư cuối 40 được tách và được tinh luyện để thu được diethyl terephthalat.

Trong trường hợp này, tất cả thiết bị phản ứng thứ nhất 11 đến thiết bị phản ứng thứ tư 41 được mắc nối tiếp, và thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được vận hành ở nhiệt độ vận hành là 195°C và áp suất vận hành là 0,5 kg/cm²G. Trong trường hợp này, thời gian lưu trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được điều chỉnh sao cho tỷ lệ chuyển hóa

trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 50 đến 60%, và việc điều chỉnh thời gian lưu được thực hiện bằng cách tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 so với 3 thiết bị phản ứng tiếp theo.

Ngoài ra, kết quả mô phỏng được đo sử dụng chương trình mô phỏng quy trình có bán trên thị trường ASPEN PLUS (AspenTec) được liệt kê ở bảng 1 dưới đây.

Ví dụ từ 2-1 đến 2-3

Các ví dụ này được thực hiện theo cùng cách như ở ví dụ 1, ngoại trừ thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được vận hành ở nhiệt độ vận hành là 200°C thay vì 195°C, thời gian lưu trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được sử dụng ở ví dụ 1 được điều chỉnh sao cho tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 50 đến 60%, và việc điều chỉnh thời gian lưu được thực hiện bằng cách tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 so với 3 thiết bị phản ứng tiếp theo.

Ngoài ra, kết quả mô phỏng được đo sử dụng chương trình mô phỏng quy trình có bán trên thị trường ASPEN PLUS (AspenTec) được liệt kê ở bảng 2 dưới đây.

Ví dụ từ 3-1 đến 3-3

Diethyl terephthalat (DOTP) được sản xuất theo biểu đồ quy trình như được thể hiện trên FIG. 3.

Đặc biệt là, dòng nạp bao gồm axit terephthalic (TPA) và 2-ethylhexanol (2-EH) ở tỷ lệ mol là từ 1:2 đến 4,5 được cung cấp lên thiết bị phản ứng thứ nhất 11 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất 10, và được cho phản ứng khi có mặt chất xúc tác để hồi lưu rượu vào thiết bị phản ứng 11 và loại bỏ nước từ dòng xả trên được hóa hơi ở thiết bị phản ứng thứ nhất 11 sử dụng cột 12, bộ ngưng tụ 13, và thiết bị tách

lớp 14. Ngoài ra, sản phẩm phản ứng được rút ra thông qua dòng rút dưới 11a trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được đi qua bơm 15 và được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ hai 21 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ hai 20.

Như ở dòng vận hành trong bộ phận phản ứng thứ nhất 10, thiết bị phản ứng dạng bể được khuấy liên tục (CSTR) được vận hành thông qua bộ phận phản ứng thứ hai 20, bộ phận phản ứng thứ ba 30, và bộ phận phản ứng thứ tư 40, và dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ tư 41 mà là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ tư cuối 40 được tách và được tinh luyện để thu được dioctyl terephthalat.

Trong trường hợp này, thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được vận hành ở nhiệt độ vận hành là 195°C và áp suất vận hành là $0,5 \text{ kg/cm}^2\text{G}$. Trong trường hợp này, thời gian lưu trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được điều chỉnh sao cho tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 50 đến 60%, và việc điều chỉnh thời gian lưu được thực hiện bằng cách mắc bộ phận phản ứng thứ nhất song song với hai bộ phận phản ứng để vận hành bộ phận phản ứng thứ nhất.

Đặc biệt là, bộ phận phản ứng thứ nhất được mắc song song với hai bộ phận phản ứng và, được vận hành, trong đó thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 và thiết bị phản ứng thứ hai 21 được thiết lập ở cùng quy mô. Trong trường hợp này, dòng nạp được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được cung cấp với tốc độ dòng giống như ở ví dụ 1, trong đó dòng nạp được chia thành hai nửa, và được cung cấp vào hai thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được mắc song song.

Ngoài ra, kết quả mô phỏng được đo sử dụng chương trình mô phỏng quy trình có bán trên thị trường ASPEN PLUS (AspenTec) được liệt kê ở bảng 3 dưới đây.

