



(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) 
1-0021266

(51)⁷ **C07C 1/24, 2/04, 2/08, 2/12, 2/28, 5/03,**
C10G 3/00, 69/12

(13) **B**

(21) 1-2012-03683

(22) 10.05.2011

(86) PCT/US2011/035919 10.05.2011

(87) WO2011/143215 17.11.2011

(30) 61/333,111 10.05.2010 US

(45) 25.07.2019 376

(43) 27.05.2013 302

(73) CATALYTIC DISTILLATION TECHNOLOGIES (US)

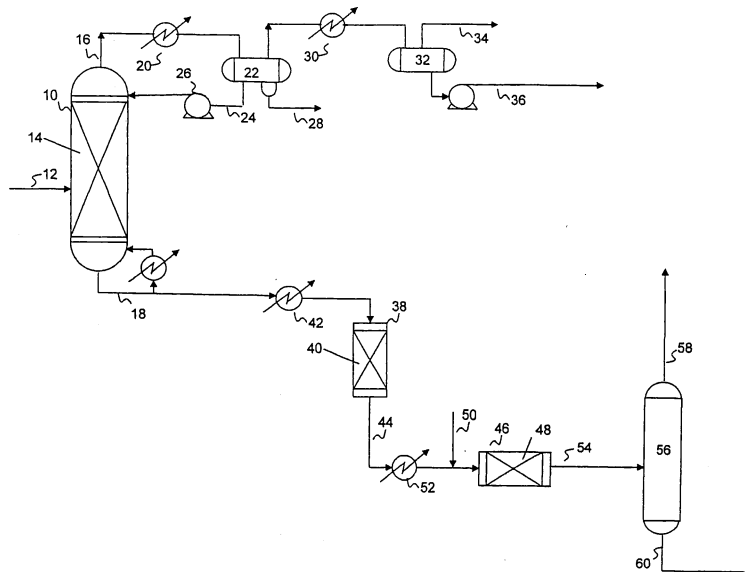
10100 Bay Area Blvd., Pasadena, TX 77505, USA

(72) CROSS, William. M., Jr. (US), PODREBARAC, Gary, G. (CA)

(74) Công ty TNHH T&T INVENMARK Sở hữu trí tuệ Quốc tế (T&T INVENMARK CO., LTD.)

(54) **QUY TRÌNH SẢN XUẤT NHIÊN LIỆU PHẢN LỰC VÀ NHIÊN LIỆU NẶNG KHÁC**

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác, quy trình này bao gồm các bước: cho ít nhất một hợp chất isoalkanol có từ 3 đến 5 nguyên tử cacbon tiếp xúc với chất xúc tác thứ nhất để chuyển hoá ít nhất một phần isoalkanol thành isoalken, các dime isoalken, và nước; cho ít nhất một phần các dime isoalken này tiếp xúc với chất xúc tác thứ hai để chuyển hoá ít nhất một phần các dime isoalken này thành các trime isoalken; xử lý bằng hydro các trime isoalken này để tạo ra các isoalkan hữu dụng dưới dạng nhiên liệu phản lực, dầu hoả, hoặc các nhiên liệu nặng khác.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất nhiên liệu. Cụ thể hơn, sáng chế đề cập đến các quy trình chuyển hoá isoalkanol để tạo ra nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Isobutanol có thể được tạo ra từ việc lên men đường mà có thể được tạo ra bằng cách phá vỡ xenluloza. Ví dụ, các dung dịch chứa isobutanol với lượng lên đến khoảng 2% khối lượng với sự phát triển của vi khuẩn đã được tạo ra trong các quy trình lên men nhất định (Frances Arnold, "The Race for New Biofuels", Engineering & Science, số 2, 2008). Đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 20070092957 mô tả việc tạo ra isobutanol theo cách lên men có sử dụng các vi sinh vật tái tổ hợp.

Vì các vi khuẩn được phát triển thêm để chịu được nồng độ cao của isobutanol, có thể thấy rằng isobutanol có thể cạnh tranh với etanol dưới dạng thành phần nhiên liệu tiềm năng hoặc các nguyên liệu hoá học thu được từ các nguồn có thể tái tạo được. Không may là có các vấn đề liên quan đến việc phối trộn trực tiếp isobutanol và các cồn bậc cao khác trong bể xăng do các vấn đề về mùi và khả năng tương thích bộ phận tự động. Vì lý do này, đã có sự quan tâm đến việc chuyển hoá cồn nhẹ thành các nguyên liệu để chuyển hoá thành nhiên liệu, các sản phẩm hoá dầu, hoặc các thành phẩm có giá trị khác.

Các đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 20090099401, 20090030239, 2008013274, 20080045754, 20080015395, 20080234523, và các đơn yêu cầu cấp patent khác, được nộp bởi E.I. Dupont de Nemours and Company, Wilmington, Delaware, đề cập đến việc chuyển hoá isobutanol có nguồn gốc sinh học thành buten và isoocten, trong số các thành phẩm khác. Mỗi trong số các quy trình này cho phản ứng isobutanol trên chất xúc tác axit đồng nhất hoặc không đồng nhất để tạo ra sản phẩm phản ứng mong muốn, buten hoặc isoocten (diisobutylene).

Không giống butanol bậc ba, mà có thể được chuyển hoá một cách dễ dàng bằng cách loại nước thành phân tử isobutylene của nó và tiếp đó thành các thành phần

hỗn hợp nhiên liệu, như diisobutylene, như được mô tả trong patent Mỹ số 6936742, sự chuyển hoá các cồn nhẹ khác thường đòi hỏi chất xúc tác hoạt tính cao hơn và điều kiện xử lý cao hơn. Các tốc độ tuần hoàn đáng kể cũng có thể được yêu cầu để thu được mức chuyển hoá chấp nhận được. Ngoài ra, với cồn có nguồn gốc sinh học, nước có thể có mặt trong nguyên liệu, và sự tách thường là khó do các thành phần có độ bay hơi tương đối gần và có khả năng tạo ra các hỗn hợp đồng sôi khác nhau.

Do vậy, cần có quy trình chuyển hoá các cồn nhẹ như isobutanol thành các nguyên liệu hữu dụng để chuyển hoá thành nhiên liệu, sản phẩm hoá dầu, hoặc các thành phẩm có giá trị khác.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Theo một khía cạnh, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác, quy trình này bao gồm các bước: cho ít nhất một hợp chất isoalkanol có từ 3 đến 5 nguyên tử cacbon tiếp xúc với chất xúc tác thứ nhất để chuyển hoá ít nhất một phần isoalkanol thành isoalken, các dime isoalken, và nước; cho ít nhất một phần các dime isoalken này tiếp xúc với chất xúc tác thứ hai để chuyển hoá ít nhất một phần các dime isoalken thành các trime isoalken; xử lý bằng hydro các trime isoalken này để tạo ra các isoalkan hữu dụng dưới dạng nhiên liệu phản lực, dầu hoả, hoặc các nhiên liệu nặng khác.

Theo một khía cạnh khác, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác, quy trình này bao gồm các bước: nạp isobutanol vào hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất có chất xúc tác có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ nhất; đồng thời trong hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất có chất xúc tác: cho isobutanol tiếp xúc với chất xúc tác thứ nhất để chuyển hoá ít nhất một phần isobutanol thành isobutylene, các dime isobutylene, và nước; cất phân đoạn isobutylene và nước ra khỏi các dime isobutylene này; thu hồi isobutylene và nước dưới dạng phân đỉnh ra khỏi hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất có chất xúc tác; thu hồi các dime isobutylene dưới dạng phân đáy ra khỏi hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất có chất xúc tác; nạp phân đáy này vào thiết bị phản ứng thứ nhất có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ hai; cho phân đáy tiếp xúc với chất xúc tác thứ hai để chuyển hoá ít nhất một phần các dime isobutylene thành các trime isobutylene; thu hồi dòng ra khỏi thiết bị phản ứng chứa các trime isobutylene và các dime isobutylene chưa phản ứng bất

kỳ; nạp hydro và ít nhất một phần dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất vào thiết bị phản ứng thứ hai có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ ba; cho hydro và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất tiếp xúc với chất xúc tác thứ ba để hydro hoá ít nhất một phần các trime isobutylen thành parafin có 12 nguyên tử cacbon và để hydro hoá ít nhất một phần các dime isobutylen chưa phản ứng bất kỳ trong dòng ra thành parafin có 8 nguyên tử cacbon; thu hồi dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai chứa các parafin có 8 và 12 nguyên tử cacbon; tách dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai trong các thiết bị cất phân đoạn; thu hồi parafin có 8 nguyên tử cacbon dưới dạng phần đỉnh ra khỏi thiết bị cất phân đoạn; và thu hồi parafin có 12 nguyên tử cacbon dưới dạng phần đáy ra khỏi thiết bị cất phân đoạn.

Theo một khía cạnh khác, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác, quy trình này bao gồm các bước: nạp isobutanol vào hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ nhất; đồng thời trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác: cho isobutanol tiếp xúc với chất xúc tác thứ nhất để: a) chuyển hoá ít nhất một phần isobutanol thành isobutylen và nước, b) cho isobutylen được tạo ra phản ứng để tạo ra các oligome isobutylen, và c) cho một phần isobutylen hoặc các oligome isobutylen được tạo ra phản ứng với isobutanol để tạo ra các ete; cất phân đoạn isobutylen và nước ra khỏi ete và các oligome isobutylen; thu hồi các ete và các oligome isobutylen dưới dạng phần đáy ra khỏi hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác; thu hồi isobutylen và nước dưới dạng phần đỉnh ra khỏi hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác; tách phần đỉnh để thu hồi phần nước và phần isobutylen; nạp phần isobutylen vào thiết bị phản ứng thứ nhất có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ hai; cho phần isobutylen này tiếp xúc với chất xúc tác thứ hai để chuyển hoá ít nhất một phần isobutylen thành các oligome isobutylen; thu hồi dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất chứa các oligome isobutylen và isobutylen chưa phản ứng bất kỳ; nạp hydro và ít nhất một phần dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất vào thiết bị phản ứng thứ hai có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ ba; cho hydro và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất tiếp xúc với chất xúc tác thứ ba để hydro hoá ít nhất một phần các oligome isobutylen thành các parafin; thu hồi dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai chứa các parafin có 8 và 12 nguyên tử cacbon; tách dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai trong thiết bị cất phân đoạn; thu hồi parafin

có 8 nguyên tử cacbon dưới dạng phần đỉnh ra khỏi thiết bị cất phân đoạn; và thu hồi parafin có 12 nguyên tử cacbon dưới dạng phần đáy ra khỏi thiết bị cất phân đoạn.

Các khía cạnh và ưu điểm khác sẽ được nhận thấy từ phần mô tả dưới đây và yêu cầu bảo hộ kèm theo.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 là hình vẽ dạng sơ đồ thể hiện quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác theo một phương án mô tả ở đây.

Fig.2 là hình vẽ dạng sơ đồ thể hiện quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác theo một phương án khác mô tả ở đây.

Fig.3 là hình vẽ dạng sơ đồ thể hiện quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác theo một phương án khác mô tả ở đây.

Fig.4 là hình vẽ dạng sơ đồ thể hiện quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác theo một phương án khác mô tả ở đây.

Fig.5 là hình vẽ dạng sơ đồ thể hiện quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác theo một phương án khác mô tả ở đây.

Mô tả chi tiết sáng chế

Trong phạm vi của bản mô tả này, sự diễn đạt “hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác” biểu thị thiết bị trong đó phản ứng có chất xúc tác và sự tách các sản phẩm diễn ra đồng thời ít nhất một phần. Thiết bị này có thể bao gồm thiết bị phản ứng dạng cột chung cất có chất xúc tác thông thường, trong đó phản ứng và sự chưng cất diễn ra đồng thời ở điều kiện điểm sôi, hoặc cột chưng được nối với ít nhất một thiết bị phản ứng phụ mà với nó dòng phụ ra khỏi cột chưng được đưa vào dưới dạng nguyên liệu và từ đó dòng ra thiết bị phản ứng được lấy ra và được đưa trở lại cột chưng, trong đó thiết bị phản ứng phụ có thể được vận hành dưới dạng thiết bị phản ứng pha lỏng, thiết bị phản ứng pha hơi, hoặc thiết bị phản ứng kiểu điểm sôi. Trong khi cả hai hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác đã mô tả có thể được ưa thích hơn so với phản ứng pha lỏng thông thường tiếp theo là tách, thiết bị phản ứng dạng cột chưng cất có chất xúc tác có thể có các ưu điểm về số bộ phận giảm, chi phí đầu tư giảm, năng suất/pao chất xúc tác gia tăng, loại bỏ nhiệt một cách hiệu quả (nhiệt phản ứng có thể được hấp thụ thành nhiệt làm bay hơi hỗn hợp), và có khả năng thay

đổi cân bằng. Cột chung cất có thành được chia, trong đó ít nhất một phần của cột chung cất có thành được chia chứa kết cấu chung cất có chất xúc tác, cũng có thể được sử dụng, và được xem là “hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác” ở đây.

Các quy trình mô tả ở đây có thể bao gồm một số lượng bất kỳ các thiết bị phản ứng, gồm hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác, cả phía trước lẫn phía sau. Việc sử dụng hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác có thể ngăn không cho chất bẩn và chất làm nhiễm độc xúc tác nặng trong nguyên liệu tích tụ trong (các) vùng phản ứng. Ngoài ra, dòng hồi lưu sạch có thể rửa liên tục kết cấu chung cất có chất xúc tác trong vùng phản ứng. Các yếu tố này kết hợp tạo ra tuổi thọ chất xúc tác dài. Nhiệt phản ứng làm bay hơi chất lỏng và hơi thu được được làm ngưng tụ trong bộ ngưng tụ trên đỉnh để tạo ra dòng hồi lưu bổ sung. Profin nhiệt độ thu được trong vùng phản ứng trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác gần với tầng chất xúc tác đẳng nhiệt hơn nhiều so với sự tăng nhiệt độ đoạn nhiệt đặc trưng của các thiết bị phản ứng tầng cố định thông thường.

Các thiết bị phản ứng khác hữu dụng trong các phương án mô tả ở đây có thể bao gồm các thiết bị phản ứng tầng cố định kiểu truyền thống, thiết bị phản ứng kiểu điểm sôi, và thiết bị phản ứng dòng kiểu xung, trong đó dòng chất phản ứng và dòng sản phẩm có thể là cùng chiều hoặc ngược chiều. Thiết bị phản ứng kiểu điểm sôi và thiết bị phản ứng dòng kiểu xung may cũng có thể thực hiện việc rửa liên tục chất xúc tác ngoài việc thu ít nhất một phần nhiệt phản ứng bởi việc làm bay hơi, cho phép profin nhiệt độ thiết bị phản ứng được cải thiện so với các thiết bị phản ứng tầng cố định thông thường. Các thiết bị phản ứng khác hữu dụng trong các phương án mô tả ở đây có thể được sử dụng dưới dạng thiết bị phản ứng đứng một mình hoặc có thể được sử dụng kết hợp với một hoặc nhiều thiết bị phản ứng cùng loại hoặc khác loại.

