



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

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



1-0050563

(51)^{2021.01} **B01D 11/04; C07C 43/13; C07C 41/42;** (13) **B**
B01D 3/14; C07C 41/38

-
- | | |
|---|-------------------------------|
| (21) 1-2022-07176 | (22) 23/03/2021 |
| (86) PCT/EP2021/057423 23/03/2021 | (87) WO2021/204531 14/10/2021 |
| (30) 20168126.9 06/04/2020 EP | |
| (45) 25/08/2025 449 | (43) 27/01/2023 418A |
| (73) 1. EVONIK OPERATIONS GMBH (DE)
Rellinghauser Strasse 1-11, 45128 Essen, Germany
2. Thyssenkrupp Uhde GmbH (DE)
Eriedrich-Uhde-Strasse 15, 44141 Dortmund, GERMANY | |
| (72) KLEIBER, Michael (DE); HOFEN, Willi (DE). | |
| (74) Công ty Luật TNHH Phạm và Liên danh (PHAM & ASSOCIATES) | |
-

(54) QUY TRÌNH VÀ HỆ THỐNG THU HỒI CÁC METOXYPROPANOL TỪ DÒNG NƯỚC THẢI

(21) 1-2022-07176

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình và hệ thống thu hồi 1-metoxy-2-propanol và 2-metoxy-1-propanol từ dòng nước thải bằng cách chiết xuất lỏng-lỏng, sau đó chưng cất chiết xuất, chưng cất các metoxypropanol này từ dung môi chiết xuất và phân tách chưng cất các chất đồng phân metoxypropanol. Dung môi chiết xuất được thu hồi được tái tuần hoàn vào bước chiết xuất và bước chưng cất chiết xuất. Nhiệt truyền từ dung môi chiết xuất được thu hồi vào sản phẩm chiết xuất được cấp vào bước chưng cất chiết xuất làm giảm nhu cầu năng lượng của quy trình. Sáng chế cũng đề cập đến hệ thống để thực hiện quy trình này bao gồm cột chiết xuất ngược dòng (1), cột chưng cất chiết xuất (3), cột chưng cất thu hồi dung môi (4), cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5) và bộ trao đổi nhiệt (8) để truyền nhiệt từ dung môi chiết xuất được thu hồi vào sản phẩm chiết xuất được cấp vào bước chưng cất chiết xuất.

Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình và hệ thống thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải được tạo ra trong quy trình sản xuất propen oxit bằng cách epoxy hóa propen bằng hydroperoxit trong dung môi metanol.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Quy trình epoxy hóa propen bằng hydroperoxit trong dung môi metanol trong sự có mặt của chất xúc tác epoxy hóa titan zeolit đã trở thành quy trình công nghiệp chính để sản xuất propen oxit. Do phản ứng epoxy hóa tạo ra nước từ hydroperoxit và hydroperoxit được sử dụng làm dung dịch nước, nên quy trình này sản sinh dòng nước thải. Dòng nước thải này thường chứa 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol hòa tan được tạo ra dưới dạng các sản phẩm phụ từ phản ứng của propen oxit với dung môi metanol. Việc thu hồi các metoxypropanol từ dòng nước thải được mong muốn không chỉ do các chất này có giá trị thương mại mà còn để giảm tổng lượng cacbon hữu cơ của dòng nước thải này, nhờ đó giảm kích cỡ của hệ thống cần thiết để xử lý dòng nước thải để xả vào vùng nước.

WO99/23052 đề cập đến quy trình thu hồi các sản phẩm phụ 1-clo-3-metoxi-2-propanol, 1-clo-2-metoxi-3-propanol, 1,3-diclopropanol, 2,3-diclopropanol và 1-clo-2,3-dihydroxypropan bằng cách chiết xuất lỏng-lỏng dòng nước thải, thu được từ quy trình sản xuất epiclohydrin bằng cách epoxy hóa allylclorua bằng hydro, bằng dung môi chiết xuất là trialkylphosphin. Tài liệu này gợi ý sử dụng cùng phương pháp chiết xuất để thu hồi các sản phẩm phụ từ dòng nước thải thu được từ quy trình epoxy hóa propen bằng hydroperoxit.

WO2006/006981 đề cập đến quy trình thu hồi propylen glycol và propylen glycol monometylete từ dòng nước bằng cách chiết xuất lỏng-lỏng ngược dòng bằng propen hoặc propan dạng lỏng. Tuy nhiên, quy trình này cần vận hành bước chiết xuất ở áp suất cao hơn 13 bar và thể tích lớn của dung môi chiết xuất do các hệ số phân bố không thuận lợi.

WO2004/000773 đề cập đến quy trình thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải thu được từ quy trình sản xuất propen oxit trong đó dòng này được xử lý bằng bước chưng cất để thu được sản phẩm đỉnh giàu các metoxypropanol, sản phẩm đỉnh này được khử nước bằng bước chưng cất hỗn hợp đẳng phí, bước chưng cất chiết xuất hoặc bước bay hơi nước qua màng và hỗn hợp dạng khan thu được chứa 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol được chưng cất để phân tách các chất đồng phân metoxypropanol.