Ví dụ từ 4-1 đến 4-6

Các ví dụ này được thực hiện theo cách giống như ở ví dụ 1, ngoại trừ thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được vận hành ở nhiệt độ vận hành là 215°C thay vì 195°C, thời gian lưu trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được sử dụng ở ví dụ 1 được điều chỉnh sao cho tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 50 đến 80%, và việc điều chỉnh thời gian lưu được thực hiện bằng cách tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 so với 3 thiết bị phản ứng tiếp theo.

Ngoài ra, kết quả mô phỏng được đo sử dụng chương trình mô phỏng quy trình có bán trên thị trường ASPEN PLUS (AspenTec) được liệt kê ở bảng 4 dưới đây.

Ví dụ so sánh từ 1-1 đến 1-3

Các ví dụ này được thực hiện theo cách giống như ở ví dụ 1, ngoại trừ thời gian lưu trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được sử dụng ở ví dụ 1 được điều chỉnh sao cho tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 33 đến 45%, và việc điều chỉnh thời gian lưu được thực hiện bằng cách tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 so với 3 thiết bị phản ứng tiếp theo.

Ngoài ra, kết quả mô phỏng được đo sử dụng chương trình mô phỏng quy trình có bán trên thị trường ASPEN PLUS (AspenTec) được liệt kê ở bảng 1 dưới đây.

Ví dụ so sánh từ 2-1 đến 2-3

Các ví dụ này được thực hiện theo cách giống như ở ví dụ 2, ngoại trừ thời gian lưu trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được sử dụng ở ví dụ 2 được điều chỉnh sao cho tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 38,5 đến 45%, và việc điều chỉnh thời gian lưu được thực hiện bằng cách tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 so với 3 thiết bị phản ứng tiếp theo.

Ngoài ra, kết quả mô phỏng được đo sử dụng chương trình mô phỏng quy trình có bán trên thị trường ASPEN PLUS (AspenTec) được liệt kê ở bảng 2 dưới đây.

Ví dụ so sánh từ 3-1 đến 3-3

Các ví dụ này được thực hiện theo cách giống như ở ví dụ 3, ngoại trừ thời gian lưu trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được sử dụng ở ví dụ 3 được điều chỉnh sao cho tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 nằm trong khoảng từ 33 đến 45%, và việc điều chỉnh thời gian lưu được thực hiện bằng cách mắc bộ phận phản ứng thứ nhất song song với hai bộ phận phản ứng để vận hành bộ phận phản ứng thứ nhất.

Ngoài ra, kết quả mô phỏng được đo sử dụng chương trình mô phỏng quy trình có bán trên thị trường ASPEN PLUS (AspenTec) được liệt kê ở bảng 3 dưới đây.

Bảng 1

	Ví dụ so sánh			Các ví dụ		
	1-1	1-2	1-3	1-1	1-2	1-3
Thời gian lưu của thiết bị phản ứng thứ nhất (hr/hr)	1,00	1,30	1,70	2,00	3,00	4,00
Tỷ lệ chuyển hóa (%)	33,0	40,0	45,0	50,0	55,0	60,0
Hàm lượng TPA (% thể tích)	10,9	9,7	8,9	8,1	7,3	6,5
tốc độ giới hạn (m/s)	0,98	0,98	0,97	0,96	0,96	0,96
Tốc độ tuyến tính (m/s)	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
Sự tích lũy chất rắn	○	○	○	×	×	×

Lượng sử dụng của hơi nước ở thiết bị phản ứng thứ nhất (%)	70,0	74,2	78,4	80,8	86,5	89,9
---	------	------	------	------	------	------

Bảng 2

	Ví dụ so sánh			Các ví dụ		
	2-1	2-2	2-3	2-1	2-2	2-3
Thời gian lưu của thiết bị phản ứng thứ nhất (hr/hr)	1,00	1,10	1,40	1,60	2,00	2,50
Tỷ lệ chuyển hóa (%)	38,5	40,0	45,0	50,0	55,0	60,0
Hàm lượng TPA (% thể tích)	9,9	9,7	8,9	8,1	7,3	6,4
Tốc độ giới hạn (m/s)	0,99	0,98	0,97	0,96	0,96	0,96
Tốc độ tuyến tính (m/s)	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
Sự tích lũy chất rắn	○	○	○	×	×	×
Lượng sử dụng của hơi nước ở thiết bị phản ứng thứ nhất (%)	91,0	93,2	97,7	100,0	100,0	103,1