Một loại thiết bị phản ứng bất kỳ có thể được sử dụng để thực hiện các phản ứng được mô tả ở đây. Ví dụ về các thiết bị phản ứng thích hợp để thực hiện phản ứng theo các phương án ở đây có thể bao gồm thiết bị phản ứng dạng cột chung, thiết bị phản ứng dạng cột chung cất có thành được chia, các thiết bị phản ứng tầng cố định dạng ống kiểu truyền thống, thiết bị phản ứng dạng cột bọt, các thiết bị phản ứng kiểu huyền phù đặc có hoặc không có cột chung, thiết bị phản ứng dòng kiểu xung, cột chung cất có chất xúc tác trong đó các chất xúc tác rắn trong huyền phù đặc đi xuống dưới cột này, các thiết bị phản ứng tầng cố định thông thường, hoặc sự kết hợp bất kỳ của các

thiết bị phản ứng này. Nhiều hệ thống thiết bị phản ứng hữu dụng trong các phương án mô tả ở đây có thể bao gồm một dãy các thiết bị phản ứng cùng loại hoặc các thiết bị phản ứng được bố trí song song, hoặc các loại thiết bị phản ứng khác nhau được bố trí nối tiếp, đối với các vùng phản ứng tương ứng. Chuyên gia trong lĩnh vực này sẽ nhận thấy rằng các loại thiết bị phản ứng khác cũng có thể được sử dụng.

Theo một khía cạnh, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác từ các cồn. Cụ thể hơn, sáng chế đề xuất quy trình chuyển hoá các cồn iso, như isobutanol, để tạo ra các isoolefin và các dime isoolefin, với sự chuyển hoá tiếp theo các dime này để tạo ra các trime isoolefin.

Isoalken và các dime isoalken có thể được điều chế bằng cách loại nước của cồn iso để tạo ra isoalken, tiếp theo là dime hoá các isoalken để tạo ra các dime isoalken. Cả phản ứng loại nước lẫn dime hoá đều có thể được xúc tác bằng cách sử dụng chất xúc tác axit, như axit sulfuric, hoặc các chất xúc tác khác như được mô tả dưới đây. Các phản ứng phụ có thể bao gồm tạo ra các ete dialkyl, oligome, các chất thơm, và cốc, mà thường gây bám bẩn chất xúc tác.

Các cồn, mà có thể được sử dụng trong các phương án mô tả ở đây bao gồm cồn có từ 3 đến 6 nguyên tử cacbon, trong số các loại khác. Ví dụ, propanol, isopropanol, n-butanol, 2-butanol, isobutanol, pentanol, isopentanol, hexanol, và isohexanol, trong số các loại khác, có thể được sử dụng. Theo một số phương án, isobutanol là cồn được ưu tiên. Các cồn cũng có thể được sử dụng trong hỗn hợp, như hỗn hợp của các cồn iso có 4 và 5 nguyên tử cacbon, hoặc hỗn hợp của các cồn iso có 3, 4 và/hoặc 5 nguyên tử cacbon. Việc sử dụng các cồn tương ứng có thể phụ thuộc vào độ chọn lọc của chất xúc tác để tạo ra các isoalken mong muốn và các dime isoalken, nồng độ của cồn cao hơn, điểm sôi thu được của ete dialkyl, và khả năng của các chất phản ứng và/hoặc các sản phẩm để tạo ra hỗn hợp đồng sôi với nước, trong số các yếu tố khác. Để dễ tách, và để thu được các dòng sản phẩm hầu như nguyên chất, điểm sôi của các dime thu được cần lớn hơn so với điểm sôi của nước và (các) cồn nguyên liệu trong điều kiện làm việc của cột.

Theo một số phương án, cồn hữu dụng trong các phương án mô tả ở đây có thể bao gồm các cồn sinh học, như isobutanol có nguồn gốc sinh học chẳng hạn. Các cồn sinh học là nguyên liệu mà có thể thu được từ các nguồn có thể tái tạo được, như ngô, thân cây ngô, lõi ngô, lignoxenluloza, cây mía, củ cải đường, và lúa mì, trong số các

loại khác. Trong khi việc trộn trực tiếp cồn vào trong xăng có thể được thực hiện bằng cách trộn đơn giản, thì mùi, áp suất hơi, hoặc khả năng tương thích vật liệu của xăng có thể bị tác động tiêu cực do cồn. Việc sử dụng các cồn sinh học theo các phương án mô tả ở đây có thể tạo ra một phương pháp khác để kết hợp nguồn nguyên liệu có thể tái tạo được, cồn sinh học, dưới dạng nguyên liệu xăng, không có các tác dụng không mong muốn.

Theo một số phương án, cồn hoặc hỗn hợp của các cồn có thể thu được từ nguyên liệu có thể tái tạo được bằng quy trình lên men, như được mô tả trong đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 20070092957. Ngoài ra, sản phẩm lên men thu được có thể được xử lý để có được cồn ướt hoặc cồn khô, như được mô tả trong đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 20090030239 và các đơn khác nêu trên.

Phương pháp lên men được biết rõ trong lĩnh vực kỹ thuật này, và có thể được thực hiện theo kiểu từng mẻ, liên tục hoặc bán liên tục. Như được chuyên gia trong lĩnh vực này biết rõ, nồng độ của isobutanol trong canh lên men được tạo ra bởi quy trình bất kỳ sẽ phụ thuộc vào chủng vi khuẩn và các điều kiện, như nhiệt độ, môi trường phát triển, việc trộn và cơ chất, mà vi sinh vật phát triển trong đó.

Sau khi lên men, canh lên men từ thiết bị lên men có thể được sử dụng trong các phương án mô tả ở đây. Theo một số phương án, canh lên men được cho qua quy trình tinh chế để tạo ra dòng nước có nồng độ isobutanol cao. Như được sử dụng ở đây, "quy trình tinh chế" đề cập đến quy trình bao gồm một bước hoặc một loạt các bước mà cho phép tinh chế dòng nước không nguyên chất chứa isobutanol tạo ra dòng nước chứa isobutanol hầu như nguyên chất. Ví dụ, theo một phương án, quy trình tinh chế này tạo ra dòng chứa nước với lượng ít nhất khoảng 5% và isobutanol, nhưng hầu như không có etanol mà có thể có mặt trong canh lên men.

Các quy trình tinh chế được sử dụng trong việc sản xuất cồn thường sử dụng một hoặc nhiều bước chung dưới dạng biện pháp để thu hồi sản phẩm lên men. Tuy nhiên dự tính rằng các quy trình lên men sẽ tạo ra isobutanol ở nồng độ rất thấp so với nồng độ của nước trong canh lên men. Điều này có thể dẫn đến chi phí đầu tư và chi phí năng lượng lớn để thu hồi isobutanol chỉ bằng cách chưng cất. Bởi vậy, các phương pháp khác có thể được sử dụng một mình hoặc kết hợp với phương pháp chưng cất dưới dạng biện pháp cô đặc sản phẩm isobutanol loãng. Trong các quy trình trong đó các phương pháp tách được kết hợp với bước lên men, các tế bào thường được loại ra khỏi

dòng cần được tinh chế bằng phương pháp ly tâm hoặc tách bằng màng, tạo ra canh lên men trong. Tiếp đó, các tế bào này được đưa trở lại thiết bị lên men để cải thiện năng suất của quy trình lên men isobutanol. Sau đó, canh lên men đã làm trong được cho qua các phương pháp như lọc qua màng, tách khí, chiết lỏng-lỏng, tách lỏng-lỏng bằng màng, hấp phụ, chưng, hoặc sự kết hợp của chúng. Phụ thuộc vào hỗn hợp sản phẩm, các phương pháp này có thể tạo ra dòng chứa nước và isobutanol thích hợp để sử dụng trong các quy trình mô tả ở đây. Nếu sự tinh chế thêm nữa là cần thiết, dòng này có thể được xử lý thêm bằng cách chưng để tạo ra dòng isobutanol chứa nước hoặc khô.

Các nguyên liệu cồn hữu dụng trong các phương án mô tả ở đây có thể chứa các tạp chất, như nước. Ví dụ, các cồn có thể chứa một lượng nước nhất định. Thông thường, nước được loại ra khỏi cồn. Tuy nhiên, vì nước là sản phẩm phụ của phản ứng loại nước trong cồn, nên các nguyên liệu cồn được sử dụng trong các phương án mô tả ở đây có thể chứa nước dưới dạng tạp chất. Nước dư trong nguyên liệu có thể làm giảm cân bằng chuyển hoá của thiết bị phản ứng sơ bộ, được nêu dưới đây, và có thể dẫn đến sự gia tăng công việc của nồi đun lại, nhưng nước dưới dạng tạp chất nguyên liệu có thể được cho phép trong các hệ thống được mô tả ở đây.

Theo một số phương án, các nguyên liệu cồn có thể chứa nước với lượng lên đến 40% khối lượng; lên đến 30% khối lượng theo các phương án khác; lên đến 20% khối lượng theo các phương án khác; lên đến 10% khối lượng theo các phương án khác; lên đến 5% khối lượng theo các phương án khác; và lên đến 2% khối lượng theo các phương án khác nữa. Theo các phương án khác, các nguyên liệu cồn có thể là cồn hoặc hỗn hợp cồn hầu như nguyên chất. Theo các phương án khác, các nguyên liệu cồn hữu dụng trong các phương án mô tả ở đây có thể chứa cồn với lượng nằm trong khoảng từ 0,1 đến 100% khối lượng và nước với lượng nằm trong khoảng từ 0 đến 99,9% khối lượng. Theo các phương án khác, nguyên liệu cồn có thể chứa cồn với lượng nằm trong khoảng từ 10 đến 100% khối lượng; từ 25 đến 100% khối lượng theo các phương án khác; và từ 50 đến 95% khối lượng theo các phương án khác nữa. Lượng nước mà có thể được sử dụng trong các vùng phản ứng có chất xúc tác có thể phụ thuộc vào (1) hằng số cân bằng phản ứng và (2) mức độ/hoạt tính của chất xúc tác axit dùng để chuyển hoá. Ví dụ, như đi từ nồng độ chất xúc tác loại nhựa đến nồng độ chất xúc tác axit sulfuric hoặc axit clohydric mạnh hơn, hoạt tính có thể được duy trì ở nồng độ

nước cao hơn. Các chất xúc tác nhựa axit sẽ dễ bị mất hoạt tính xúc tác hơn khi đến lượng nước lớn hơn ở nhiệt độ cao.

Như nêu trên, các cồn alkylic có thể được nạp vào hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chung, trong đó cồn tiếp xúc với chất xúc tác và phản ứng để tạo ra alken và/hoặc isoalken, các dime alken và/hoặc isoalken, và nước. Các dime, sôi ở nhiệt độ cao hơn so với nước, có thể được thu hồi dưới dạng phần đáy. Nước và các alken hoặc isoalken có thể được thu hồi dưới dạng phần đỉnh.

Theo một số phương án, hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chung cất có thể bao gồm thiết bị phản ứng dạng cột chung. Thiết bị phản ứng dạng cột chung cất có thể bao gồm một hoặc nhiều vùng phản ứng chung, trong đó kết cấu chứa chất xúc tác cũng có thể dùng làm kết cấu chung, dẫn đến phản ứng và cất phân đoạn đồng thời các chất phản ứng và sản phẩm. Vị trí nạp liệu và vị trí vùng phản ứng chung cất có thể phụ thuộc vào các điểm sôi tương ứng của các chất phản ứng và sản phẩm.

Vùng phản ứng chung cũng có thể được bố trí trong một phần của cột chung cất có thành được chia. Cột chung cất có thành được chia được mô tả trong các patent Mỹ số 4230533; 4582569; 4826574; 5339648, 5755933, và 7026517. Cột chung cất có thành được chia này có thể bao gồm các bình chung cất có vách ngăn thẳng đứng ngăn cách phía này với phía kia đối với một phần hoặc toàn bộ chiều cao của bình chung. Cột chung cất có thành được chia có thể có phần tinh cất chung, phần cất phần nhẹ chung, hoặc cả hai. Theo một số phương án được mô tả ở đây, thiết bị phản ứng dạng cột chung cất có thể là cột chung cất có thành được chia, trong đó cột chung cất có thành được chia bao gồm ít nhất một vùng phản ứng có chất xúc tác. Theo các phương án khác, nguyên liệu có thể được đưa đến vùng chung không có chất xúc tác của cột chung cất có thành được chia.

Theo các phương án khác, hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chung cất có thể bao gồm cột chung chính và thiết bị phản ứng phụ. Nguyên liệu dùng cho thiết bị phản ứng phụ có thể bao gồm dòng lấy ra phụ từ cột chung chính, và dòng sản phẩm có thể được đưa trở lại cột chung chính. Dòng lấy ra phụ và các vị trí đưa trở lại có thể phụ thuộc vào các điểm sôi tương ứng của các chất phản ứng và sản phẩm. Theo một số phương án, thiết bị phản ứng phụ có thể bao gồm thiết bị phản ứng tầng cố định; theo các phương án khác, thiết bị phản ứng phụ có thể bao gồm thiết bị phản ứng dạng cột chung, có cả hơi lẫn nguyên liệu lỏng và quay trở lại cột chung chính.

Theo các phương án khác nhau, hệ thống truyền nhiệt có thể được sử dụng để kết hợp việc gia nhiệt và làm nguội nguyên liệu và dòng sản phẩm. Ví dụ, nguyên liệu cần có thể được gia nhiệt bằng cách sử dụng ít nhất một phần dòng đỉnh, ít nhất một phần dòng đáy, hoặc hỗn hợp của nó. Các dạng kết hợp nhiệt khác cũng có thể được sử dụng.

Theo các phương án khác, thiết bị phản ứng sơ bộ có thể được sử dụng để chuyển hoá ít nhất một phần nguyên liệu cần thành alken/isoalken hoặc các dime của alken/isoalken. Ví dụ, thiết bị phản ứng tầng cố định có thể được sử dụng để chuyển hoá một phần cần thành alken/isoalken, trong đó thiết bị phản ứng tầng cố định này có thể bao gồm các dạng dòng đi lên, dòng đi xuống, hoặc dạng dòng khác. Thiết bị phản ứng tầng cố định có thể được vận hành liên tục về chất lỏng, hoặc có thể được vận hành ở điểm sôi của hỗn hợp phản ứng, như trong thiết bị phản ứng kiểu điểm sôi dòng đi xuống hoặc thiết bị phản ứng dòng dạng xung. Theo các phương án khác, thiết bị phản ứng tầng cố định này có thể vận hành trong pha hơi. Các điều kiện làm việc trong thiết bị phản ứng tầng cố định có thể được lựa chọn để đạt được sự chuyển hoá một phần cần, như cần với lượng ít nhất 25% khối lượng, hoặc ít nhất 50% khối lượng theo các phương án khác. Theo các phương án khác, các điều kiện làm việc trong thiết bị phản ứng tầng cố định có thể được lựa chọn để đạt đến hoặc đạt được cân bằng phản ứng. Tiếp đó, hỗn hợp thu được có thể được nạp vào hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng để phản ứng và tách liên tục.