CN 110272333 A và CN 110330413 A cũng đề cập đến phương pháp thu hồi các metoxypropanol từ dòng nước thải trong đó dòng này được xử lý bằng bước chưng cất để thu được sản phẩm đỉnh giàu các metoxypropanol và sản phẩm đỉnh này được chiết xuất bằng dung môi bằng cách chiết xuất lỏng-lỏng trong hệ thống trộn lỏng hoặc cột chiết xuất ngược dòng. Các dung môi chiết xuất được bộc lộ là diisobutyl keton (2,6-dimetylheptan-4-on), isobutyl axeton (5-metylhexan-2-on), 4,6-dimetylheptan-2-on, 1,3-dimetylbutanol và diisobutyl metanol (2,6-dimetylheptan-4-ol). Sản phẩm chiết xuất được chưng cất để thu hồi dung môi chiết xuất dưới dạng sản phẩm đáy và hỗn hợp chứa nước và các metoxypropanol dưới dạng sản phẩm đỉnh, sau đó khử nước hỗn hợp này trong bước chưng cất để thu được sản phẩm đáy dạng khan chứa các metoxypropanol và sản phẩm đỉnh chứa nước và các metoxypropanol là nguyên liệu dạng nước được tái tuần hoàn vào bước chiết xuất. CN 110330413 A cũng đề cập đến phương pháp thu hồi các metoxypropanol từ dòng nước thải mà không cần bước cô trước bằng cách chưng cất, bước chiết xuất được thực hiện ở nhiệt độ được gia tăng nằm trong khoảng từ 95°C đến 125°C.

CN 110606799 A đề cập đến phương pháp thu hồi các sản phẩm phụ từ quy trình sản xuất propen oxit từ propen và hydroperoxit bao gồm bước chưng cất để thu được sản phẩm đỉnh dạng nước giàu các metoxypropanol và bước chiết xuất sản phẩm đỉnh này bằng triflodicloetan hoặc triflotricloetan. Tuy nhiên, việc sử dụng các hợp chất này làm dung môi bị cấm hoặc sẽ bị cấm theo Nghị định thư Montreal.

T. Zhao et al., Chem. Eng. Res. Des. 132 (2018) 399-408 và CN 107032966 đề cập đến phương pháp thu hồi 1-metoxi-2-propanol từ dung dịch nước bằng cách chiết xuất lỏng-lỏng bằng dung môi chiết xuất là axit 2-etylhexanoic, xử lý sản phẩm chiết

xuất bằng bước chưng cất chiết xuất bằng cách sử dụng cùng dung môi chiết xuất để thu được sản phẩm đáy dạng khan chứa 1-metoxi-2-propanol và axit 2-ethylhexanoic, phân tách sản phẩm đáy này bằng cách chưng cất và tái tuần hoàn dung môi chiết xuất. Phương pháp thu hồi này được phát hiện là hữu hiệu về mặt năng lượng hơn so với phương pháp chưng cất chiết xuất chỉ bằng axit 2-ethylhexanoic, phương pháp khử nước hỗn hợp đẳng phí dị pha clorofom hoặc tổ hợp của phương pháp chiết xuất lỏng-lỏng với phương pháp khử nước hỗn hợp đẳng phí dị pha.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Các tác giả sáng chế đã phát triển được quy trình thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải thu được từ quy trình sản xuất propen oxit bằng cách epoxy hóa propen bằng hydroperoxit trong dung môi metanol, sử dụng tổ hợp của bước chiết xuất và bước chưng cất chiết xuất có thu hồi nhiệt tối ưu và làm giảm đáng kể mức tiêu thụ năng lượng của quy trình thu hồi này. Quy trình này có thể được sử dụng cho dòng nước thải chứa dung môi metanol còn dư và sản phẩm phụ amin hữu cơ và làm giảm hữu hiệu hàm lượng của các tạp chất hữu cơ trong dòng nước thải mà không cần gia nhiệt dòng này để chưng cất.

Sáng chế đề cập đến quy trình thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải, bao gồm các bước sau:

chiết xuất dòng nước thải bằng dòng dung môi chiết xuất trong cột chiết xuất ngược dòng ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 20°C đến 60°C để thu được dòng sản phẩm tinh chế và dòng sản phẩm chiết xuất,

gia nhiệt dòng sản phẩm chiết xuất bằng cách nạp dòng này qua bộ trao đổi nhiệt ở phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt để thu được dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt,

xử lý dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt bằng bước chưng cất chiết xuất trong cột chưng cất chiết xuất có cửa nạp để nạp dung môi chiết xuất ở phía trên cửa nạp để nạp dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt để thu được dòng đỉnh thứ nhất giàu nước và dòng đáy thứ nhất cạn kiệt nước so với dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt,

chưng cất dòng đáy thứ nhất trong cột chưng cất thu hồi dung môi để thu được dòng đỉnh thứ hai chứa 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol và dòng đáy thứ hai chứa dung môi chiết xuất được thu hồi,

chưng cất dòng đỉnh thứ hai trong cột chưng cất phân tách chất đồng phân để thu được dòng đỉnh thứ ba chứa 1-metoxi-2-propanol và dòng đáy thứ ba chứa 2-metoxi-1-propanol,

làm nguội dòng đáy thứ hai bằng cách nạp dòng này qua bộ trao đổi nhiệt ở phía phân phối nhiệt của bộ trao đổi nhiệt để thu được dòng dung môi chiết xuất được thu hồi, và

nạp một phần của dòng dung môi chiết xuất được thu hồi dưới dạng dòng dung môi chiết xuất vào bước a) và một phần của dòng dung môi chiết xuất được thu hồi dưới dạng dòng dung môi chiết xuất vào bước c).