Bảng 3

	Ví dụ so sánh			Các ví dụ		
	3-1	3-2	3-3	3-1	3-2	3-3

Thời gian lưu của thiết bị phản ứng thứ nhất (hr/hr)	1,00	1,30	1,70	2,00	3,00	4,00
Tỷ lệ chuyển hóa (%)	33,0	40,0	45,0	50,0	55,0	60,0
Hàm lượng TPA (% thể tích)	10,9	9,7	8,9	8,1	7,3	6,5
Tốc độ giới hạn (m/s)	0,98	0,98	0,97	0,96	0,96	0,96
Tốc độ tuyến tính (m/s)	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
Sự tích lũy chất rắn	○	○	○	×	×	×
Lượng sử dụng của hơi nước ở thiết bị phản ứng thứ nhất (%)	70,0	74,2	78,4	80,8	86,5	89,9

Bảng 4

	Các ví dụ					
	4-1	4-2	4-3	4-4	4-5	4-6
Thời gian lưu của thiết bị phản ứng thứ nhất (hr/hr)	0,70	0,90	1,20	1,50	1,90	3,00
Tỷ lệ chuyển hóa (%)	50,0	55,0	60,0	65,0	70,0	80,0
Hàm lượng TPA (% thể tích)	7,9	7,1	6,3	5,6	4,3	3,1
Tốc độ giới hạn (m/s)	0,96	0,96	0,96	0,95	0,94	0,93

Tốc độ tuyến tính (m/s)	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
Sự tích lũy chất rắn	×	×	×	×	×	×
Lượng sử dụng của hơi nước ở thiết bị phản ứng thứ nhất (%)	1094,0	881,0	656,4	523,3	445,3	364,2

Ở các bảng từ 1 đến 4, thời gian lưu (hr/hr) của thiết bị phản ứng thứ nhất dùng để chỉ tỷ lệ của thời gian lưu của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 của bộ phận phản ứng thứ nhất 10 với thời gian lưu của thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai, thứ ba, hoặc thứ tư).

Ngoài ra, tỷ lệ chuyển hóa (%) dùng để chỉ tỷ lệ chuyển hóa thu được trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 của bộ phận phản ứng thứ nhất 10.

Thêm vào đó, hàm lượng TPA dùng để chỉ phần thể tích của axit terephthalic ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 của bộ phận phản ứng thứ nhất 10.

Ngoài ra, tốc độ giới hạn dùng để chỉ tốc độ ở đó axit terephthalic ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 của bộ phận phản ứng thứ nhất 10 bắt đầu được thu thập, và được tính sử dụng phương trình Durand bằng cách thiết lập kích cỡ hạt trung bình và mật độ của axit terephthalic lần lượt bằng 100 μm và 1520 kg/m^3 là các giá trị biến đổi và áp dụng nhiệt độ vận hành và hàm lượng TPA của thiết bị phản ứng thứ nhất 11 của bộ phận phản ứng thứ nhất 10 cho các giá trị biến đổi.

Thêm vào đó, tốc độ tuyến tính dùng để chỉ tốc độ tuyến tính thực tế của dòng xả dưới trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 của bộ phận phản ứng thứ nhất 10.

Hơn nữa, sự tích lũy chất rắn có nghĩa là xem liệu dòng xả dưới của thiết bị

phản ứng thứ nhất được rút ra và axit terephthalic được thu thập ở ống và bơm mà qua đó dòng xả dưới được chuyển đến thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai) hay không. Trong trường hợp này, khi tốc độ tuyến tính được so sánh với tốc độ giới hạn, trường hợp trong đó tốc độ tuyến tính thấp hơn tốc độ giới hạn được biểu diễn bằng “○”, và trường hợp trong đó tốc độ tuyến tính cao hơn tốc độ giới hạn được biểu diễn bằng “×.”

Ngoài ra, lượng sử dụng của hơi nước được biểu diễn bằng lượng liên quan đối với lượng sử dụng của hơi nước được đo ở ví dụ so sánh 2-3.