Do việc cất phân đoạn và tách đồng thời các chất phản ứng và sản phẩm, sự chuyển hoá hầu như hoàn toàn cần có thể đạt được trong hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng. Thành công của phương pháp chưng nằm ở chỗ hiểu được các nguyên lý kết hợp với việc chưng. Vì phản ứng diễn ra đồng thời với việc chưng, nên các sản phẩm phản ứng mong muốn, các dime và các alken/isoalken, được lấy ra khỏi các vùng phản ứng một cách nhanh chóng ngay khi chúng được tạo ra. Việc lấy ra các sản phẩm này làm giảm đến mức tối thiểu phản ứng đảo ngược để tạo ra cần, mà có thể được xúc tác bởi cùng một chất xúc tác. Ngoài ra, phản ứng có lực dẫn động gia tăng vì các sản phẩm phản ứng đã được lấy ra và không thể góp phần vào phản ứng ngược (Le Chatelier's Principle). Ngoài ra, các điều kiện trong hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng cất có thể được duy trì để hầu như vận hành không cần trong cột (tức là, duy trì các điều kiện dòng đỉnh, đáy, và hồi lưu để ngăn chặn sự khôi phục (các) cần nguyên

liệu trong các phần đỉnh và phần đáy). Sự chuyển hoá hầu như hoàn toàn, như được sử dụng ở đây, đề cập đến sự chuyển hoá ít nhất 98% khối lượng các chất phản ứng (các cộn) để tạo ra các sản phẩm, bao gồm các sản phẩm phụ bất kỳ. Theo các phương án khác, có thể thu được cộn với lượng ít nhất 98,5% khối lượng; ít nhất 99% khối lượng theo phương án khác; ít nhất 99,5% khối lượng theo phương án khác; ít nhất 99,8% khối lượng theo phương án khác; và ít nhất 99,9% khối lượng theo phương án khác nữa.

Như nêu trên, dime, sôi ở nhiệt độ cao hơn so với nước, có thể được thu hồi từ hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác dưới dạng phần đáy. Nước và alken hoặc isoalken, và cộn chưa phản ứng bất kỳ, có thể được thu hồi dưới dạng phần đỉnh.

Nước và ít nhất một phần hydrocacbon trong phần đỉnh có thể được ngưng tụ trong hệ thống thu hồi phần đỉnh. Tiếp đó nước và hydrocacbon có thể được tách trong bộ tách lỏng/lỏng. Hydrocacbon lỏng đã thu hồi có thể được sử dụng làm dòng hồi lưu cho cột, có thể được tuần hoàn lại để tiếp xúc thêm với chất xúc tác để tạo ra các dime bổ sung, và/hoặc có thể được sử dụng để sản xuất các sản phẩm trong khoảng nhiệt liệu như được mô tả dưới đây. Nước có thể được lấy ra khỏi bộ tách và được xử lý để loại bỏ hoặc sử dụng trong các quy trình khác như đã biết trong lĩnh vực kỹ thuật này.

Các dime được thu hồi từ hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác có thể được nạp vào thiết bị phản ứng thứ nhất có một hoặc nhiều vùng phản ứng chứa chất xúc tác axit, mà có thể là giống hoặc khác với chất xúc tác được sử dụng trong thiết bị phản ứng sơ bộ hoặc hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác. Các dime này có thể được cho tiếp xúc với chất xúc tác, trong đó các dime, hoặc một phần của nó, có thể tách ra để tạo ra các monome (alken/isoalken) mà sau đó có thể phản ứng để tạo ra các trime. Các oligome (4 đơn vị trở lên, như được xác định ở đây) cũng có thể được tạo ra dưới dạng sản phẩm phụ.

Dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất, bao gồm các trime và các dime chưa phản ứng bất kỳ, tiếp đó có thể được nạp cùng với hydro vào thiết bị phản ứng thứ hai chứa chất xúc tác hydro hoá. Tiếp đó các dime và trime olefin có thể được cho tiếp xúc với chất xúc tác hydro hoá để hydro hoá các dime và trime olefin này để tạo ra các parafin.

Các chất có tính axit có thể có trong phần đáy được thu hồi từ hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác và/hoặc dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất (trime hoá), do axit văng ra từ chất xúc tác, như các chất có tính axit chứa lưu huỳnh. Các chất có tính axit có thể được loại ra khỏi dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất trước khi nạp dòng ra này vào thiết bị phản ứng thứ hai. Theo cách khác, thiết bị phản ứng thứ hai có tầng bảo vệ phía trước chất xúc tác hydro hoá để hạn chế sự tiếp xúc của các chất có tính axit với chất xúc tác hydro hoá. Theo các phương án khác, chất xúc tác hydro hoá có thể dùng được với các chất có tính axit hoặc có thể được sử dụng với lượng đủ để loại bỏ sự nhiễm độc mà có thể xảy ra do tiếp xúc với các chất có tính axit.

Sau khi hydro hoá các dime và trime, dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai có thể được nạp vào thiết bị cất phân đoạn để tách các dime ra khỏi các trime. Các dime có thể được thu hồi dưới dạng phần đỉnh ra khỏi bộ tách, và các trime có thể được thu hồi dưới dạng phần đáy ra khỏi bộ tách.

Như nêu trên, sản phẩm trime mong muốn có thể được tạo ra trực tiếp từ các dime trong thiết bị phản ứng thứ nhất, trong đó các dime có thể tách ra trong các điều kiện phản ứng để tạo ra các isoalken cấu thành, ví dụ, mà tiếp đó phản ứng với bản thân chúng và/hoặc các dime để tạo ra các trime mong muốn. Theo các phương án khác, tốt hơn nếu tạo ra các trime bằng cách cho các dime trong phần đáy của hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác phản ứng với các alken được thu hồi từ hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác dưới dạng sản phẩm đỉnh. Trong trường hợp này, ít nhất một phần các alken/isoalken được thu hồi trong phần đỉnh có thể được nạp vào thiết bị phản ứng thứ nhất cùng với các dime để tiếp xúc với chất xúc tác axit.

Trong trường hợp thứ nhất, trong đó các dime phân ly, sự phân ly của các dime là phản ứng thu nhiệt, mà có thể được sử dụng để điều chỉnh sự tăng nhiệt độ qua vùng phản ứng. Khi các dòng đỉnh và đáy đều được sử dụng để tạo ra các trime, tốt hơn nếu nạp chất pha loãng vào thiết bị phản ứng thứ nhất để điều chỉnh sự tăng nhiệt độ qua vùng phản ứng. Theo một số phương án, một phần hydrocacbon parafin được thu hồi dưới dạng phần đỉnh ra khỏi bộ tách sau khi hydro hoá có thể được sử dụng làm chất pha loãng. Theo các phương án khác, một phần hydrocacbon parafin được thu hồi dưới dạng phần đáy ra khỏi bộ tách sau khi hydro hoá có thể được sử dụng làm chất pha loãng. Theo các phương án khác, dòng parafin ra khỏi thiết bị hydro hoá có thể được sử dụng làm chất pha loãng. Cũng tốt hơn nếu hạn chế sự tăng nhiệt độ qua vùng phản

ứng hydro hoá, và dime và/hoặc trime đã hydro hoá có thể được tuần hoàn dưới dạng chất pha loãng cho các mục đích như vậy.

Phần dòng parafin không được tuần hoàn lại thiết bị phản ứng trime hoá và/hoặc thiết bị hydro hoá có thể được thu hồi để sử dụng làm nhiên liệu, thành phần hỗn hợp nhiên liệu, hoặc để sử dụng trong các quy trình khác như có thể được chuyên gia trong lĩnh vực này biết rõ. Ví dụ, khi cồn là isobutanol, alken là isobutylen, dime là thành phần có 8 nguyên tử cacbon, và trime là thành phần có 12 nguyên tử cacbon, và các parafin được thu hồi từ thiết bị cất phân đoạn sau khi hydro hoá là parafin có 8 nguyên tử cacbon (trong phần đỉnh) và parafin có 12 nguyên tử cacbon (trong phần đáy). Parafin có 8 nguyên tử cacbon có thể được sử dụng, ví dụ, dưới dạng thành phần pha trộn xăng. Các thành phần có 12 nguyên tử cacbon có thể được sử dụng, ví dụ, làm thành phần pha trộn nhiên liệu trong khoảng diezen, nhiên liệu phản lực, dầu hoả. Việc sử dụng cho mục đích cụ thể đối với các dime và trime parafin có thể phụ thuộc vào điểm sôi của các dòng tương ứng, hoặc khoảng điểm sôi của các dòng tương ứng, như trong đó hỗn hợp của các cồn ban đầu được sử dụng và/hoặc trong đó dòng trime parafin chứa các oligome đã được hydro hoá bổ sung.

Các chất xúc tác hữu dụng trong mỗi thiết bị phản ứng sơ bộ, hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác, và thiết bị phản ứng trime hoá, như nêu trên, bao gồm các chất xúc tác axit khác nhau. Sự dime hoá hoặc trime isoolefin là phản ứng có xúc tác mà có thể được thực hiện bằng cách sử dụng chất xúc tác nhựa axit. Ví dụ, sự oligome hoá isoolefin đã được mô tả trong các patent Mỹ số 4242530, 4375576, 5003124, và 7145049, 6335473, 6774275, 6858770, 6936742, 6995296, 7250542, 7288693, 7319180, 6689927, 6376731, 5877372, 4331824, 4100220 và các đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 20080064911, 20080045763, 20070161843, 20060030741, 20040210093, và 20040006252, trong số các tài liệu khác. Các quy trình oligome hoá các olefin trên các chất xúc tác nhựa như vậy đòi hỏi sự ngừng hoạt động định kỳ của thiết bị oligome hoá để thay thế và/hoặc hoàn nguyên các chất xúc tác. Ngoài ra, các quy trình có chất xúc tác rắn như vậy có thể đòi hỏi các chất phụ gia (“chất lựa chọn”) để thúc đẩy độ chọn lọc của chất xúc tác với dime, trong đó các chất phụ gia có thể dẫn đến sự vắng ra axit không mong muốn, khử hoạt tính chất xúc tác, và ngoài ra có thể đòi hỏi các quy trình tách để loại bỏ chất phụ gia ra khỏi dòng sản phẩm thu được.

Các chất xúc tác hữu dụng trong thiết bị phản ứng sơ bộ, hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác, và thiết bị phản ứng trime hoá có thể bao gồm các zeolit và các chất xúc tác nhựa cation được thay thế bằng kim loại, nhưng các chất xúc tác có tính axit hoặc chất xúc tác có tính axit yếu khác cũng có thể được sử dụng, kể cả đất sét được xử lý bằng axit phosphoric. Các zeolit xuất hiện trong tự nhiên có kích cỡ lỗ xốp không đều và thường không được xem là tương đương với zeolit tổng hợp. Tuy nhiên theo một số phương án, các zeolit xuất hiện trong tự nhiên có thể chấp nhận được chừng nào chúng là hầu như nguyên chất. Phần còn lại của phần thảo luận này sẽ được hướng đến các zeolit tổng hợp với việc hiểu rằng các zeolit tự nhiên được xem là tương đương với chúng như nêu trên, tức là, tới một chừng mức mà các zeolit tự nhiên là tương đương về chức năng với các zeolit tổng hợp.

Các zeolit tổng hợp có thể được điều chế ở dạng natri, tức là, với cation natri ở gần với mỗi khối tứ diện nhôm và cân bằng điện tích của nó. Nhiều loại rây phân tử đã được báo cáo, như A, X, Y, L, erionit, omega, beta, và mordenit. Các rây phân tử loại A có kích cỡ lỗ xốp tương đối nhỏ. Kích cỡ lỗ xốp nghĩa là kích cỡ (đường kính) lỗ xốp hiệu quả chứ không phải là kích cỡ (đường kính) lỗ xốp tự do. Nói chung, các rây phân tử loại X- và Y có kích cỡ lỗ xốp lớn (khoảng 7,4 Angstrom) và khác về khoảng tỷ lệ giữa SiO_2 với Al_2O_3 . Các loại L và loại khác được liệt kê vẫn có tỷ lệ giữa SiO_2 với Al_2O_3 cao hơn, như đã biết trong lĩnh vực kỹ thuật này.

Các chất xúc tác zeolit có thể được sử dụng trong các phương án mô tả ở đây là ở dạng axit của zeolit hoặc ít nhất có các tính chất của axit. Dạng axit này thường có bán trên thị trường, nhưng cũng có thể được điều chế bằng cách xử lý các zeolit bằng axit để thay thế Na bằng hydro. Phương pháp khác để tạo ra dạng axit là xử lý zeolit bằng các cation phân huỷ được (thường là ion amoni) để thay thế Na bằng các ion phân huỷ được và sau đó gia nhiệt rây phân tử để phân huỷ cation để lại dạng axit. Nói chung, dạng Na được xử lý bằng amoni hydroxit để loại bỏ Na và sau đó zeolit được gia nhiệt đến nhiệt độ khoảng 350°C để loại bỏ amoniac. Sự loại bỏ các ion Na^+ với NH_4^+ được thực hiện dễ dàng hơn so với các ion đa hoá trị, như nêu dưới đây, và các chất xúc tác này thường có hoạt tính hơn, nhưng ít bền với nhiệt hơn so với các dạng trao đổi cation đa hoá trị. Zeolit, mà phải được khử kim loại kiềm của chúng đến mức thấp hơn bằng cách xử lý một phần bằng NH_4^+ và trao đổi cation kim loại đa hoá trị một phần, có thể được dự tính có hoạt tính gia tăng và độ ổn định gia tăng.

Kích cỡ lỗ xốp trong mạng tinh thể có thể là quan trọng trong phản ứng này. Theo một lý thuyết về hoạt tính xúc tác rây phân tử, chất xúc tác zeolit xuất hiện chủ yếu: bên trong các hốc tinh thể đồng nhất; do vậy, hoạt tính chất xúc tác zeolit phụ thuộc vào số nguyên tử nhôm trong tinh thể và bởi vậy phụ thuộc vào thành phần hoá học của tinh thể. Hơn nữa, các vị trí xúc tác này được cố định trong cấu trúc cứng của tinh thể, nghĩa là sự tiếp cận với các vị trí hoạt hoá có thể được làm biến đổi bằng cách làm biến đổi cấu trúc tinh thể.

Theo một số phương án, các chất xúc tác nhựa có thể được sử dụng. Ví dụ, các chế phẩm chất xúc tác nhựa như nhựa axit sulfonic mà có ít nhất 50% nhóm axit sulfonic được trung hoà bằng một hoặc nhiều ion kim loại thuộc các nhóm 4-12 của Bảng hệ thống tuần hoàn các nguyên tố, kim loại đất hiếm, hoặc hỗn hợp của chúng. Sự cân bằng của các nhóm axit sulfonic có thể được trung hoà bằng kim loại kiềm hoặc kim loại kiềm thổ, amoni, hoặc hỗn hợp của chúng. Axit sulfonic có thể được gắn với khung polyme bất kỳ. Theo một số phương án, các ion kim loại có thể bao gồm một hoặc nhiều loại trong số Ti, V, Cr, Mn, Fe, Co, Ni, Cu, Zn, Zr, Nb, Mo, Ru, Rh, Pd, Ag, Cd, Ta, W, Re, Pt, Ce, Nd, Sm, và Eu. Các chế phẩm chất xúc tác nhựa được cải biến bằng kim loại được mô tả trong các patent Mỹ số 4551567 và 4629710.