Sáng chế cũng đề cập đến hệ thống thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải, bao gồm cột chiết xuất ngược dòng có cửa cấp, cửa nạp dung môi chiết xuất, cửa xả sản phẩm tinh chế và cửa xả sản phẩm chiết xuất; cột chưng cất chiết xuất có cửa cấp, cửa nạp dung môi chiết xuất ở phía trên cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh và cửa xả sản phẩm đáy; cột chưng cất thu hồi dung môi có cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh và cửa xả sản phẩm đáy; cột chưng cất phân tách chất đồng phân có cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh và cửa xả sản phẩm đáy; bộ trao đổi nhiệt có phía cấp nhiệt và phía hấp thụ nhiệt, đều có cửa nạp và cửa xả; đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng với cửa nạp của phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt; đường ống dẫn nối cửa xả của phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt với cửa cấp của cột chưng cất chiết xuất; đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất chiết xuất với cửa cấp của cột chưng cất thu hồi dung môi; đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất thu hồi dung môi với cửa cấp của cột chưng cất phân tách chất đồng phân; đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất thu hồi dung môi với cửa nạp của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt; và các đường ống dẫn nối cửa xả của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng và cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chưng cất chiết xuất.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 là hình vẽ thể hiện hệ thống thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải theo sáng chế chứa cột chưng cất tạp chất nhẹ bổ sung và bộ kết tụ để thu hồi dung môi chiết xuất từ dòng sản phẩm tinh chế thoát ra khỏi cột chiết xuất. Các nồi hơi đun lại và các bộ ngưng tụ của các cột chưng cất đã được bỏ qua để rõ ràng. Các số tham chiếu in nghiêng đề cập đến các dấu hiệu của quy trình.

Mô tả chi tiết sáng chế

Quy trình theo sáng chế thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải bằng cách chiết xuất dòng này bằng dòng dung môi chiết xuất trong cột chiết xuất ngược dòng.

Tốt hơn nếu dòng nước thải để thu hồi các metoxypropanol là dòng nước thải từ quy trình sản xuất propen oxit bằng cách epoxy hóa propen bằng hydroperoxit trong dung môi metanol. Dòng nước thải có thể là sản phẩm đáy từ hệ thống chưng cất để thu hồi dung môi metanol nhưng tốt hơn nếu dòng nước thải là sản phẩm ngưng tụ thu được từ bước chưng cất nước từ sản phẩm đáy như vậy. Khi hệ thống bay hơi và chưng cất nhiều giai đoạn được sử dụng để chưng cất nước từ sản phẩm đáy này, tốt hơn nếu dòng nước thải là sản phẩm ngưng tụ từ giai đoạn bay hơi và chưng cất thứ nhất.

Dòng nước thải, được chiết xuất trong quy trình theo sáng chế, tốt hơn nếu chứa 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol ở lượng kết hợp nằm trong khoảng từ 1% đến 10% khối lượng, tốt hơn nữa nếu nằm trong khoảng từ 2% đến 6% khối lượng. Quy trình theo sáng chế có thể được thực hiện với dòng nước thải có hàm lượng thấp của các metoxypropanol và không cần bước chưng cất trước bước chiết xuất để cô các metoxypropanol bằng cách chưng cất gần hỗn hợp đẳng phí của nước và các metoxypropanol như một số quy trình đã biết.

Ngoài nước và các metoxypropanol, dòng nước thải có thể còn chứa các thành phần bổ sung. Tốt hơn nếu dòng nước thải chứa metanol ở hàm lượng nằm trong khoảng từ 0,1% đến 5% khối lượng, tốt hơn nữa nếu nằm trong khoảng từ 1 đến 3% khối lượng. Quy trình theo sáng chế có thể thu hồi các metoxypropanol từ dòng nước thải có hàm lượng của metanol như vậy mà không cần làm sạch dòng chứa cả metanol và các

metoxypropanol từ quy trình này, như trường hợp của một số quy trình đã biết. Dòng nước thải cũng có thể chứa lượng nhỏ của amoniac và các amin hữu cơ dễ bay hơi như etylamin. Khi amoniac hoặc các amin hữu cơ có mặt trong dòng nước thải, tốt hơn nếu bước chiết xuất được thực hiện bằng dung môi chiết xuất không có tính axit.

Tốt hơn nếu dung môi chiết xuất được sử dụng để chiết xuất dòng nước thải chứa ít nhất một nhóm chức nhận hydro. Các dung môi chiết xuất chứa nhóm chức nhận hydro có thể tạo thành liên kết hydro giữa nhóm chức nhận hydro và nhóm hydroxyl của các metoxypropanol tạo ra hệ số phân lớp tối ưu hơn của các metoxypropanol giữa pha nước và pha sản phẩm chiết xuất so với hệ số phân lớp đạt được các dung môi chiết xuất không phân cực không có nhóm chức nhận hydro. Tốt hơn nếu nhóm chức nhận hydro là nhóm hydroxyl béo, nhóm keton carbonyl, nhóm sulfoxit, nhóm sulfon, nhóm carboxamit, nhóm phosphin oxit hoặc nhóm este phosphoric và dung môi chiết xuất có thể chứa một số nhóm này cũng như tổ hợp của các nhóm này. Theo phương án ưu tiên, dung môi chiết xuất là rượu béo có từ 7 đến 14 nguyên tử cacbon, tốt nhất nếu 2-ethylhexanol. Tốt hơn nếu các dung môi chiết xuất không chứa các nhóm chức sẽ phản ứng với các metoxypropanol ở các nhiệt độ cao đạt được trong các giai đoạn chưng cất tiếp theo của quy trình, không giống như dung môi chiết xuất đã biết axit 2-ethylhexanoic, có thể phản ứng với 2-ethylhexanol trong phản ứng este hóa để tạo ra các sản phẩm phụ sẽ tích tụ trong quy trình này và làm thay đổi các đặc tính chiết xuất của dung môi chiết xuất.