Thêm vào đó, thể tích tối đa của mỗi thiết bị phản ứng được thiết lập là 100 m^3 , và thiết bị phản ứng thứ nhất được mắc song song, và được vận hành khi thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất lớn hơn thể tích tối đa. Đặc biệt là, khi giả thiết rằng thời gian lưu (hr/hr) của thiết bị phản ứng thứ nhất là 2,00, ví dụ, thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất được thiết lập là 80 m^3 khi thể tích của thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai, thứ ba, và thứ tư) là 40 m^3 , và khi thể tích của thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai, thứ ba, và thứ tư) là 80 m^3 , thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất là 160 m^3 . Theo đó, hai thiết bị phản ứng có thể tích là 80 m^3 được mắc song song để thực hiện mô phỏng.

Ngoài ra, thời gian lưu (hr/hr) của thiết bị phản ứng thứ nhất, tỷ lệ chuyển hóa, hàm lượng TPA, tốc độ giới hạn, tốc độ tuyến tính, sự tích lũy chất rắn, và lượng sử dụng của hơi nước ở thiết bị phản ứng thứ nhất như được liệt kê ở bảng 3 trong đó thiết bị phản ứng thứ nhất được mắc song song được biểu diễn bằng giá trị trung bình của kết quả cho mỗi thiết bị trong số hai thiết bị phản ứng được mắc song song.

Các bảng 1, 2, và 4 liệt kê tỷ lệ của thời gian lưu của thiết bị phản ứng thứ nhất

đối với thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai, thứ ba, và thứ tư) theo việc tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất đối với thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai, thứ ba, và thứ tư), tỷ lệ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất theo sự tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất, khi điều kiện nhiệt độ vận hành của thiết bị phản ứng thứ nhất lần lượt là 195°C, 200°C, và 215°C và sự tích lũy chất rắn (axit terephthalic) trong ống và bơm theo tỷ lệ chuyển hóa.

Tiếp theo bảng 1, 2, và 4, tỷ lệ chuyển hóa của thiết bị phản ứng thứ nhất được thể hiện là nhỏ hơn 50% ở ví dụ so sánh 1-1 và 2-1 trong đó thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất được duy trì ở thể tích giống như thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai, thứ ba, và thứ tư). Kết quả là, có thể thấy rằng tốc độ tuyến tính của dòng xả dưới trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được thể hiện là nhỏ hơn hoặc bằng tốc độ giới hạn, và vì vậy axit terephthalic được thu thập trong ống và bơm.

Ngoài ra, có thể thấy rằng tốc độ tuyến tính của dòng xả dưới trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 cũng được thể hiện là nhỏ hơn hoặc bằng tốc độ giới hạn, và vì vậy axit terephthalic được thu thập trong ống và bơm ở ví dụ so sánh 1-2, 1-3, 2-2, và 2-3 trong đó thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất được tăng đối với của thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai, thứ ba, và thứ tư) nhưng tỷ lệ chuyển hóa nhỏ hơn 50%.

Trong khi đó, ở các ví dụ từ 1-1 đến 1-3, các ví dụ từ 2-1 đến 2-3, và các ví dụ từ 4-1 đến 4-6 trong đó tỷ lệ chuyển hóa của thiết bị phản ứng thứ nhất được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80%, hàm lượng của axit terephthalic ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất được giảm so với của ví dụ so sánh. Kết quả là, có thể thấy rằng sự tích lũy axit terephthalic trong ống và bơm được ngăn chặn khi tốc độ tuyến

tính của dòng xả dưới trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 tăng đến tốc độ lớn hơn tốc độ giới hạn.

Cụ thể là, có thể thấy rằng, ở các ví dụ từ 4-3 đến 4-6 trong đó tỷ lệ chuyển hóa được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80% bằng cách tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất so với của thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai, thứ ba, và thứ tư), lượng sử dụng của hơi nước trong thiết bị phản ứng thứ nhất được giảm đáng kể so với các ví dụ từ 4-1 đến 4-2 trong đó tỷ lệ chuyển hóa được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80% ở trạng thái trong đó thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất được giảm so với của thiết bị phản ứng phía sau (thiết bị phản ứng thứ hai, thứ ba, và thứ tư).