Các nhựa trao đổi cation axit là đã biết rõ và có nhiều sự sử dụng khác nhau. Các nhựa này là các chất trao đổi cation mà chứa các nhóm axit sulfonic mà có thể thu được bằng cách polyme hoá hoặc đồng polyme hoá các hợp chất vinyl thơm tiếp theo là sulfonat hoá. Các hợp chất vinyl thơm thích hợp để điều chế các polyme hoặc copolyme là: styren, vinyl toluen, vinyl naphtalen, vinyl etylbenzen, metyl styren, vinyl clobenzen, và vinyl xylen. Các phương pháp khác nhau có thể được sử dụng để điều chế các polyme này. Ví dụ, sự polyme hoá một mình hoặc trong hỗn hợp với các hợp chất monovinyl khác, hoặc bằng cách liên kết ngang với các hợp chất polyvinyl, như divinyl benzen, divinyl toluen, và divinylphenylete, trong số các loại khác. Các polyme có thể được điều chế với sự có mặt hoặc không có mặt các dung môi hoặc chất phân tán, và các chất khơi mào polyme hoá khác nhau có thể được sử dụng, ví dụ, các peroxit vô cơ hoặc hữu cơ, persulfat.

Nhóm axit sulfonic có thể được đưa vào các polyme vinyl thơm này bằng các phương pháp khác nhau; ví dụ, bằng cách sulfat hoá các polyme bằng axit sulfuric và axit closulfonic đậm đặc, hoặc bằng cách đồng polyme hoá các hợp chất thơm mà chứa

các nhóm axit sulfonic (ví dụ xem patent Mỹ số 2366007). Các nhóm axit sulfonic khác có thể được đưa vào các polyme mà đã chứa các nhóm axit sulfonic; ví dụ, bằng cách xử lý bằng axit sulfuric sinh khói, tức là, axit sulfuric mà chứa lưu huỳnh trioxit. Tốt hơn nếu việc xử lý bằng axit sulfuric sinh khói được thực hiện ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 0 đến 150°C và axit sulfuric cần chứa lưu huỳnh trioxit đủ để nó vẫn chứa lưu huỳnh trioxit tự do với lượng nằm trong khoảng từ 10 đến 50% sau phản ứng. Các sản phẩm thu được có thể chứa trung bình từ 1,3 đến 1,8 nhóm axit sulfonic cho một nhân thơm. Cụ thể, các polyme thích hợp chứa các nhóm axit sulfonic là các copolyme của các hợp chất monovinyl thơm với các hợp chất polyvinyl thơm, đặc biệt là các hợp chất divinyl, trong đó tốt hơn nếu lượng polyvinyl benzen nằm trong khoảng từ 1 đến 20% khối lượng copolyme (ví dụ xem DE 908247).

Nhựa trao đổi ion có thể có kích cỡ hạt nằm trong khoảng từ 0,25 đến 1 mm, mặc dù các hạt từ 0,15 mm lên đến 2 mm có thể được sử dụng. Các chất xúc tác nhỏ hơn không chỉ tạo ra diện tích bề mặt cao, mà còn dẫn đến độ giảm áp cao hơn qua thiết bị phản ứng. Dạng lưới lớn của các chất xúc tác này có diện tích bề mặt lớn hơn nhiều được cho tiếp xúc và chịu sự trương nở giới hạn trong môi trường hydrocacbon không chứa nước so với chất xúc tác có lỗ.

Chất xúc tác cải biến bằng kim loại có thể được điều chế bằng cách cho chất nền có lỗ xốp lớn chứa nhóm axit sulfonic tiếp xúc với dung dịch nước của muối kim loại và dung dịch của muối kim loại kiềm, muối kim loại kiềm thổ, và/hoặc muối amoni để trung hoà các nhóm axit. Phương pháp khác để điều chế các chế phẩm chất xúc tác nhựa cation được cải biến bằng kim loại bao gồm bước cho nhựa trao đổi cation axit sulfonic, ví dụ, chất nền có lỗ xốp lớn của hợp chất polyvinyl thơm được liên kết ngang với hợp chất divinyl và có trên đó từ 3 đến 5 mili đương lượng các nhóm axit sulfonic/g nhựa khô, (1) tiếp xúc với dung dịch nước của muối kim loại tan được như được mô tả ở trên, như Al, Fe, Zn, Cu, Ni, hoặc hỗn hợp của chúng, để trung hoà ít nhất 50% đến nhỏ hơn 100% các nhóm axit sulfonic có sẵn bằng các ion kim loại để tạo ra nhựa được trung hoà một phần, và (2) sau đó cho nhựa đã trung hoà một phần này tiếp xúc với dung dịch nước chứa hợp chất tan được của kim loại kiềm hoặc kim loại kiềm thổ thuộc các nhóm 1 hoặc 2, của Bảng hệ thống tuần hoàn các nguyên tố, hoặc hỗn hợp của chúng để trung hoà các nhóm axit sulfonic còn lại. Trong bước trung hoà kiềm cuối theo phương pháp khác, cần phải thận trọng để không cho nhựa đã trung

hoà một phần tiếp xúc với lượng dư lớn của các ion kim loại kiềm hoặc kiềm thổ, (lượng dư nhỏ, lên đến khoảng 20%, bên ngoài giới hạn đó được yêu cầu để trung hoà các nhóm axit sulfonic còn lại có thể được sử dụng) vì chúng dường như tạo ra các muối kép hoặc có thể giải hấp các ion kim loại mà có thể khử hoạt tính của chất xúc tác.

Chế phẩm chất xúc tác nhựa hữu dụng ở đây có thể khác biệt dưới dạng chất rắn chứa chất nền có lỗ xốp lớn của hợp chất polyvinyl thơm được liên kết ngang với hợp chất divinyl và có trên đó từ 3 đến 5 mili đương lượng của các nhóm axit sulfonic/g nhựa khô, trong đó ít nhất 50 đến nhỏ hơn 100% các nhóm axit sulfonic được trung hoà bằng ion kim loại như nêu trên; theo phương án khác, ít nhất 59% có thể được trung hoà; và từ khoảng 70 đến 90% được trung hoà theo các phương án khác nữa. Các nhóm axit sulfonic không được trung hoà bằng ion kim loại có thể được trung hoà bằng các ion kim loại kiềm hoặc kim loại kiềm thổ thuộc các nhóm 1 hoặc 2 của Bảng hệ thống tuần hoàn các nguyên tố, ion amoni, hoặc hỗn hợp của chúng.

Chất xúc tác dạng hạt có thể được sử dụng bằng cách bọc chúng trong đồ chứa có lỗ như vải, lưới kim loại, hoặc lưới polyme. Vật liệu được sử dụng để tạo ra đồ chứa có thể là trơ với các chất phản ứng và các điều kiện trong hệ thống phản ứng. Các hạt có kích cỡ khoảng 0,15 mm hoặc viên có đường kính lên đến khoảng 1/4 inch (0,635cm) có thể được bố trí trong đồ chứa này.

Đồ chứa được sử dụng để chứa các hạt chất xúc tác có thể có hình dạng bất kỳ, như túi được bọc lộ trong các patent nêu trên, hoặc đồ chứa có thể có dạng hình trụ đơn, hình cầu, hình vành khăn, hình khối, ống, hoặc hình dạng tương tự. Không nhất thiết là thành phần ngăn cách bao bọc toàn bộ thành phần chất xúc tác. Chỉ cần là thành phần ngăn cách được liên kết mật thiết với thành phần chất xúc tác có tác dụng để ngăn cách các thành phần chất xúc tác khác nhau ra xa khỏi nhau như được mô tả ở trên. Bởi vậy, trên thực tế thành phần ngăn cách tạo ra lưới có khoảng trống hở trong đó các thành phần chất xúc tác được phân bố ngẫu nhiên nhưng hầu như đều. Một kết cấu khác được thể hiện trong patent Mỹ số 5730843. Ngoài ra, các patent Mỹ số 4443559, 5057468, 5262012, 5266546, và 5348710 mô tả các kết cấu chất xúc tác khác nhau cho sự sử dụng này.

Patent Mỹ số 6740783 mô tả chất xúc tác khác hữu dụng để sản xuất các ete dialkyl từ cồn, bao gồm cồn thô chứa một ít nước. Được mô tả là zeolit kỵ nước dùng

làm chất xúc tác, như USY, mordenit, zeolit loại ZSM, và zeolit Beta mà cation hydro của chúng được thay thế một phần bằng các ion kim loại thích hợp, như các ion kim loại Nhóm 1, 2, 11, hoặc 12, hoặc ion amoni. Các chất xúc tác hữu dụng khác đối với phản ứng loại nước được mô tả trong Patent Mỹ số 3931349.

Các chất xúc tác được sử dụng trong thiết bị phản ứng loại nước /dimer hoá tăng cố định hoặc thiết bị phản ứng trimer hoá theo các phương án khác nhau được mô tả ở đây có thể bao gồm zeolit được xử lý bằng kim loại, axit hoặc bazơ, đất sét được xử lý bằng axit flohydric, và chất xúc tác silic oxit-nhôm oxit, như 20% silic oxit-nhôm oxit, trong số các chất xúc tác khác nêu trên. Theo một số phương án, đất sét được xử lý bằng axit flohydric có thể bao gồm các loại như được mô tả trong đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 2009-0178955A1, bao gồm cả đất sét được xử lý bằng axit flohydric được làm nhiễm độc theo cách lựa chọn được mô tả trong đó, trong đó các đất sét này được làm nhiễm độc theo cách lựa chọn để điều chỉnh tính axit/hoạt tính của nó.

Các chất xúc tác được sử dụng trong vùng phản ứng cột chung theo các phương án khác nhau được mô tả ở đây có thể bao gồm các chất xúc tác nhựa được kim loại hoá và chất xúc tác silic oxit-nhôm oxit, trong số các chất xúc tác khác nêu trên. Các chất xúc tác nhựa được kim loại hoá có thể bao gồm các chất xúc tác như AMBERLYST 15 được xử lý bằng kẽm và AMBERLYST 35 được xử lý bằng đồng, trong số các loại khác. AMBERLYST A70 có thể được sử dụng theo các phương án khác.

Các điều kiện làm việc trong thiết bị phản ứng sơ bộ và thiết bị phản ứng dạng cột chung có thể phụ thuộc vào độ tinh khiết của nguyên liệu cồn, (các) cồn cụ thể được sử dụng, và loại chất xúc tác được sử dụng trong thiết bị phản ứng sơ bộ (nếu có) và hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chung, trong số các thông số khác. Các điều kiện làm việc trong vùng phản ứng thông thường bao gồm nhiệt độ nằm trong khoảng từ 120°C đến 500°C và áp suất nằm trong khoảng từ lớn hơn 0 đến 200 bar (0 đến 20000KPa).

Theo một số phương án, nhiệt độ thiết bị phản ứng sơ bộ có thể nằm trong khoảng từ 100°C đến 300°C (từ 212 đến 572°F). Theo các phương án khác, nhiệt độ thiết bị phản ứng sơ bộ có thể nằm trong khoảng từ 120°C đến 260°C (từ 248 đến 500°F); từ 150°C đến 200°C (từ 302 đến 392°F) theo các phương án khác; và từ 200°C đến 240°C (từ 302 đến 464°F), như khoảng 220°C (about 428°F), theo các phương án

khác. Theo một số phương án, áp suất thiết bị phản ứng sơ bộ có thể nằm trong khoảng từ lớn hơn 0 đến 200 bar (0 đến 20000Kpa) (tuyệt đối). Theo các phương án khác, áp suất thiết bị phản ứng sơ bộ có thể nằm trong khoảng từ 1 đến 100 bar (100 đến 10000 Kpa); từ 3 đến 50 bar (300 đến 5000 Kpa) theo các phương án khác; từ 5 đến 45 bar (500 đến 4500 Kpa) theo các phương án khác; và từ 20 đến 30 bar (2000 đến 3000 Kpa), như khoảng 25 bar (2500Kpa), theo các phương án khác. Nhiệt độ và áp suất làm việc được lựa chọn phụ thuộc vào mức chuyển hoá mong muốn và (các) pha của các chất phản ứng và sản phẩm, trong số các yếu tố khác.

Các điều kiện được sử dụng trong thiết bị phản ứng sơ bộ cần đủ để khử nước ít nhất một phần cồn. Theo các phương án khác, các điều kiện cao hơn có thể được sử dụng trong thiết bị phản ứng sơ bộ để khử nước cồn và dime hoá ít nhất một phần alken thu được.

Mức độ của các điều kiện làm việc trong thiết bị phản ứng sơ bộ cũng có thể phụ thuộc vào mức chuyển hoá cồn yêu cầu. Mức chuyển hoá cồn yêu cầu cũng có thể tác động đến sự lựa chọn chất xúc tác được sử dụng trong thiết bị phản ứng sơ bộ. Ví dụ, mức chuyển hoá của thiết bị phản ứng sơ bộ mong muốn bằng 20% khối lượng có thể đòi hỏi các điều kiện làm việc thấp hơn và/hoặc chất xúc tác có hoạt tính thấp hơn so với mức chuyển hoá của thiết bị phản ứng sơ bộ đạt đến cân bằng.

Theo một số phương án, hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng cất có thể bao gồm vùng phản ứng có nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50°C đến 300°C (từ 122 đến 572°F). Theo các phương án khác, nhiệt độ của hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng cất có thể nằm trong khoảng từ 100°C đến 260°C (từ 212 đến 500°F); từ 150°C đến 200°C theo các phương án khác (từ 302 đến 392°F); và từ 170°C đến 180°C (từ 338 đến 356°F), như khoảng 170°C (khoảng 338°F), theo các phương án khác nữa. Theo một số phương án, hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng cất có thể bao gồm vùng phản ứng có áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 300 bar (100 đến 30000Kpa) (tuyệt đối). Theo các phương án khác, áp suất trong vùng phản ứng trong hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất có chất xúc tác có thể nằm trong khoảng từ 2 đến 200 bar (200 đến 20000Kpa) ; từ 5 đến 100 bar (500 đến 10000Kpa) theo các phương án khác; từ 10 đến 50 bar (1000 đến 5000Kpa) theo các phương án khác nữa; và từ 10 đến 30 bar (1000 đến 3000Kpa), như khoảng 20 bar (2000Kpa), theo các phương án khác nữa.

Profin nhiệt độ qua vùng phản ứng cột chung cần đủ để thoả mãn động lực của cả phản ứng khử nước của cồn và dime hoá ít nhất một phần olefin thu được. Mức độ với nó olefin được dime hoá có thể phụ thuộc vào sơ đồ quy trình cụ thể được lựa chọn. Ví dụ, trong đó chỉ dime được sử dụng để tạo ra các trime, có thể muốn duy trì các điều kiện làm việc sao cho lượng đáng kể alken/isoalken được dime hoá. Trong đó dime và olefin được sử dụng để tạo ra các trime, các điều kiện phản ứng trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác có thể được duy trì để tạo ra tỷ lệ mong muốn giữa olefin với dime, mà có thể là lớn hơn, bằng, hoặc nhỏ hơn tỷ lệ theo hệ số tỷ lượng đối với phản ứng của olefin cộng với dime để tạo ra trime. Nếu tỷ lệ lớn hơn so với tỷ lệ theo hệ số tỷ lượng được sử dụng, các olefin dư cũng có thể tạo ra các dime và/hoặc các trime trong vùng phản ứng trime hoá, bởi vậy loại bỏ nhu cầu về thiết bị tách bổ sung phía sau (để thu hồi olefin, dime, và trime một cách riêng biệt).