Tốt hơn nếu dung môi chiết xuất được sử dụng để chiết xuất dòng nước thải có độ hòa tan trong nước ở nhiệt độ 20°C nhỏ hơn 1g/kg và nhiệt độ sôi ở áp suất bằng 1 bar ít nhất bằng 160°C để giảm thiểu tối đa thất thoát của dung môi chiết xuất với dòng sản phẩm tinh chế dạng nước và cho phép phân tách chưng cất hữu hiệu các metoxypropanol từ dung môi chiết xuất. Các dung môi chiết xuất tạo thành hỗn hợp đẳng phí với nước có thể là được sử dụng khi các dung môi chiết xuất này tạo thành hỗn hợp đẳng phí dị pha có nhiệt độ sôi thấp.

Bước chiết xuất của dòng nước thải được thực hiện ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 20°C đến 60°C, tốt hơn nếu nằm trong khoảng từ 30°C đến 45°C, để duy trì khoảng không đồng tan rộng giữa nước và dung môi chiết xuất để thu được cả độ hòa tan thấp của dung môi chiết xuất trong dòng sản phẩm tinh chế dạng nước và độ hòa tan trong

nước thấp trong dòng sản phẩm chiết xuất. Việc thực hiện bước chiết xuất ở khoảng nhiệt độ này cũng cho phép chiết xuất dòng nước thải chứa các tạp chất có nhiệt độ sôi thấp, như metanol, mà sẽ bay hơi ở nhiệt độ chiết xuất cao hơn.

Bước chiết xuất được thực hiện trong cột chiết xuất ngược dòng, tốt hơn nếu trong cột chiết xuất tạo ra hiệu suất phân tách bao gồm từ 5 đến 20 giai đoạn chiết xuất lý thuyết. Tốt hơn nếu kích cỡ và hiệu suất phân tách của cột chiết xuất ngược dòng và tốc độ dòng của dòng dung môi chiết xuất được chọn để chiết xuất nhiều hơn 95% các metoxypropanol từ dòng nước thải, tốt hơn nếu nhiều hơn 98% và tốt nhất nếu nhiều hơn 99% các metoxypropanol.

Tốt hơn nếu dòng sản phẩm tinh chế từ cột chiết xuất ngược dòng được nạp qua bộ kết tụ để kết tụ các giọt nhỏ của dung môi chiết xuất được phân tán trong dòng sản phẩm tinh chế dạng nước. Pha hữu cơ được tạo ra bằng cách kết tụ các giọt nhỏ này được tái tuần hoàn vào bước chiết xuất để cấp dung môi chiết xuất, tốt hơn nếu vào dòng dung môi chiết xuất đi vào cột chiết xuất.

Dòng sản phẩm chiết xuất thu được trong bước chiết xuất được gia nhiệt bằng cách nạp dòng này qua bộ trao đổi nhiệt ở phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt để thu được dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt sau đó được xử lý bằng bước chưng cất chiết xuất.

Dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt được xử lý bằng bước chưng cất chiết xuất trong cột chưng cất chiết xuất có cửa nạp để nạp dung môi chiết xuất ở phía trên cửa nạp để nạp dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt, tốt hơn nếu ở đỉnh của cột chưng cất chiết xuất. Bước chưng cất chiết xuất tạo ra dòng đỉnh thứ nhất giàu nước và dòng đáy thứ nhất cạn kiệt nước so với dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt được cấp vào cột chưng cất chiết xuất. Tốt hơn nếu bước chưng cất chiết xuất được vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 0,1 đến 2 bar, tốt hơn nữa nếu 0,2 đến 0,3 bar, ở đỉnh cột. Tốt hơn nếu tốc độ dòng của dung môi chiết xuất được cấp vào bước chưng cất chiết xuất, tỷ lệ hồi lưu và số lượng của các giai đoạn phân tách lý thuyết của phần cất ở phía dưới cửa nạp để nạp dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt, tỷ lệ hồi lưu và số lượng của các giai đoạn phân tách lý thuyết của phần chiết xuất giữa cửa nạp để nạp dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt và cửa nạp để nạp dung môi chiết xuất và tỷ lệ hồi lưu và số

lượng của các giai đoạn phân tách lý thuyết của phần tinh cất ở phía trên của nạp để nạp dung môi chiết xuất được chọn để thu được dòng đỉnh thứ nhất chứa nhỏ hơn 2% các metoxypropanol được chứa trong dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt được cấp vào cột chưng cất chiết xuất và dòng đáy thứ nhất chứa nhỏ hơn 0,1% nước được chứa trong dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt, cả hai trị số này được tính toán trên cơ sở khối lượng. Theo cách thức này, nước được phân tách với dòng đỉnh thứ nhất ra khỏi các metoxypropanol được thu nhận dưới dạng hỗn hợp với dung môi chiết xuất trong dòng đáy thứ nhất. Khi dung môi chiết xuất là rượu béo có từ 7 đến 14 nguyên tử cacbon, như 2-ethylhexanol hoặc 1-nonanol, tốt hơn nếu tốc độ dòng của dung môi chiết xuất được cấp vào cột chưng cất chiết xuất gấp từ 10 đến 25 lần lượng của các metoxypropanol được cấp vào cột chưng cất chiết xuất với dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt, được tính toán trên cơ sở khối lượng.

Sau đó, dòng đáy thứ nhất từ cột chưng cất chiết xuất còn được chưng cất trong cột chưng cất thu hồi dung môi để thu được dòng đỉnh thứ hai chứa các metoxypropanol, tức là 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol, và dòng đáy thứ hai chứa dung môi chiết xuất được thu hồi. Tốt hơn nếu bước chưng cất thu hồi dung môi được vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 0,1 đến 1,0 bar, tốt hơn nữa nếu 0,1 đến 0,3 bar, ở đỉnh cột. Tốt hơn nếu tỷ lệ hồi lưu và số lượng của các giai đoạn phân tách lý thuyết trong phần cất và phần tinh cất của cột chưng cất thu hồi dung môi được chọn để thu được dòng đỉnh thứ hai chứa nhỏ hơn 0,1% dung môi chiết xuất được chứa trong dòng đáy thứ nhất được cấp vào cột chưng cất thu hồi dung môi và dòng đáy thứ hai chứa nhỏ hơn 2% các metoxypropanol được chứa trong dòng đáy thứ nhất, cả hai trị số này được tính toán trên cơ sở khối lượng.