Theo đó, khẳng định theo sáng chế là, khi tỷ lệ chuyển hóa của thiết bị phản ứng thứ nhất được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80%, tốc độ tuyến tính của dòng xả dưới trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 tăng đến tốc độ lớn hơn tốc độ giới hạn mà ở đó sản phẩm ở trạng thái huyền phù đặc có khả năng được thu thập trong ống và bơm, nhờ đó cải thiện độ trơn chảy. Ngoài ra, khẳng định là hiện tượng tắc trong ống, bơm, và tương tự của dòng rút dưới trong thiết bị phản ứng thứ nhất 11 được ngăn chặn để kéo dài thời hạn bảo dưỡng/sửa chữa ống và bơm.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste, được thực hiện sử dụng quy trình liên tục bao gồm phần phản ứng trong đó tổng của n bộ phận phản ứng kéo dài từ bộ phận phản ứng thứ nhất đến bộ phận phản ứng thứ n được mắc nối tiếp,

trong đó mỗi bộ phận phản ứng bao gồm thiết bị phản ứng, và

phương pháp này bao gồm:

cấp dòng nạp bao gồm axit dicarboxylic và rượu vào thiết bị phản ứng thứ nhất, là thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng thứ nhất;

este hóa dòng nạp để điều chế sản phẩm phản ứng; và

cấp dòng xả dưới bao gồm sản phẩm phản ứng vào thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng phía sau,

trong đó tỷ lệ chuyển hóa của phản ứng este hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80%,

trong đó axit dicarboxylic là một hoặc nhiều axit được chọn từ nhóm gồm axit phthalic, axit isophthalic, axit terephthalic, axit trimellitic; axit adipic, axit sebacic, axit azelaic, axit succinic, axit maleic, và axit fumaric,

trong đó rượu là một hoặc nhiều rượu được chọn từ nhóm gồm rượu n-butyl, rượu isobutyl, rượu butyl thứ cấp, rượu n-pentyl, rượu n-hexyl, rượu n-heptyl, rượu n-octyl, rượu 2-ethylhexyl, rượu iso-octyl, rượu iso-nonyl, rượu n-nonyl, rượu iso-decyl, rượu n-decyl, và rượu undecyl,

trong đó việc kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa nằm trong khoảng từ 50 đến 80% được thực hiện bằng cách tăng thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất so với thể tích của n-1

thiết bị phản ứng tiếp theo ở trạng thái trong đó tốc độ dòng của dòng nạp được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ nhất được duy trì không đổi.

2. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste, được thực hiện sử dụng quy trình liên tục bao gồm phản phản ứng trong đó tổng của n bộ phận phản ứng kéo dài từ bộ phận phản ứng thứ nhất đến bộ phận phản ứng thứ n được mắc nối tiếp,

trong đó mỗi bộ phận phản ứng bao gồm thiết bị phản ứng, và

phương pháp này bao gồm:

cấp dòng nạp bao gồm axit dicarboxylic và rượu vào thiết bị phản ứng thứ nhất;

este hóa dòng nạp để điều chế sản phẩm phản ứng; và

cấp dòng xả dưới bao gồm sản phẩm phản ứng vào thiết bị phản ứng của bộ phận phản ứng phía sau,

trong đó tỷ lệ chuyển hóa của phản ứng este hóa trong thiết bị phản ứng thứ nhất được kiểm soát nằm trong khoảng từ 50 đến 80%,

trong đó axit dicarboxylic là một hoặc nhiều axit được chọn từ nhóm gồm axit phthalic, axit isophthalic, axit terephthalic, axit trimellitic; axit adipic, axit sebacic, axit azelaic, axit succinic, axit maleic, và axit fumaric,

trong đó rượu là một hoặc nhiều rượu được chọn từ nhóm gồm rượu n-butyl, rượu isobutyl, rượu butyl thứ cấp, rượu n-pentyl, rượu n-hexyl, rượu n-heptyl, rượu n-octyl, rượu 2-ethylhexyl, rượu iso-octyl, rượu iso-nonyl, rượu n-nonyl, rượu iso-decyl, rượu n-decyl, và rượu undecyl,

trong đó việc kiểm soát tỷ lệ chuyển hóa nằm trong khoảng từ 50 đến 80% được thực hiện bằng cách vận hành thiết bị phản ứng thứ nhất ở trạng thái trong đó thiết bị

phản ứng thứ nhất được mắc song song với m thiết bị phản ứng, và cung cấp dưới dạng chia nhỏ 1/m của dòng nạp vào m thiết bị phản ứng tương ứng ở trạng thái trong đó tốc độ dòng của dòng nạp được cung cấp vào thiết bị phản ứng thứ nhất được duy trì không đổi.

3. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo điểm 1 hoặc 2, trong đó nhiệt độ vận hành của thiết bị phản ứng thứ nhất nằm trong khoảng từ 130 đến 250°C.

4. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo điểm 1, trong đó thể tích của thiết bị phản ứng thứ nhất nằm trong khoảng từ 110 đến 500% thể tích, dựa trên thể tích của mỗi n-1 thiết bị phản ứng tiếp theo.

5. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo điểm 2, trong đó m nằm trong khoảng từ 2 đến 3.

6. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 5, trong đó dòng xả dưới bao gồm sản phẩm phản ứng ở trạng thái huyền phù đặc.

7. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 6, trong đó tỷ lệ mol của axit dicarboxylic và rượu ở dòng nạp nằm trong khoảng từ 1:2 đến 1:10.

8. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 7, trong đó hàm lượng của axit dicarboxylic ở dòng xả dưới của thiết bị phản ứng thứ nhất nhỏ hơn hoặc bằng 8,5% thể tích.

9. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 8, trong đó bộ phận phản ứng còn bao gồm:

cột trong đó dòng xả trên của thiết bị phản ứng bao gồm rượu và nước nhận

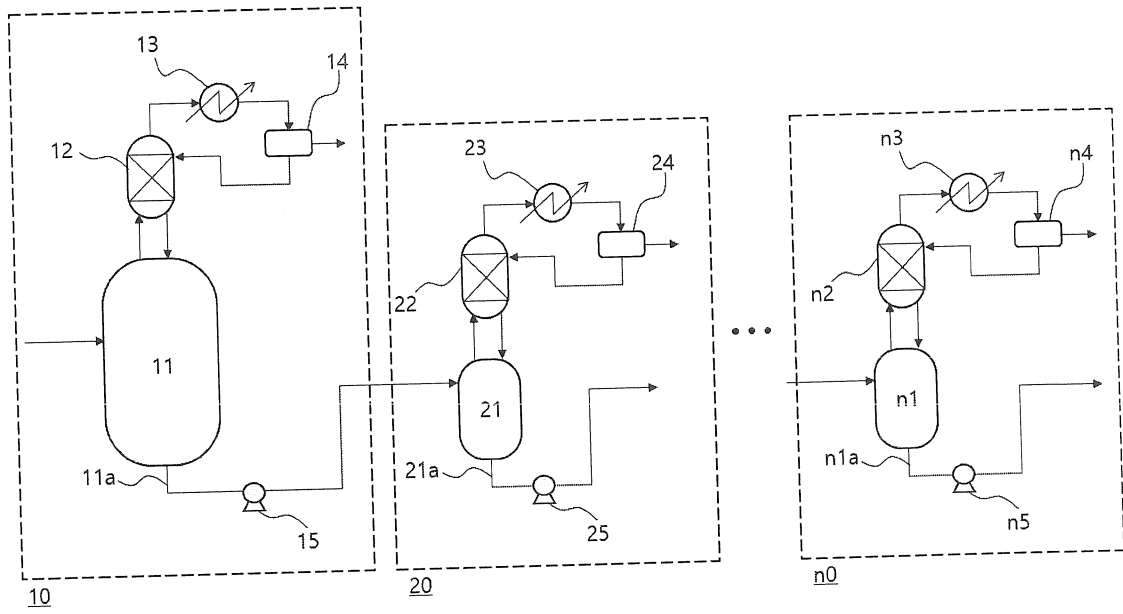
được từ thiết bị phản ứng để thực hiện tách khí/lỏng, qua đó pha khí được cung cấp làm dòng xả trên vào thiết bị tách lớp bằng cách đi qua bộ ngưng tụ và pha lỏng được cung cấp làm dòng xả dưới vào thiết bị phản ứng; và

thiết bị tách lớp được tạo kết cấu để tách riêng lớp nước và lớp rượu để chỉ hồi lưu rượu vào cột và loại bỏ nước.