Profin nhiệt độ trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác cũng có thể là đủ để đạt được sự chuyển hoá hầu như toàn bộ cồn. Ví dụ, đối với chất xúc tác có hoạt tính cao, nhiệt độ và áp suất có thể là ít cao hơn so với chất xúc tác có hoạt tính thấp, trong đó các điều kiện đối với mỗi loại có thể được lựa chọn để thoả mãn động lực của phản ứng loại nước và để thu được sự chuyển hoá hầu như hoàn toàn cồn alkylic.

Việc lựa chọn chất xúc tác và mức độ của các điều kiện làm việc trong hệ thống phản ứng cột chung cũng bị tác động bởi mức chuyển hoá cồn yêu cầu. Ví dụ, sự lựa chọn chất xúc tác và các điều kiện có thể là khác khoảng 20% khối lượng đối với mức chuyển hoá của thiết bị phản ứng sơ bộ khi so sánh với mức chuyển hoá của thiết bị phản ứng sơ bộ đạt đến cân bằng.

Do vậy, chất xúc tác được sử dụng trong hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chung cất có thể là giống hoặc khác so với chất xúc tác được sử dụng trong thiết bị phản ứng sơ bộ, khi có mặt. Theo một số phương án, có thể tốt hơn nếu sử dụng chất xúc tác có hoạt tính thấp trong hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chung, bởi vậy cho phép tuổi thọ chất xúc tác được kéo dài. Chất xúc tác được sử dụng trong thiết bị phản ứng sơ bộ có thể có hoạt tính cao hơn, như nếu các thiết bị phản ứng sơ bộ được vận hành theo kiểu song song, cho phép thiết bị này được nạp lại hoặc được hoàn nguyên trong khi thiết bị kia vẫn hoạt động.

Các điều kiện làm việc của cột chưng cũng có thể phụ thuộc vào hoạt tính của chất xúc tác. Ví dụ, lượng cồn được chuyển hoá thành olefin và lượng olefin được chuyển hoá thành dime cho mỗi tầng phản ứng chưng cất có thể thay đổi từ 2% khối lượng đến 50% khối lượng hoặc lớn hơn. Các điều kiện làm việc của cột chưng, như nhiệt độ, áp suất, và tỷ lệ hồi lưu cũng có thể được điều chỉnh để thu được sự chuyển hoá hầu như toàn bộ cồn. Theo một số phương án, tỷ lệ hồi lưu có thể thay đổi từ 0,1 hoặc 0,5 đến 20; từ 0,5 đến 15 theo các phương án khác; từ 0,6 đến 10 theo các phương án khác; từ 0,7 đến 3 theo các phương án khác; và từ 0,9 đến 2,5 theo các phương án khác nữa. Đối với mức chuyển hoá cồn và olefin cho mỗi tầng phản ứng chưng, đã thấy rằng tỷ lệ hồi lưu cao hơn được yêu cầu với mức chuyển hoá cho một tầng thấp hơn. Ví dụ, đối với mức chuyển hoá cồn cho một tầng khoảng 20% khối lượng, tỷ lệ hồi lưu có thể nằm trong khoảng từ 2 đến 3 để thu được mức chuyển hoá hoàn toàn cồn, như tỷ lệ hồi lưu khoảng 2,4 theo một số phương án. Một cách tương đối, đối với mức chuyển hoá cồn cho một tầng khoảng 40% khối lượng, tỷ lệ hồi lưu có thể nằm trong khoảng từ 0,5 đến 2 để thu được mức chuyển hoá hoàn toàn cồn, như tỷ lệ hồi lưu nằm trong khoảng từ 1 đến 1,6 theo một số phương án.

Các điều kiện làm việc trong thiết bị phản ứng trime hoá có thể phụ thuộc vào (các) cồn cụ thể được sử dụng để tạo ra các dime và olefin, sơ đồ quy trình cụ thể (tạo ra trime với một mình dime hoặc với olefin), (các) loại chất xúc tác được sử dụng trong thiết bị phản ứng trime hoá, mức chuyển hoá thành trime mong muốn, và mức cho phép trong các sản phẩm cuối đối với các oligome, trong số các thông số khác. Các điều kiện làm việc trong vùng phản ứng trime hoá thông thường bao gồm nhiệt độ nằm trong khoảng từ 0°C đến 200°C và áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 50 bar (100 đến 5000Kpa).

Theo một số phương án, nhiệt độ thiết bị phản ứng trime hoá có thể nằm trong khoảng từ 10°C đến 120°C (từ 50 đến 248°F). Theo một số phương án, áp suất thiết bị phản ứng trime hoá có thể nằm trong khoảng từ 3 đến 200 bar (300 đến 2000Kpa) (tuyệt đối). Theo các phương án khác, áp suất thiết bị phản ứng trime hoá có thể nằm trong khoảng từ 5 đến 100 bar (500 đến 1000Kpa); từ 10 đến 50 bar (1000 đến 5000Kpa) theo các phương án khác; từ 15 đến 45 bar (1500 đến 4500Kpa) theo các phương án khác; và từ 20 đến 30 bar (2000 đến 3000Kpa), như khoảng 25 bar (2500Kpa), theo các phương án khác nữa.

Theo một số phương án, nhiệt độ đầu vào thiết bị phản ứng trime hoá có thể nằm trong khoảng từ 35°C đến 50°C (từ 95 đến 122°F), trong đó nhiệt độ gia tăng qua vùng phản ứng do phản ứng oligome hoá toả nhiệt, và trong đó mức gia tăng có thể nhỏ khoảng 1 hoặc 2°C lên đến lớn khoảng 100°C. Bất kể sơ đồ quy trình được sử dụng, tốt hơn nếu kiểm soát phản ứng trime hoá sao cho mức tăng nhiệt độ qua vùng phản ứng là nhỏ hơn khoảng 50 hoặc 60°C chẳng hạn. Bằng cách giới hạn sự tăng nhiệt độ qua thiết bị phản ứng, sự bám bẩn chất xúc tác có thể giảm, làm cho thời gian sử dụng chất xúc tác kéo dài hoặc chấp nhận được. Như nêu trên, một phần của các sản phẩm cuối chứa parafin có thể được sử dụng làm chất pha loãng để điều chỉnh sự tăng nhiệt độ. Theo một số phương án, tỷ lệ nguyên liệu với chất pha loãng có thể nằm trong khoảng từ 0,1:1 đến 20:1; từ 1:1 đến 10:1 theo các phương án khác; và từ 1:1 đến 5:1 hoặc 3:1 theo các phương án khác nữa.

Các chất xúc tác hữu dụng trong thiết bị hydro hoá có thể bao gồm các kim loại Nhóm VIII, như coban, niken, paladi, hoặc platin, một mình hoặc kết hợp, và/hoặc kết hợp với các kim loại khác, như kim loại Nhóm V hoặc Nhóm VI, như molipden hoặc vonfram, trên chất mang thích hợp, mà có thể là nhôm oxit, silic oxit, titan oxit, silic oxit-nhôm oxit, titan oxit-nhôm oxit, titan oxit-ziricon oxit, hoặc chất tương tự. Thông thường, các kim loại xúc tác được tạo ra dưới dạng các oxit của các kim loại được mang trên sản phẩm ép đùn hoặc viên cầu. Các chất xúc tác chứa kim loại Nhóm VIB, như molipden, và kim loại Nhóm VIII, như coban hoặc niken, được ưu tiên. Các chất xúc tác thích hợp cho phản ứng hydro hoá bao gồm coban-molipden, niken-molipden và niken-vonfram, trong số các loại khác. Các kim loại có thể được khử thành dạng hydrua hoặc các trạng thái hoạt hoá khác, nếu cần, trước khi sử dụng bằng cách tiếp xúc với hydro chẳng hạn.

Thông thường chất xúc tác hydro hoá ở dạng sản phẩm ép đùn có đường kính 1/8 (0,3175 cm), 1/16 (0,158cm) hoặc 1/32 in (0,079cm) và L/D nằm trong khoảng từ 1,5 đến 10. Chất xúc tác cũng có thể ở dạng hình cầu có đường kính tương tự. Chúng có thể được nạp trực tiếp vào thiết bị phản ứng tầng cố định một chiều chuẩn mà bao gồm các cơ cấu mang và kết cấu phân phối chất phản ứng.

Chất xúc tác và các điều kiện làm việc trong thiết bị xử lý bằng hydro/hydro hoá có thể phụ thuộc vào (các) côn cụ thể được sử dụng để tạo ra các dime và các trime, sơ đồ quy trình cụ thể (có hoặc không có tầng bảo vệ để loại bỏ sự vắng axit ra khỏi chất

xúc tác trime hoá), mức chuyển hoá mong muốn thành trime và dime thành parafin, và mức cho phép trong sản phẩm cuối đối với sự đồng phân hoá bất kỳ mà có thể diễn ra trong các điều kiện hydro hoá, trong số các yếu tố khác. Các điều kiện làm việc trong vùng phản ứng hydro hoá thông thường bao gồm nhiệt độ nằm trong khoảng từ 100°C đến 500°C và áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 100 bar (100 đến 10000Kpa).

Theo một số phương án, nhiệt độ thiết bị phản ứng hydro hoá có thể nằm trong khoảng từ 100°C đến 300°C (từ 212 đến 572°F). Theo các phương án khác, nhiệt độ thiết bị phản ứng hydro hoá có thể nằm trong khoảng từ 120°C đến 260°C (từ 248 đến 500°F); từ 130°C đến 180°C (từ 266 đến 356°F) theo các phương án khác; và từ 140°C đến 170°C (từ 284 đến 338°F) theo các phương án khác nữa. Theo một số phương án, áp suất thiết bị phản ứng hydro hoá có thể nằm trong khoảng từ 3 đến 200 bar (300 đến 20000Kpa) (tuyệt đối). Theo các phương án khác, áp suất thiết bị phản ứng hydro hoá có thể nằm trong khoảng từ 5 đến 100 bar (500 đến 10000Kpa); từ 10 đến 50 bar (1000 đến 5000Kpa) theo các phương án khác; từ 15 đến 45 bar (1500 đến 4500Kpa) theo các phương án khác; và từ 20 đến 30 bar (2000 đến 3000Kpa), như khoảng 25 bar (2500Kpa), theo các phương án khác nữa. Nếu cần điều chỉnh nhiệt độ qua thiết bị hydro hoá, dòng tuần hoàn chứa các sản phẩm parafin có thể được sử dụng làm chất pha loãng, trong đó tỷ lệ giữa chất pha loãng với nguyên liệu có thể nằm trong khoảng từ 0,1:1 đến 10:1; theo các phương án khác, tỷ lệ giữa dòng tuần hoàn với nguyên liệu có thể nằm trong khoảng từ 1:1 đến 5:1; từ 1.5:1 đến 3.5:1 theo các phương án khác nữa.

Trên Fig.1, hình vẽ dạng sơ đồ của hệ thống sản xuất nhiên liệu phản lực hoặc các nhiên liệu nặng khác từ cồn theo các phương án mô tả ở đây được minh hoạ. Chuyên gia trong lĩnh vực này sẽ nhận thấy rằng, mặc dù không được mô tả, nhưng bơm, van, bình, thùng chứa, và thiết bị khác thường được sử dụng cho các quy trình được mô tả và minh hoạ ở đây không được thể hiện để đơn giản hoá sơ đồ. Ngoài ra, trong khi dưới đây mô tả về isobutanol dưới dạng nguyên liệu cồn, chuyên gia trong lĩnh vực này sẽ nhận thấy rằng các cồn khác cũng có thể được sử dụng.

Isobutanol có thể được nạp vào hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng 10 qua ống dẫn 12. Vị trí nạp liệu trên hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng 10 có thể là bên trên, bên dưới, hoặc giữa vùng phản ứng chưng 14 chứa chất xúc tác loại nước để chuyển hoá ít nhất một phần isobutanol thành isobutylen và nước và để dime

hoá ít nhất một phần isobutylen để tạo ra các dime của isobutylen. Trong khi phản ứng diễn ra, các sản phẩm phản ứng được cất phân đoạn đồng thời, cho phép isobutylen và nước được thu hồi dưới dạng phần đỉnh 16 và dime isobutylen được thu hồi dưới dạng phần đáy 18.

Các điều kiện làm việc, như nhiệt độ nguyên liệu, nhiệt độ phần đỉnh, nhiệt độ phần đáy, profin nhiệt độ của cột, tốc độ nạp liệu, tỷ lệ hồi lưu, và các thông số làm việc khác có thể được lựa chọn để đạt được mức chuyển hoá hầu như hoàn toàn isobutanol thành isobutylen và nước. Theo một số phương án, việc vận hành hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chưng cất có thể bao gồm việc duy trì profin nhiệt độ qua vùng phản ứng chung để thoả mãn động lực của phản ứng loại nước và dime hoá một phần isobutylen. Theo các phương án khác, việc vận hành thiết bị phản ứng dạng cột chưng để thu được mức chuyển hoá hầu như hoàn toàn isobutanol có thể bao gồm việc duy trì tốc độ hồi lưu bên trên vùng phản ứng đủ để tách sản phẩm isobutylen ra khỏi còn chưa phản ứng.

Theo các phương án khác nữa, các điều kiện làm việc có thể được lựa chọn sao cho hầu như vận hành không isobutanol trong cột. Nhiệt độ của phần đỉnh hoặc (các) đĩa trên đủ thấp hơn điểm sôi của isobutanol, và nhiệt độ của (các) đĩa dưới có thể đủ cao hơn điểm sôi của isobutanol sao cho còn còn lại trong cột cho đến khi phản ứng.

Phần đỉnh 16 có thể được ngưng tụ một phần bởi sự trao đổi nhiệt gián tiếp trong bộ làm nguội 20, và phần ngưng có thể được thu gom trong thùng trên đỉnh 22. Nước và isobutylen có thể tạo ra hỗn hợp đồng sôi, và các điều kiện trong hệ thống trên đỉnh cần được duy trì để làm ngưng tụ hầu như toàn bộ nước trong phần đỉnh. Tiếp đó, nước và isobutylen ngưng tụ có thể được tách pha trong thùng trên đỉnh 22, trong đó isobutylen có thể được tuần hoàn lại hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất có chất xúc tác 10 qua ống dẫn dòng 24 và bơm 26, và nước có thể được thu hồi qua ống dẫn dòng 28. Isobutylen không ngưng tụ có thể được thu hồi từ thùng trên đỉnh 22 và đưa qua bộ làm lạnh 30 để ngưng tụ isobutylen, được thu hồi trong thùng 32. Các phần nhẹ và phần không ngưng tụ được có thể được thu hồi từ 32 qua ống dẫn dòng 34, và isobutylen có thể được thu hồi từ thùng 32 qua ống dẫn dòng 36.