Dòng đỉnh thứ hai từ bước chưng cất thu hồi dung môi được chưng cất trong cột chưng cất phân tách chất đồng phân để thu được dòng đỉnh thứ ba chứa 1-metoxi-2-propanol và dòng đáy thứ ba chứa 2-metoxi-1-propanol. Tốt hơn nếu cột chưng cất phân tách chất đồng phân được vận hành ở áp suất nằm trong khoảng từ 0,1 đến 2 bar, tốt hơn nữa nếu 0,2 đến 0,6 bar, ở đỉnh cột. Tốt hơn nếu tỷ lệ hồi lưu và số lượng của các giai đoạn phân tách lý thuyết trong phần cất và phần tinh cất của cột chưng cất này được chọn để thu được dòng đỉnh thứ ba chứa nhỏ hơn 0,5% 2-metoxi-1-propanol được chứa trong dòng đỉnh thứ hai được cấp vào cột chưng cất phân tách chất đồng phân và dòng đáy thứ

ba chứa nhỏ hơn 0,5% 1-metoxy-2-propanol được chứa trong dòng đỉnh thứ hai, cả hai trị số này được tính toán trên cơ sở khối lượng.

Dòng đáy thứ hai từ bước chưng cất thu hồi dung môi được nạp qua phía phân phối nhiệt của bộ trao đổi nhiệt được sử dụng để gia nhiệt dòng sản phẩm chiết xuất, làm nguội dòng đáy thứ hai và tạo ra dòng dung môi chiết xuất được thu hồi. Bộ làm nguội bổ sung có thể được sử dụng ở phía sau bộ trao đổi nhiệt để tiếp tục làm nguội dòng đáy thứ hai and provide dòng dung môi chiết xuất được thu hồi ở nhiệt độ được sử dụng trong bước chiết xuất. Quá trình trao đổi nhiệt giữa dòng đáy thứ hai, phân phối nhiệt, và dòng sản phẩm chiết xuất, hấp thụ nhiệt từ dòng đáy thứ hai, dẫn đến làm giảm đáng kể nhu cầu nhiệt của bước chưng cất chất chiết xuất so với các quy trình đã biết bằng cách sử dụng bước chưng cất chất chiết xuất mà không có bước thu hồi nhiệt như vậy.

Một phần của dòng dung môi chiết xuất được thu hồi được nạp vào bước chiết xuất dưới dạng dòng dung môi chiết xuất và một phần khác của dòng dung môi chiết xuất được thu hồi được nạp vào bước chưng cất chiết xuất dưới dạng dung môi chiết xuất. Tốt hơn nếu, chỉ phân đoạn nhỏ của dòng dung môi chiết xuất được thu hồi, tốt hơn nếu nhỏ hơn 0,02% khối lượng, được làm sạch từ quy trình này to ngăn ngừa tích tụ các sản phẩm phụ có nhiệt độ sôi cao trong dung môi chiết xuất, với phần còn lại được tái tuần hoàn vào bước chiết xuất hoặc bước chưng cất chiết xuất.

Khi dung môi chiết xuất được sử dụng tạo ra hỗn hợp đẳng phí dị pha với nước, tốt hơn nếu dòng đỉnh thứ nhất từ cột chưng cất chiết xuất được ngưng tụ và phân tách thành dòng pha nước và dòng pha hữu cơ. Dòng pha hữu cơ được phân tách được kết hợp với dòng đáy thứ hai từ bước chưng cất thu hồi dung môi hoặc nạp vào bước chưng cất chiết xuất để cấp dung môi chiết xuất, tốt hơn nếu nạp dòng pha hữu cơ được phân tách vào cửa nạp để nạp dung môi chiết xuất ở cột chưng cất chiết xuất.

Khi dòng nước thải chứa các hợp chất dễ bay hơi hơn nước, như metanol, tốt hơn nếu dòng pha nước được phân tách từ dòng đỉnh thứ nhất được ngưng tụ được chưng cất trong cột chưng cất tạp chất nhẹ để thu được dòng đỉnh thứ tư giàu các hợp chất dễ bay hơi này, so với pha nước được phân tách. Khi dung môi chiết xuất không tạo thành hỗn hợp đẳng phí dị pha với nước, toàn bộ dòng đỉnh thứ nhất từ bước chưng cất chiết xuất có thể được cấp vào cột chưng cất tạp chất nhẹ. Bước chưng cất tạp chất nhẹ đặc biệt có lợi

khí dòng nước thải chứa dung môi metanol còn dư từ quy trình epoxy hóa propen và có thể làm giảm đáng kể nhu cầu oxy hóa học (COD) của các dòng nước thoát ra khỏi quy trình này dẫn đến tiết kiệm trong bước xử lý nước thải tiếp theo.

Khi cột chưng cất chiết xuất được vận hành ở nhiệt độ đáy cao hơn cột chưng cất phân tách chất đồng phân, quy trình theo sáng chế có thể được thực hiện có lợi với bước cấp nhiệt từ dòng đáy thứ hai thoát ra khỏi bước chưng cất thu hồi dung môi đến nồi hơi đun lại của cột chưng cất phân tách chất đồng phân. Theo cách thức tương tự, nhiệt cũng có thể được cấp từ dòng đáy thứ hai đến nồi hơi đun lại của cột chưng cất tạp chất nhẹ.