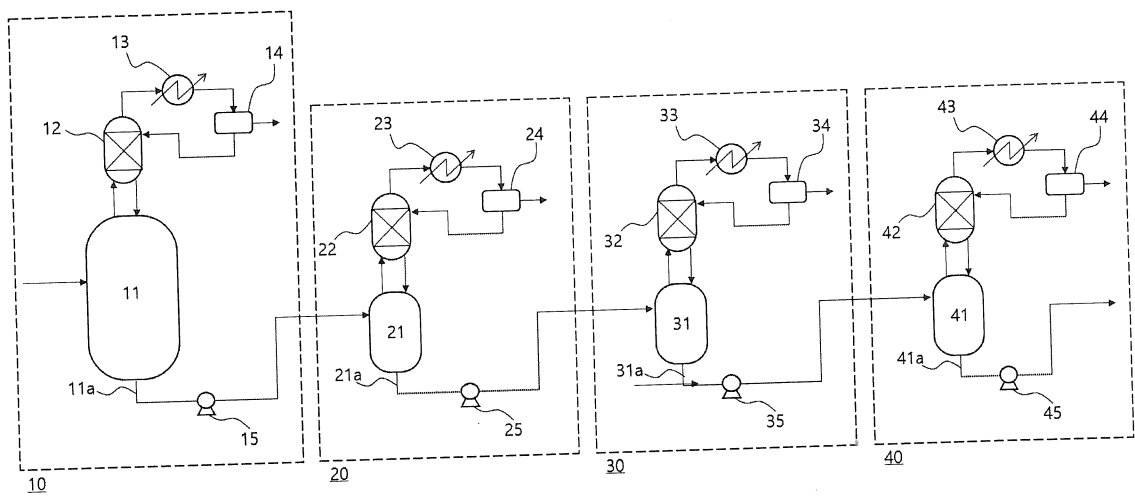
10. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 9, trong đó n nằm trong khoảng từ 2 đến 8.

11. Phương pháp sản xuất hợp chất gốc dieste theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 10, trong đó axit dicarboxylic bao gồm axit terephthalic, và rượu bao gồm 2-ethylhexanol.