Phần đáy 18, chứa các dime, có thể được nạp vào thiết bị phản ứng tầng cố định 38 có vùng phản ứng 40 chứa chất xúc tác axit để chuyển hoá ít nhất một phần dime isobutylen thành trime isobutylen. Nếu cần, nguyên liệu dime có thể được gia nhiệt

hoặc làm nguội trước khi tiếp xúc với chất xúc tác bởi sự trao đổi nhiệt gián tiếp trong bộ gia nhiệt 42.

Sau khi chuyển hoá một phần dime thành trime trong thiết bị phản ứng 38, dòng ra khỏi thiết bị phản ứng 38 có thể được nạp qua ống dẫn dòng 44 vào thiết bị phản ứng tầng cố định 46 có vùng phản ứng 48 chứa chất xúc tác hydro hoá để chuyển hoá các dime và trime olefin trong dòng ra thành các parafin có 8 và 12 nguyên tử cacbon. Hydro có thể được đưa vào qua ống dẫn dòng 50 và nạp cùng với nguyên liệu, như được minh hoạ, hoặc có thể được nạp ở nhiều điểm dọc theo chiều dài của vùng phản ứng 48. Nếu cần, dòng ra khỏi thiết bị phản ứng trime hoá chứa dime và trime có thể được gia nhiệt hoặc làm nguội trước khi tiếp xúc với chất xúc tác hydro hoá bởi sự trao đổi nhiệt gián tiếp trong bộ gia nhiệt 52.

Tiếp đó, dòng ra khỏi thiết bị hydro hoá 46 có thể được nạp qua ống dẫn dòng 54 vào thiết bị cất phân đoạn 56 để tách parafin có 8 nguyên tử cacbon ra khỏi parafin có 12 nguyên tử cacbon. Parafin có 8 nguyên tử cacbon có thể được thu gom dưới dạng phân đỉnh qua ống dẫn dòng 58 và parafin có 12 nguyên tử cacbon có thể được thu gom qua ống dẫn dòng 60. Như nêu trên, các parafin có 8 và 12 nguyên tử cacbon có thể được sử dụng làm nhiên liệu hoặc nguyên liệu pha trộn nhiên liệu thích hợp đối với các điểm sôi của chúng.

Fig.2 đến Fig.4 thể hiện các dấu hiệu khác nhau đối với việc xử lý tùy ý các dòng khác nhau được tạo ra trong quy trình và để điều chỉnh sự tăng nhiệt độ trong thiết bị phản ứng trime hoá.

Trên Fig.2, hình vẽ dạng sơ đồ của hệ thống sản xuất nhiên liệu phản lực hoặc các nhiên liệu nặng khác từ cồn theo các phương án mô tả ở đây được thể hiện, trong đó các số chỉ dẫn tương tự biểu thị các chi tiết tương tự. Theo phương án này, một phân isobutylene được thu hồi qua ống dẫn dòng 36 được nạp qua ống dẫn dòng 62 vào thiết bị phản ứng trime hoá 38 để phản ứng với bản thân nó và/hoặc với dime được nạp qua ống dẫn dòng 18.

Trên Fig.3, hình vẽ dạng sơ đồ của hệ thống sản xuất nhiên liệu phản lực hoặc các nhiên liệu nặng khác từ cồn theo các phương án mô tả ở đây được thể hiện, trong đó các số chỉ dẫn tương tự biểu thị các chi tiết tương tự. Theo phương án này, khi so sánh với Fig.2, một phần của parafin có 8 nguyên tử cacbon được thu hồi qua ống dẫn dòng 58 từ thiết bị cất phân đoạn 56 được tuần hoàn lại thiết bị phản ứng trime hoá 38

qua ống dẫn dòng 64. Parafin có 8 nguyên tử cacbon được tuần hoàn lại có thể có tác dụng như chất pha loãng trong vùng phản ứng trime hoá 40, hạn chế sự tăng nhiệt độ mà có thể xuất hiện trên chiều dài của thiết bị phản ứng.

Trên Fig.4, hình vẽ dạng sơ đồ của hệ thống sản xuất nhiên liệu phản lực hoặc các nhiên liệu nặng khác từ cồn theo các phương án mô tả ở đây được thể hiện, trong đó các số chỉ dẫn tương tự biểu thị các chi tiết tương tự. Theo phương án này, khi so sánh với Fig.3, hai sự tùy chọn đối với dime được thể hiện. Thứ nhất, một phần dime được thu hồi qua ống dẫn dòng 18 có thể đi vòng qua thiết bị phản ứng 38 qua ống dẫn dòng 66, đưa trực tiếp vào thiết bị phản ứng hydro hoá 46. Theo cách này, tỷ lệ tổng thể giữa các sản phẩm có 8 nguyên tử cacbon với sản phẩm có 12 nguyên tử cacbon được tạo ra bởi quy trình này có thể được điều chỉnh, như kiểm soát hỗn hợp sản phẩm để đáp ứng các thay đổi bất kỳ về nhu cầu mà có thể xuất hiện theo thời gian. Thứ hai, một phần dime được thu hồi qua ống dẫn dòng 18 có thể được thu hồi qua ống dẫn dòng 68 để sử dụng làm sản phẩm cuối, như nhiên liệu hoặc nguyên liệu pha trộn nhiên liệu, hoặc dưới dạng chất phản ứng, như với quy trình alkyl hoá phía sau, trong số các loại khác.

Lại xét Fig.2, ví dụ, nhiệt độ, áp suất, và hoạt tính và độ chọn lọc của chất xúc tác trong vùng phản ứng 14 của hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chung 10 có thể tác động đến hỗn hợp sản phẩm được thu hồi ở phần đáy 18. Trong khi các dime và/hoặc các trime của butylen là được ưu tiên, các sản phẩm khác như ete cũng có thể được tạo ra, như bằng phản ứng của isobutanol với isobutylen. Các ete được tạo ra có thể bao gồm, ví dụ, ete diisobutyl, ete có 12 nguyên tử cacbon, và các ete có thể có khác. Tiếp đó, các sản phẩm oxy hoá nặng được thu hồi có thể được tính đến trong nguyên liệu vào thiết bị phản ứng oligome hoá 38 trong đó chúng có thể bổ sung hỗn hợp của các cồn butylic bậc ba, cồn isobutylic, và cồn cao hơn tiềm năng vào các sản phẩm của thiết bị phản ứng 38. Các cồn này có thể được loại bỏ bằng cách sử dụng thiết bị phản ứng chưng cất có chất xúc tác như thiết bị phản ứng 10 thay cho thiết bị phản ứng tầng cố định 38, hoặc bằng cách cất phân đoạn sản phẩm từ thiết bị phản ứng 38 và tuần hoàn lại thiết bị phản ứng 10. Các cồn hoặc ete bất kỳ vào thiết bị phản ứng hydro hoá 46 có thể được chuyển hoá thành các parafin thành phần tương ứng và nước mà có thể được tách ra khỏi các dime và các trime trong cột 56, và được thu hồi trong dòng 58 mà sau đó có thể đòi hỏi bước cất phân đoạn bổ sung trước khi sử dụng làm

nguyên liệu lỏng. Bởi vậy, tốt hơn nếu sử dụng chất xúc tác trong vùng phản ứng 14 mà dẫn đến lượng ete nặng tối thiểu.

Theo các phương án khác, tốt hơn nếu tạo ra hỗn hợp của các dime và các trime isobutylen với các ete có 8 và 12 nguyên tử cacbon để sử dụng làm nhiên liệu, nguyên liệu pha trộn nhiên liệu, hoặc sản phẩm hoặc sản phẩm xử lý phía sau khác. Trong trường hợp này, hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác 10 có thể được sử dụng để tạo ra hỗn hợp, được thu hồi dưới dạng sản phẩm riêng biệt, và để tạo ra đồng thời và tinh chế isobutylen để sử dụng tiếp theo trong việc tạo ra các oligome olefin và các parafin hữu dụng dưới dạng nhiên liệu phản lực hoặc các nhiên liệu nặng khác.

Xét Fig.5, quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực hoặc các nhiên liệu nặng khác được thể hiện, trong đó các số chỉ dẫn tương tự biểu thị các chi tiết tương tự. Tương tự với quy trình trên Fig.2, isobutanol có thể được nạp vào hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chung 10 qua ống dẫn 12. Vị trí nạp liệu trên hệ thống thiết bị phản ứng dạng cột chung 10 có thể là bên trên, bên dưới, hoặc giữa vùng phản ứng chung 14 chứa chất xúc tác loại nước để a) chuyển hoá ít nhất một phần isobutanol thành isobutylen và nước, b) dime hoá ít nhất một phần isobutylen để tạo ra các dime của isobutylen, và c) cho một phần isobutanol phản ứng với sản phẩm isobutylen hoặc oligome isobutylen để tạo ra các ete có từ 8 nguyên tử cacbon trở lên. Trong khi phản ứng đang diễn ra, các sản phẩm phản ứng được cất phân đoạn đồng thời, cho phép isobutylen và nước được thu hồi dưới dạng phần đỉnh 16 và dime isobutylen và các ete có từ 8 nguyên tử cacbon trở lên được thu hồi dưới dạng phần đáy 18. Phần đáy 18, chứa các dime và ete có thể được thu hồi để sử dụng làm nhiên liệu, nguyên liệu pha trộn nhiên liệu, hoặc cho sự xử lý tiếp theo khác.

Phần đỉnh 16 có thể được ngưng tụ một phần bởi sự trao đổi nhiệt gián tiếp trong bộ làm nguội 20, và phần ngưng có thể được thu gom trong thùng trên đỉnh 22. Nước và isobutylen có thể tạo ra hỗn hợp đồng sôi, và các điều kiện trong hệ thống trên đỉnh cần được duy trì để ngưng tụ hầu như toàn bộ nước trong phần đỉnh. Tiếp đó, nước và isobutylen ngưng tụ có thể được tách pha trong thùng trên đỉnh 22, trong đó isobutylen có thể được tuần hoàn lại hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác 10 qua ống dẫn dòng 24 và bơm 26, và nước có thể được thu hồi qua ống dẫn dòng 28.

Isobutylen không ngưng tụ có thể được thu hồi từ thùng trên đỉnh 22 và được đưa qua bộ làm lạnh 30 để ngưng tụ isobutylen, được thu hồi trong 32. Các phần nhẹ và phần không ngưng tụ được có thể được thu hồi từ thùng 32 qua ống dẫn dòng 34, và isobutylen có thể được thu hồi từ thùng 32 qua ống dẫn dòng 36. Theo cách này, sản phẩm isobutylen có độ tinh khiết cao có thể được thu hồi để xử lý thêm. Theo một số phương án, phần isobutylen được thu hồi qua ống dẫn dòng 36 có thể chứa isobutylen với lượng lớn hơn 90% khối lượng; isobutylen với lượng lớn hơn 95% khối lượng theo phương án khác; isobutylen với lượng lớn hơn 98% khối lượng theo phương án khác; isobutylen với lượng lớn hơn 99% khối lượng theo phương án khác; và isobutylen với lượng lớn hơn 99,5% khối lượng theo phương án khác nữa.

Tiếp đó nguyên liệu isobutylen có độ tinh khiết cao được thu hồi hoặc một phần của nó có thể được nạp qua ống dẫn dòng 62 vào thiết bị phản ứng tầng cố định 38 có vùng phản ứng 40 chứa chất xúc tác axit để chuyển hoá ít nhất một phần isobutylen thành các oligome isobutylen. Nếu cần, nguyên liệu isobutylen có thể được gia nhiệt hoặc làm nguội trước khi tiếp xúc với chất xúc tác bởi sự trao đổi nhiệt gián tiếp trong bộ gia nhiệt 42. Ngoài ra, nếu cần, nước và/hoặc cồn bất kỳ còn lại trong phần isobutylen được thu hồi có thể được tách trước khi nạp isobutylen vào thiết bị phản ứng oligome hoá.

Sau khi chuyển hoá một phần hoặc toàn bộ isobutylen trong thiết bị phản ứng 38, dòng ra khỏi thiết bị phản ứng 38 có thể được nạp qua ống dẫn dòng 44 vào thiết bị phản ứng tầng cố định 46 có vùng phản ứng 48 chứa chất xúc tác hydro hoá để chuyển hoá oligome olefin trong dòng ra thành parafin. Hydro có thể được đưa vào qua ống dẫn dòng 50 và được nạp cùng với nguyên liệu, như được minh hoạ, hoặc có thể được nạp ở nhiều điểm dọc theo chiều dài của vùng phản ứng 48. Nếu cần, dòng ra khỏi thiết bị phản ứng 38 có thể được gia nhiệt hoặc làm nguội trước khi tiếp xúc với chất xúc tác hydro hoá bởi sự trao đổi nhiệt gián tiếp trong bộ gia nhiệt 52.

Tiếp đó, dòng ra khỏi thiết bị hydro hoá 46 có thể được nạp qua ống dẫn dòng 54 vào thiết bị cất phân đoạn 56 để tách các olefin và parafin có 8 nguyên tử cacbon ra khỏi parafin có 12 nguyên tử cacbon. Hydrocacbon có 8 nguyên tử cacbon có thể được thu gom dưới dạng phần đỉnh qua ống dẫn dòng 58 và parafin có 12 nguyên tử cacbon có thể được thu gom qua ống dẫn dòng 60. Như nêu trên, các phần đỉnh và phần đáy

được thu hồi từ cột 56 có thể được sử dụng làm nhiên liệu hoặc nguyên liệu pha trộn nhiên liệu thích hợp cho các điểm sôi của chúng.

Sự chuyển hoá isobutanol thành isobutan bằng quy trình tổng thể được minh hoạ trên Fig.2 đến Fig.5 là không mong muốn, vì đầu ra cho isobutan không được cần. Như vậy, tốt hơn nếu chuyển hoá isobutylen nạp vào thiết bị phản ứng 38 thành các oligome càng nhiều càng tốt. Theo một số phương án, mức chuyển hoá isobutylen bằng cách oligome hoá có thể lớn hơn 98% khối lượng; lớn hơn 99% khối lượng theo phương án khác; và lớn hơn 99,5% khối lượng theo phương án khác.

Các dòng tuần hoàn tương tự hoặc biến thể quy trình được mô tả ở trên đối với các Fig.2 đến Fig.4 cũng có thể được sử dụng với quy trình như được minh hoạ trên Fig.5. Ví dụ, một phần của phần đỉnh 58 có thể được tuần hoàn qua ống dẫn dòng 64 để điều chỉnh phản ứng oligome hoá trong thiết bị phản ứng 38.

Các phương án khác với các phương án nêu trên không được minh hoạ. Tuy nhiên, chuyên gia trong lĩnh vực này sẽ có thể nhận thấy các sơ đồ quy trình như vậy trên cơ sở phần mô tả và các hình vẽ được giới thiệu.