Tốt hơn nếu quy trình theo sáng chế được thực hiện trong hệ thống theo sáng chế như được mô tả nêu trên và tốt nhất nếu trong hệ thống như được thể hiện trên Fig.1.

Hệ thống theo sáng chế bao gồm cột chiết xuất ngược dòng (1) có cửa cấp (2), cửa nạp dung môi chiết xuất, cửa xả sản phẩm tinh chế và cửa xả sản phẩm chiết xuất. Để sử dụng với dung môi chiết xuất có tỷ trọng nhỏ hơn tỷ trọng của nước, cửa cấp (2) là ở đầu phía trên của cột chiết xuất (1), cửa nạp dung môi chiết xuất là ở đầu phía dưới của cột chiết xuất (1), cửa xả sản phẩm tinh chế là ở đáy của cột chiết xuất (1) và cửa xả sản phẩm chiết xuất là ở đầu phía trên của cột chiết xuất (1), tốt hơn nếu được bố trí cao hơn cửa cấp (2). Cột chiết xuất có thể là cột chứa vật liệu hấp thụ hoặc cột đĩa sàng có thể được vận hành có hoặc không có xung. Cột chiết xuất cũng có thể là cột tiếp xúc đĩa quay hoặc cột tiếp xúc đĩa quay không đối xứng hoặc cột chiết xuất Kühni được khuấy.

Hệ thống theo sáng chế còn bao gồm cột chưng cất chiết xuất (3) có cửa cấp, cửa nạp dung môi chiết xuất ở phía trên cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh và cửa xả sản phẩm đáy. Loại đã biết bất kỳ của cột chưng cất chiết xuất có thể được sử dụng, như cột đĩa hoặc cột có vật liệu độn ngẫu nhiên hoặc vật liệu độn được tạo kết cấu, với vật liệu độn được tạo kết cấu được ưu tiên. Cột chưng cất chiết xuất cũng có thể có tổ hợp của các đĩa và vật liệu độn ở các phần khác nhau của cột.

Hệ thống theo sáng chế cũng bao gồm cột chưng cất thu hồi dung môi (4) có cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh và cửa xả sản phẩm đáy. Đường ống dẫn (11) nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất chiết xuất (3) với cửa cấp của cột chưng cất thu hồi dung môi (4). Loại đã biết bất kỳ của cột chưng cất có thể được sử dụng cho bước chưng cất

thu hồi dung môi, như cột đĩa hoặc cột có vật liệu độn ngẫu nhiên hoặc vật liệu độn được tạo kết cấu, với vật liệu độn được tạo kết cấu được ưu tiên.

Hệ thống theo sáng chế bao gồm bộ trao đổi nhiệt (8) để thu hồi nhiệt từ sản phẩm đáy của cột chưng cất thu hồi dung môi (4) và sử dụng nhiệt này để gia nhiệt sản phẩm chiết xuất từ cột chiết xuất ngược dòng (1) trước khi cấp sản phẩm chiết xuất này vào cột chưng cất chiết xuất (3). Bộ trao đổi nhiệt (8) có phía cấp nhiệt và phía hấp thụ nhiệt, mỗi phía này có cửa nạp và cửa xả. Bộ trao đổi nhiệt có thể là bộ trao đổi nhiệt chéo dòng hoặc tốt hơn nếu bộ trao đổi nhiệt ngược dòng. Loại bất kỳ của bộ trao đổi nhiệt lỏng-lỏng có phân tách dòng giữa phía hấp thụ nhiệt và phía phân phối nhiệt có thể được sử dụng, như bộ trao đổi nhiệt dạng bó ống hoặc tốt hơn nếu bộ trao đổi nhiệt dạng tấm. Đường ống dẫn (9) nối cửa xả sản phẩm chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng (1) với cửa nạp của phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) và đường ống dẫn (10) nối cửa xả của phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) với cửa cấp của cột chưng cất chiết xuất (3). Đường ống dẫn (13) nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất thu hồi dung môi (4) với cửa nạp của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) và các đường ống dẫn (14, 15) connect cửa xả của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng (1) và với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chưng cất chiết xuất (3).

Hệ thống theo sáng chế còn bao gồm cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5) có cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh (6) và cửa xả sản phẩm đáy (7). Đường ống dẫn (12) nối cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất thu hồi dung môi (4) với cửa cấp của cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5). Loại bất kỳ của cột chưng cất có thể được sử dụng cho bước chưng cất phân tách chất đồng phân, như cột đĩa hoặc cột có vật liệu độn ngẫu nhiên hoặc vật liệu độn được tạo kết cấu, với vật liệu độn được tạo kết cấu được ưu tiên.

Để sử dụng với dung môi chiết xuất, tạo ra hỗn hợp đẳng phí dị pha với nước, tốt hơn nếu hệ thống theo sáng chế cũng bao gồm bộ ngưng tụ đỉnh (16) có cửa nạp và cửa xả; bình phân tách pha (17) có cửa nạp, cửa xả để xả pha hữu cơ và cửa xả để xả pha nước; đường ống dẫn (18) nối cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất chiết xuất (3) với cửa nạp của bộ ngưng tụ đỉnh (16); đường ống dẫn (19) nối cửa xả của bộ ngưng tụ đỉnh

(16) với cửa nạp của bình phân tách pha (17); và đường ống dẫn (20) nối cửa xả để xả pha hữu cơ của bình phân tách pha (17) với đường ống dẫn (13) nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất thu hồi dung môi (4) với cửa nạp của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) hoặc với đường ống dẫn (15) nối cửa xả của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chưng cất chiết xuất (3), với phương án lựa chọn thứ nhất đối với đường ống dẫn (20) được ưu tiên.