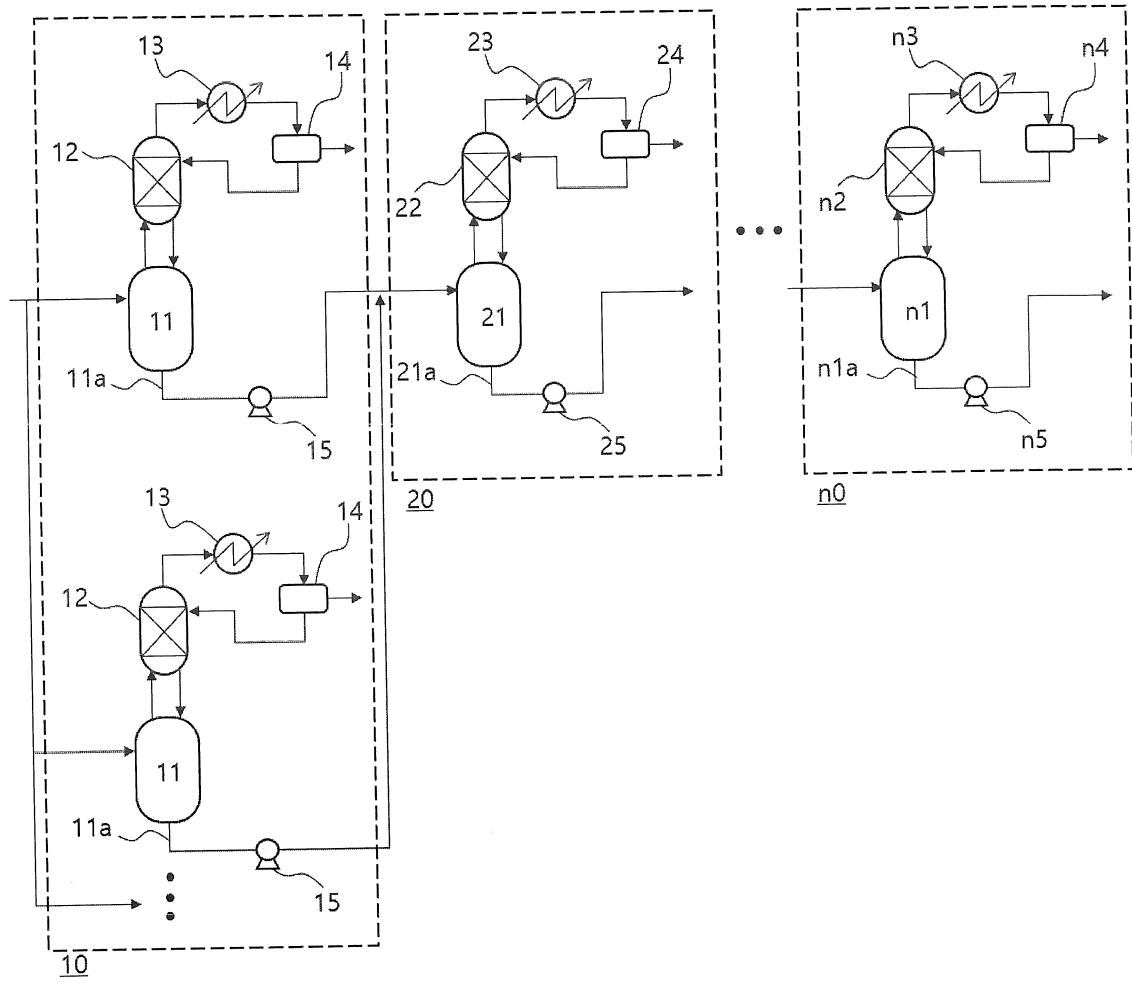
【Fig. 1】



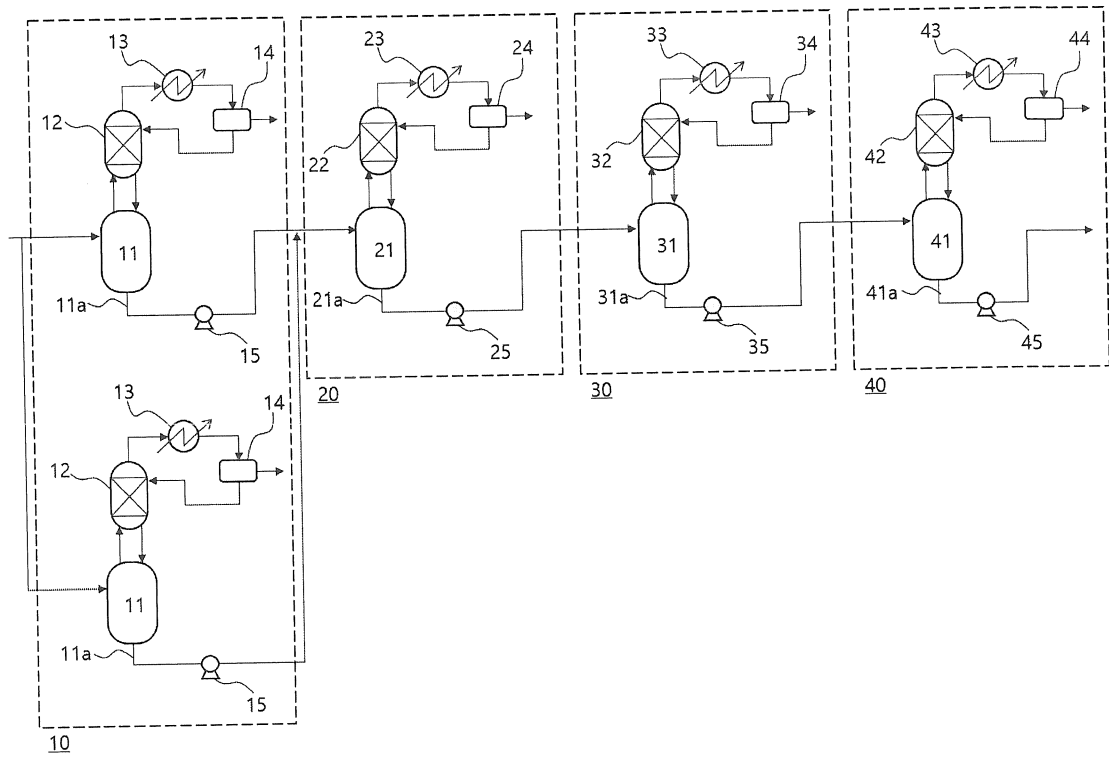
【Fig. 2】



【Fig. 3】



【Fig. 4】



【Fig. 5】