Như nêu trên, các phương án được mô tả ở đây đề cập đến sự chuyển hoá các cồn thấp để tạo ra các sản phẩm nằm trong khoảng từ nhiên liệu phản lực, diezen, và nhiên liệu nặng khác. Trong khi phần mô tả bao gồm một số lượng giới hạn các phương án, người có hiểu biết trung bình trong lĩnh vực này sẽ nhận thấy rằng các phương án khác có thể được thực hiện mà không nằm ngoài phạm vi của sáng chế. Do vậy, phạm vi của sáng chế sẽ chỉ bị giới hạn bởi yêu cầu bảo hộ kèm theo.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác, trong đó quy trình này bao gồm các bước:

cho ít nhất một hợp chất isoalkanol có từ 3 đến 5 nguyên tử cacbon tiếp xúc với chất xúc tác thứ nhất để chuyển hoá ít nhất một phần isoalkanol thành isoalken, các dime isoalken, và nước;

cho ít nhất một phần các dime isoalken tiếp xúc với chất xúc tác thứ hai, trong đó chất xúc tác thứ hai bao gồm ít nhất một trong số: chất xúc tác nhựa được cải biến bằng kim loại, đất sét đã được xử lý bằng axit phosphoric, và đất sét đã được xử lý bằng HF, ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 0°C đến 200°C, để chuyển hoá ít nhất một phần các dime isoalken này thành các trime isoalken bằng con đường phản ứng: 3 dime $\rightarrow$ 2 trime; và

xử lý bằng hydro các trime isoalken để tạo ra các isoalkan hữu dụng dưới dạng nhiên liệu phản lực, dầu hoả, hoặc các nhiên liệu nặng khác.

2. Quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác, trong đó quy trình này bao gồm các bước:

nạp isobutanol vào hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ nhất;

đồng thời trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác:

cho isobutanol tiếp xúc với chất xúc tác thứ nhất để chuyển hoá ít nhất một phần isobutanol thành isobutylen, các dime của isobutylen, và nước;

cất phân đoạn isobutylen và nước ra khỏi các dime của isobutylen;

thu hồi isobutylen và nước dưới dạng phần đỉnh ra khỏi hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác;

thu hồi các dime isobutylen dưới dạng phần đáy ra khỏi hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác;

nạp phần đáy này vào thiết bị phản ứng thứ nhất có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ hai, trong đó chất xúc tác thứ hai bao gồm ít nhất một trong số chất xúc tác nhựa được cải biến bằng kim loại, đất sét đã được xử lý bằng axit phosphoric, và đất sét đã được xử lý bằng HF;

cho phần đáy này tiếp xúc với chất xúc tác thứ hai ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 0°C đến 200°C để chuyển hoá ít nhất một phần các dime isobutylen thành các trime isobutylen bằng con đường phản ứng: 3 dime isobutylen $\rightarrow$ 2 trime isobutylen;

thu hồi dòng ra khỏi thiết bị phản ứng chứa các trime isobutylen và các dime isobutylen chưa phản ứng bất kỳ;

nạp hydro và ít nhất một phần dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất vào thiết bị phản ứng thứ hai có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ ba;

cho hydro và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất tiếp xúc với chất xúc tác thứ ba để hydro hoá ít nhất một phần các trime isobutylen thành các parafin có 12 nguyên tử cacbon và để hydro hoá ít nhất một phần các dime isobutylen chưa phản ứng bất kỳ trong dòng ra thành các parafin có 8 nguyên tử cacbon;

thu hồi dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai chứa các parafin có 8 và 12 nguyên tử cacbon;

tách dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai trong các thiết bị cất phân đoạn;

thu hồi các parafin có 8 nguyên tử cacbon dưới dạng phần đỉnh ra khỏi thiết bị cất phân đoạn; và

thu hồi các parafin có 12 nguyên tử cacbon dưới dạng phần đáy ra khỏi thiết bị cất phân đoạn.

3. Quy trình theo điểm 2, trong đó chất xúc tác thứ nhất bao gồm ít nhất một chất xúc tác trong số chất xúc tác nhựa và chất xúc tác nhựa được cải biến bằng kim loại.

4. Quy trình theo điểm 2, trong đó chất xúc tác thứ hai bao gồm ít nhất 50% một hoặc nhiều nhóm axit sulfonic được làm trung hoà bằng một hoặc nhiều ion kim loại được chọn từ các nhóm 4-12 của bảng hệ thống tuần hoàn, kim loại đất hiếm hoặc hỗn hợp của chúng.

5. Quy trình theo điểm 2, trong đó chất xúc tác thứ ba bao gồm ít nhất một chất xúc tác trong số chất xúc tác Ni/Mo được mang, chất xúc tác Co/Mo được mang, chất xúc tác Pd/Pt được mang, và chất xúc tác Pt được mang.

6. Quy trình theo điểm 2, trong đó quy trình này còn bao gồm bước tuần hoàn ít nhất một phần các parafin có 8 nguyên tử cacbon, ít nhất một phần các parafin có 12

nguyên tử cacbon hoặc hỗn hợp của chúng trở lại thiết bị phản ứng thứ nhất với tỷ lệ của dime với parafin nằm trong khoảng từ 0,1:1 đến 20:1.

7. Quy trình theo điểm 2, trong đó quy trình này còn bao gồm tách nước ra khỏi isobutylen.

8. Quy trình theo điểm 7, trong đó quy trình này còn bao gồm các bước:

 nạp ít nhất một phần isobutylen vào thiết bị phản ứng thứ nhất; và

 cho isobutylen và các dime isobutylen tiếp xúc với chất xúc tác thứ hai để phản ứng ít nhất một phần isobutylen và các dime isobutylen để tạo ra các trime isobutylen.

9. Quy trình theo điểm 2, trong đó quy trình này còn bao gồm bước tuần hoàn ít nhất một phần isobutylen trở lại hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác dưới dạng dòng hồi lưu.

10. Quy trình theo điểm 2, trong đó quy trình này còn bao gồm bước thu hồi ít nhất một phần các dime isobutylen, thu hồi ít nhất một phần các parafin có 8 nguyên tử cacbon, và thu hồi isobutylen, và sử dụng ít nhất một phần các dime isobutylen đã thu hồi, một phần parafin có 8 nguyên tử cacbon hoặc isobutylen làm nhiên liệu, nguyên liệu pha trộn nhiên liệu, hoặc chất phản ứng.

11. Quy trình theo điểm 2, trong đó vùng phản ứng trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác ở áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 300 bar (100 đến 30000Kpa) và nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50°C đến 300°C.

12. Quy trình theo điểm 2, trong đó vùng phản ứng trong thiết bị phản ứng thứ nhất ở áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 50 bar (100 đến 5000Kpa) và nhiệt độ nằm trong khoảng từ 10°C đến 120°C.

13. Quy trình theo điểm 2, trong đó vùng phản ứng trong thiết bị phản ứng thứ hai ở áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 100 bar (100 đến 10000Kpa) và nhiệt độ nằm trong khoảng từ 100°C đến 500°C.

14. Quy trình theo điểm 2, trong đó quy trình này còn bao gồm bước duy trì các điều kiện trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác để đạt được mức chuyển hoá hầu như hoàn toàn isobutanol.

15. Quy trình sản xuất nhiên liệu phản lực và nhiên liệu nặng khác, trong đó quy trình này bao gồm các bước:

 nạp isobutanol vào hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ nhất;

 đồng thời trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác:

 cho isobutanol tiếp xúc với chất xúc tác thứ nhất để:

 (a) chuyển hoá ít nhất một phần isobutanol thành isobutylen và nước,

 (b) cho isobutylen được tạo ra để tạo ra các dime isobutylen, và

 (c) cho một phần isobutylen hoặc các dime isobutylen được tạo ra phản ứng với isobutanol để tạo ra các ete;

 cất phân đoạn isobutylen và nước ra khỏi các ete và các dime isobutylen này;

 thu hồi các ete và các dime isobutylen này dưới dạng phần đáy ra khỏi hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác;

 thu hồi isobutylen và nước dưới dạng phần đỉnh ra khỏi hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác;

 tách phần đỉnh để thu hồi phần nước và phần isobutylen;

 nạp phần isobutylen này vào thiết bị phản ứng thứ nhất có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ hai có hoạt tính hoà tan và alkyl hoá, trong đó chất xúc tác thứ hai bao gồm ít nhất một chất xúc tác trong số chất xúc tác nhựa được cải biến bằng kim loại, đất sét đã được xử lý bằng axit phosphoric và chất xúc tác đã được xử lý bằng HF;

 cho phần isobutylen này tiếp xúc với chất xúc tác thứ hai ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 0°C đến 200°C để chuyển hoá ít nhất một phần isobutylen thành các dime isobutylen;

 và để chuyển hoá ít nhất một phần các dime isobutylen thành trime isobutylen bằng con đường phản ứng: 3 isobutylen dime $\longrightarrow$ 2 isobutylen trime;

 thu hồi dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất chứa các isobutylen dime và trime này và isobutylen chưa phản ứng bất kỳ;

 nạp hydro và ít nhất một phần dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất vào thiết bị phản ứng thứ hai có ít nhất một vùng phản ứng chứa chất xúc tác thứ ba;

 cho hydro và dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ nhất tiếp xúc với chất xúc tác thứ ba để hydro hoá ít nhất một phần các isobutylen dime và trime thành các parafin;

thu hồi dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai chứa các parafin có 8 và 12 nguyên tử cacbon;

tách dòng ra khỏi thiết bị phản ứng thứ hai trong thiết bị cất phân đoạn;

thu hồi các parafin có 8 nguyên tử cacbon dưới dạng phần đỉnh ra khỏi thiết bị cất phân đoạn; và

thu hồi các parafin có 12 nguyên tử cacbon dưới dạng phần đáy ra khỏi thiết bị cất phân đoạn.

16. Quy trình theo điểm 15, trong đó chất xúc tác thứ nhất bao gồm ít nhất một chất xúc tác trong số: chất xúc tác nhựa và chất xúc tác nhựa được cải biến bằng kim loại.

17. Quy trình theo điểm 15, trong đó chất xúc tác thứ ba bao gồm ít nhất một chất xúc tác trong số: chất xúc tác Ni/Mo được mang, chất xúc tác Co/Mo được mang, chất xúc tác Pd/Pt được mang, và chất xúc tác Pt được mang.

18. Quy trình theo điểm 15, trong đó quy trình này còn bao gồm bước tuần hoàn ít nhất một phần các parafin có 8 nguyên tử cacbon, ít nhất một phần các parafin có 12 nguyên tử cacbon, hoặc hỗn hợp của chúng trở lại thiết bị phản ứng thứ nhất với tỷ lệ của dime với parafin nằm trong khoảng từ 0,1:1 đến 20:1.

19. Quy trình theo điểm 15, trong đó quy trình này còn bao gồm bước tuần hoàn ít nhất một phần phần đỉnh trở lại hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất có chất xúc tác dưới dạng dòng hồi lưu.

20. Quy trình theo điểm 15, trong đó vùng phản ứng trong hệ thống thiết bị phản ứng chưng cất có chất xúc tác ở áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 300 bar (100 đến 30000Kpa) và nhiệt độ nằm trong khoảng từ 50°C đến 300°C.

21. Quy trình theo điểm 15, trong đó vùng phản ứng trong thiết bị phản ứng thứ nhất ở áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 50 bar (100 đến 5000Kpa) và nhiệt độ nằm trong khoảng từ 10°C đến 120°C.

22. Quy trình theo điểm 15, trong đó vùng phản ứng trong thiết bị phản ứng thứ hai ở áp suất nằm trong khoảng từ 1 đến 100 bar (100 đến 10000Kpa) và nhiệt độ nằm trong khoảng từ 100°C đến 500°C.

23. Quy trình theo điểm 15, trong đó quy trình này còn bao gồm bước duy trì các điều kiện trong hệ thống thiết bị phản ứng chung cất có chất xúc tác để đạt được mức chuyển hoá hầu như hoàn toàn isobutanol.