Theo phương án ưu tiên, hệ thống theo sáng chế còn bao gồm cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) có cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh (22) và cửa xả sản phẩm đáy (23). Cửa cấp của cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) có thể được nối với cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất chiết xuất (3). Khi hệ thống chứa bình phân tách pha (17) như được mô tả trong đoạn nêu trên, tốt hơn nếu cửa cấp của cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) được nối qua đường ống dẫn (24) với cửa xả để xả pha nước của bình phân tách pha (17). Loại bất kỳ của cột chưng cất có thể được sử dụng cho cột chưng cất tạp chất nhẹ, như cột đĩa hoặc cột có vật liệu đệm ngẫu nhiên hoặc vật liệu đệm được tạo kết cấu, với vật liệu đệm được tạo kết cấu được ưu tiên.

Theo một phương án ưu tiên khác, hệ thống theo sáng chế còn bao gồm bộ kết tụ (25) có cửa nạp và cửa xả; thiết bị phân tách pha (26) có cửa nạp, cửa xả để xả pha hữu cơ và cửa xả (27) để xả pha nước; đường ống dẫn (28) nối cửa xả sản phẩm tinh chế của cột chiết xuất ngược dòng (1) với cửa nạp của bộ kết tụ (25); đường ống dẫn (29) nối cửa xả của bộ kết tụ (25) với cửa nạp của thiết bị phân tách pha (26); và đường ống dẫn (30) nối cửa xả để xả pha hữu cơ của thiết bị phân tách pha (26) với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng (1). Tốt hơn nếu bộ kết tụ chứa lưới, sàng hoặc vật liệu kết tụ làm bằng xơ kỵ nước hoặc vật liệu kết tụ có bề mặt kỵ nước.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Ví dụ 1

Các thông số thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải, chứa 93,26% khối lượng nước, 2,66% khối lượng 1-metoxi-2-propanol (1MPOL), 2,08% khối lượng 2-metoxi-1-propanol (2MPOL), 0,32% khối lượng 1,2-propandi-ol (DIOL), 1,31% khối lượng metanol và 0,37% khối lượng các thành phần khác, bằng cách

sử dụng 2-ethylhexanol (2EH) làm dung môi chiết xuất được tính toán cho quy trình như được thể hiện trên Fig.1 (với dòng sục làm sạch (116) bổ sung của dung môi chiết xuất được thu hồi vào cửa nạp của cột chưng cất tạp chất nhẹ) bằng cách sử dụng gói phần mềm mô phỏng Aspen Plus. Quá trình tính toán cho bước chiết xuất ở nhiệt độ 40°C với tỷ lệ khối lượng của dòng dung môi chiết xuất và dòng nước thải bằng khoảng 3 và bước chưng cất chiết xuất ở áp suất bằng 0,25 bar với tỷ lệ khối lượng của dung môi chiết xuất và dòng sản phẩm chiết xuất bằng khoảng 0,25. Bảng 1 thể hiện các tốc độ dòng tính toán được và thành phần của các dòng trong quy trình.

Bảng 1

Dòng số	Tốc độ dòng tổng số (kg/giờ)	H ₂ O (% khối lượng)	1MPOL (% khối lượng)	2MPOL (% khối lượng)	DIOL (% khối lượng)	MeOH (% khối lượng)	2EH (% khối lượng)
101	23680	93,26	2,66	2,08	0,32	1,31	0,00
102	70000	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	99,97
103	20207	98,83	0,00	0,01	0,37	0,37	0,12
104	73473	2,89	0,86	0,67	0,01	0,33	95,21
105	18020	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	99,97
106	2675	79,32	0,13	0,00	0,00	9,09	10,28
107	88817	0,00	0,71	0,56	0,01	0,00	98,73
108	1117	0,00	56,10	43,90	0,00	0,00	0,00
109	87700	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	99,99
110	627	0,00	99,99	0,01	0,00	0,00	0,00
111	490	0,00	0,01	99,99	0,00	0,00	0,00
112	2388	88,45	0,14	0,01	0,00	9,83	0,31
113	287	3,46	0,09	0,00	0,00	2,90	93,16
114	500	42,78	0,59	0,01	0,00	46,92	3,70
115	1899	99,96	0,02	0,00	0,01	0,01	0,00
116	11	0,01	0,00	0,00	0,01	0,01	99,97

Bộ trao đổi nhiệt (8) truyền 6,000kW nhiệt từ dòng đáy thứ hai (109) đến dòng sản phẩm chiết xuất (104). Các nồi hơi đun lại của cột chưng cất chiết xuất (3), cột chưng cất thu hồi dung môi (4), cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5) và cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) có nhu cầu nhiệt tương ứng bằng 3,114kW, 2,729kW, 705kW và 802kW, dẫn đến nhu cầu nhiệt tổng số bằng 7,35MW đối với quy trình theo sáng chế với quá trình tích hợp nhiệt bởi bộ trao đổi nhiệt (8), so với nhu cầu nhiệt tổng số bằng 13,35MW đối với quy trình không có quá trình tích hợp nhiệt như vậy. Quá trình tích hợp nhiệt bổ sung bởi nhiệt truyền từ dòng đáy thứ hai đến các nồi hơi đun lại của cột chưng cất phân tách chất đồng phân và cột chưng cất tạp chất nhẹ có thể tiếp tục làm giảm nhu cầu nhiệt tổng số đến 5,84MW (5,23kW/kg các metoxypropanol được thu hồi).