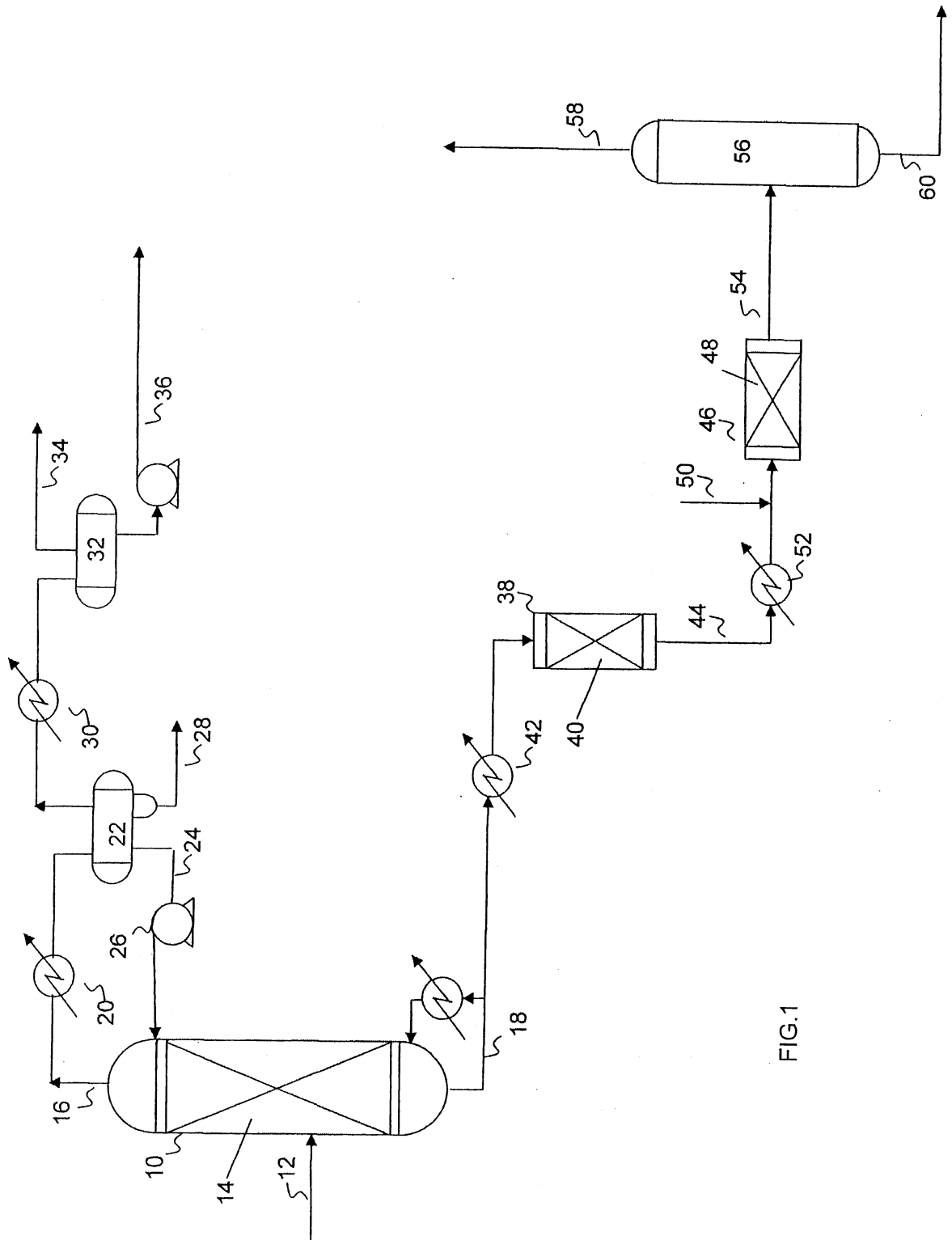


FIG.1

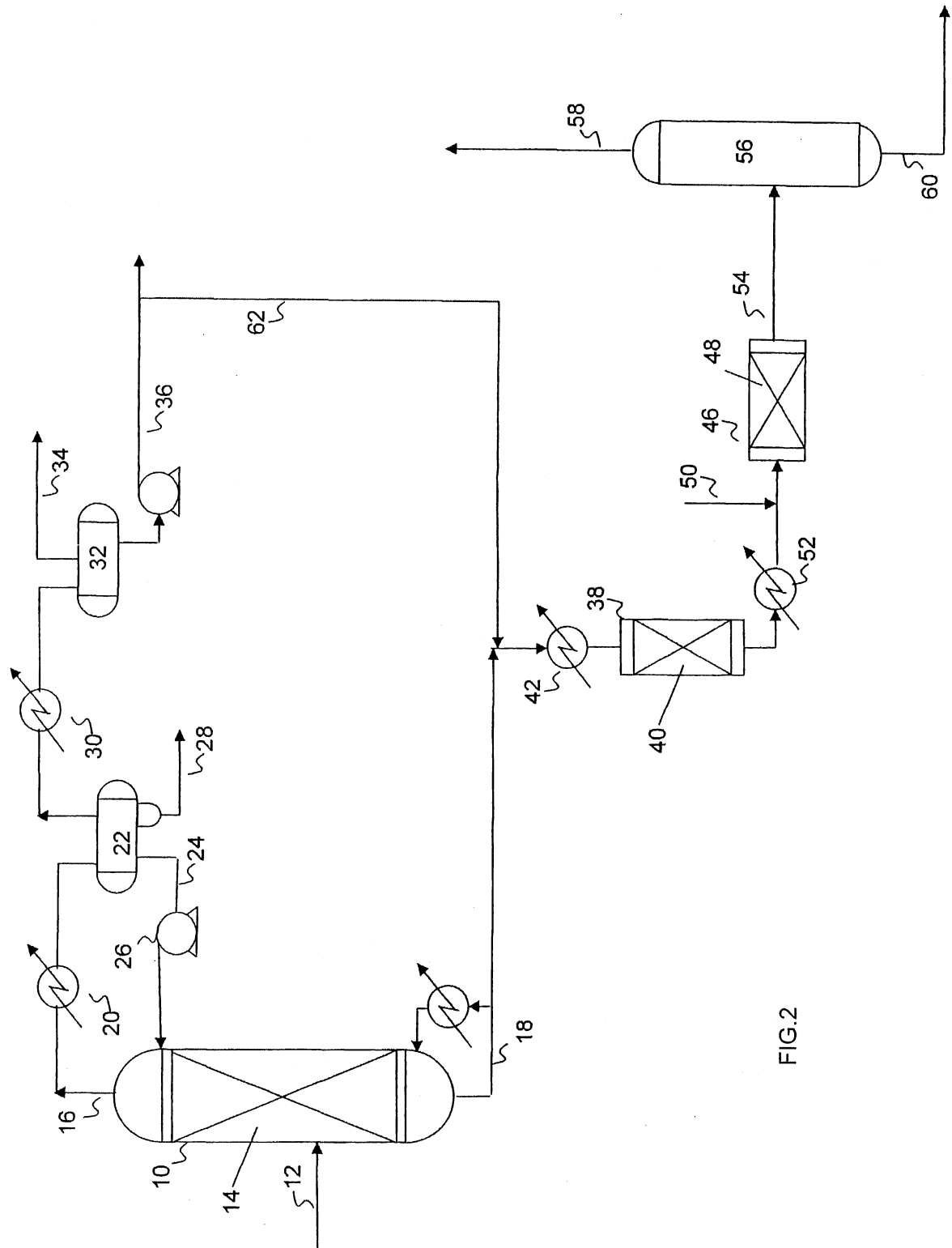


FIG. 2

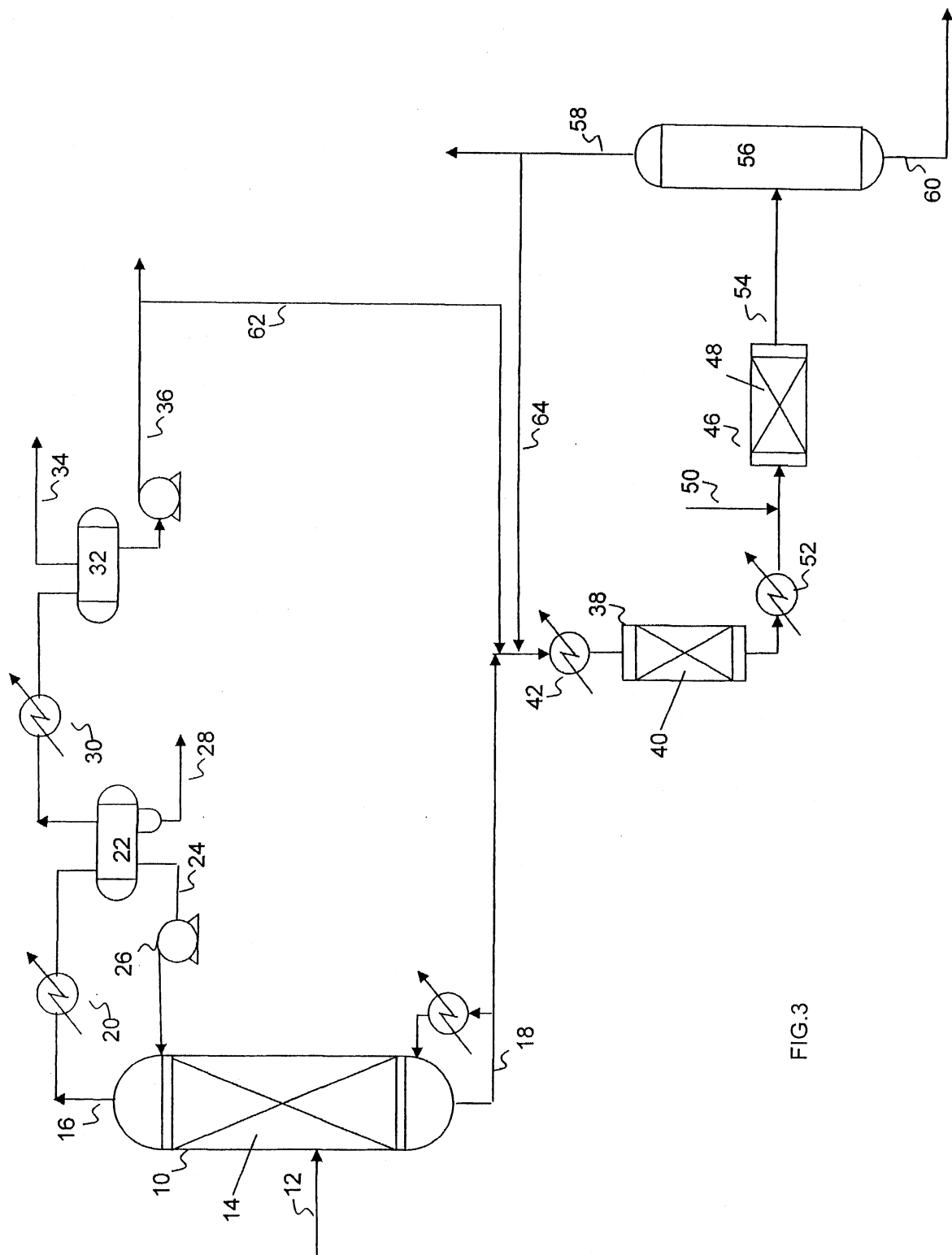


FIG.3

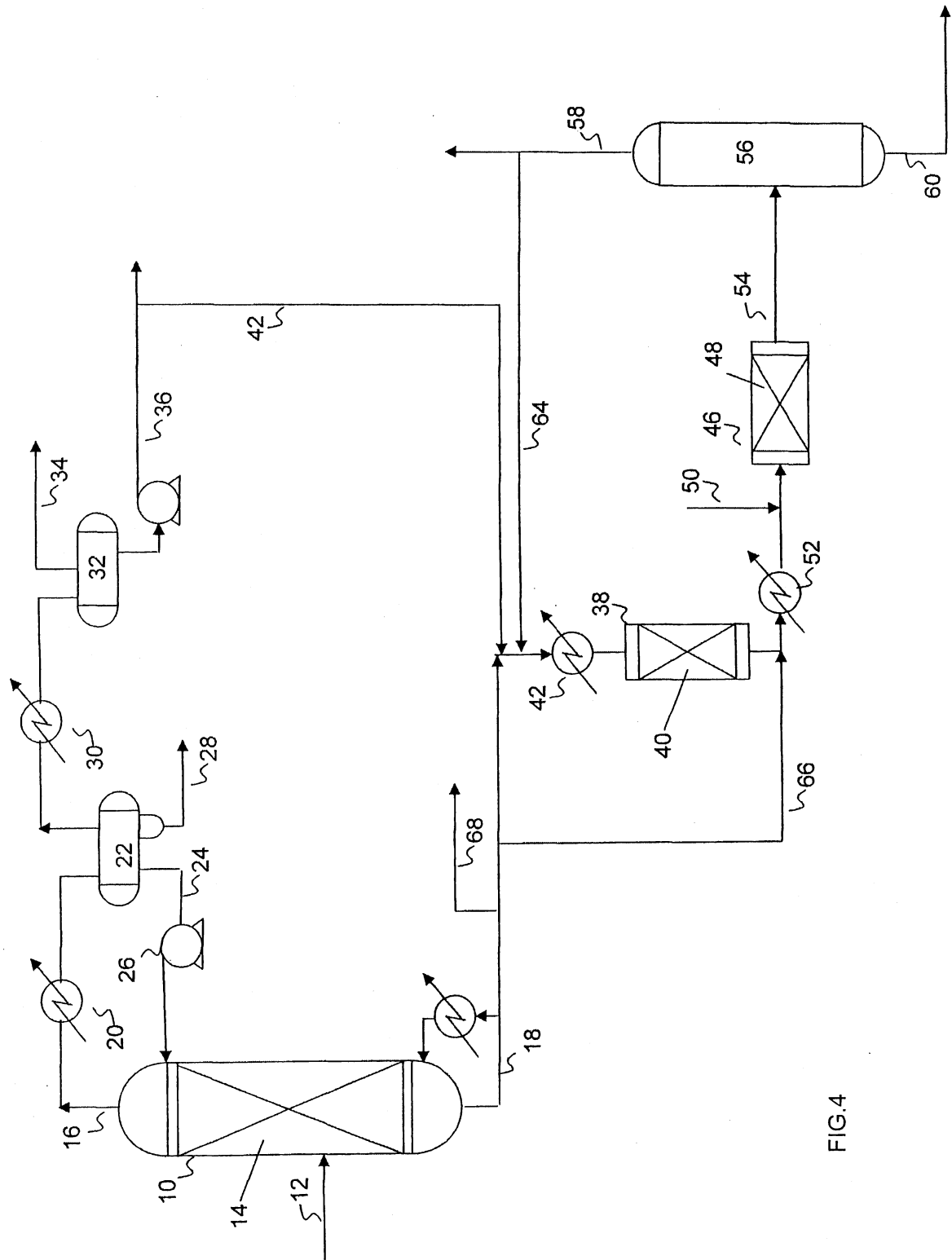


FIG. 4

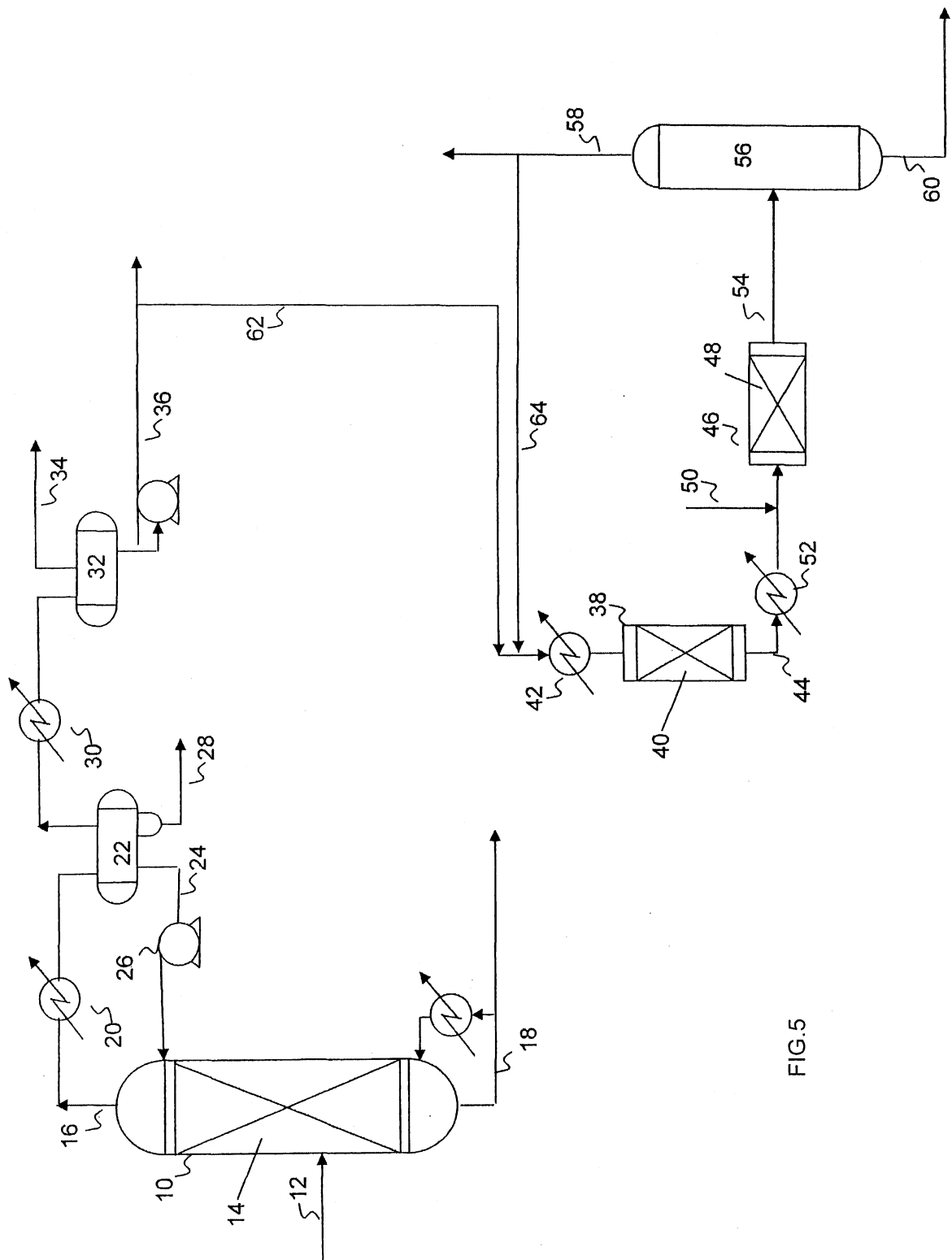


FIG. 5