Ví dụ 2

Quá trình tính toán của ví dụ 1 được lặp lại đối với dòng nước thải chứa 95,73% khối lượng nước, 2,06% khối lượng 1-metoxi-2-propanol (1MPOL), 1,51% khối lượng 2-metoxi-1-propanol (2MPOL), 0,01% khối lượng 1,2-propandioli (DIOL), 0,63% khối lượng metanol và 0,06% khối lượng các thành phần khác, 1-nonanol (1NON) được sử dụng làm dung môi chiết xuất, tỷ lệ khối lượng của dòng dung môi chiết xuất và dòng nước thải bằng khoảng 2,4 trong bước chiết xuất và tỷ lệ khối lượng của dung môi chiết xuất và dòng sản phẩm chiết xuất bằng khoảng 0,25 trong bước chưng cất chiết xuất. Bảng 2 thể hiện các tốc độ dòng tính toán được và thành phần của các dòng trong quy trình.

Bảng 2

Dòng số	Tốc độ dòng tổng số (kg/giờ)	H ₂ O (% khối lượng)	1MPOL (% khối lượng)	2MPOL (% khối lượng)	DIOL (% khối lượng)	MeOH (% khối lượng)	1NON (% khối lượng)
101	29091	95,73	2,06	1,51	0,01	0,63	0,00
102	70000	0,01	0,00	0,02	0,00	0,00	99,79
103	24973	99,55	0,01	0,04	0,01	0,27	0,03
104	74118	4,04	0,80	0,59	0,00	0,16	94,23
105	18173	0,01	0,00	0,02	0,00	0,00	99,79
106	3240	92,36	0,19	0,04	0,00	3,58	3,78
107	89052	0,00	0,66	0,50	0,00	0,00	98,66
108	1016	0,00	58,09	41,91	0,00	0,00	0,00
109	88036	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	99,80
110	590	0,00	99,99	0,01	0,00	0,00	0,00
111	426	0,00	0,01	99,99	0,00	0,00	0,00
112	3112	95,98	0,19	0,04	0,00	3,69	0,05
113	128	4,13	0,12	0,02	0,00	0,99	94,68
114	500	73,27	1,08	0,11	0,00	22,92	2,53
115	2623	99,90	0,02	0,03	0,00	0,01	0,00
116	11	0,01	0,00	0,02	0,00	0,00	99,79

Bộ trao đổi nhiệt (8) truyền 6,000kW nhiệt từ dòng đáy thứ hai (109) đến dòng sản phẩm chiết xuất (104). Các nồi hơi đun lại của cột chưng cất chiết xuất (3), cột chưng cất thu hồi dung môi (4), cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5) và cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) có nhu cầu nhiệt tương ứng bằng 4,893kW, 4,615kW, 663kW và 1003kW, dẫn đến nhu cầu nhiệt tổng số bằng 11,17MW đối với quy trình theo sáng chế với quá trình tích hợp nhiệt bởi bộ trao đổi nhiệt (8), so với nhu cầu nhiệt tổng số bằng 17,17MW đối với quy trình không có quá trình tích hợp nhiệt như vậy. Quá trình tích hợp nhiệt bổ sung bởi nhiệt truyền từ dòng đáy thứ hai đến các nồi hơi đun lại của cột chưng cất phân

tách chất đồng phân và cột chưng cất tạp chất nhẹ có thể tiếp tục làm giảm nhu cầu nhiệt tổng số đến 9,51MW (9,36kW/kg các metoxypropanol được thu hồi).

Ví dụ 3

Quá trình tính toán của ví dụ 2 được lặp lại đối với rượu 4-metylbzenzylic (4MBA) được sử dụng làm dung môi chiết xuất và chiết xuất ở nhiệt độ 65°C, tỷ lệ khối lượng của dòng dung môi chiết xuất và dòng nước thải bằng khoảng 2,75 trong bước chiết xuất và tỷ lệ khối lượng của dung môi chiết xuất và dòng sản phẩm chiết xuất bằng khoảng 0,43 trong bước chưng cất chiết xuất. Bảng 3 thể hiện các tốc độ dòng tính toán được và thành phần của các dòng trong quy trình.

Bảng 3

Dòng số	Tốc độ dòng tổng số (kg/giờ)	H ₂ O (% khối lượng)	1MPOL (% khối lượng)	2MPOL (% khối lượng)	DIOL (% khối lượng)	MeOH (% khối lượng)	4MBA (% khối lượng)
101	29091	95,73	2,06	1,51	0,01	0,63	0,00
102	80000	0,27	0,00	0,00	0,00	0,03	99,54
103	26222	99,55	0,00	0,01	0,01	0,08	0,28
104	82869	2,37	0,72	0,53	0,00	0,22	96,00
105	35536	0,27	0,00	0,00	0,00	0,03	99,54
106	2436	84,47	0,04	0,01	0,00	8,03	7,39
107	115969	0,00	0,51	0,38	0,00	0,00	98,95
108	1035	0,00	57,84	42,16	0,00	0,00	0,00
109	114934	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,84
110	599	0,00	99,99	0,01	0,00	0,00	0,00
111	436	0,00	0,01	99,99	0,00	0,00	0,00
112	2264	90,66	0,04	0,01	0,00	8,36	0,87
113	172	3,11	0,02	0,01	0,00	3,76	93,04
114	501	64,33	0,14	0,02	0,00	32,09	3,32
115	1423	99,94	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
116	1	0,27	0,00	0,00	0,00	0,03	99,54

Bộ trao đổi nhiệt (8) truyền 5,500kW nhiệt từ dòng đáy thứ hai (109) đến dòng sản phẩm chiết xuất (104). Các nồi hơi đun lại của cột chưng cất chiết xuất (3), cột chưng cất thu hồi dung môi (4), cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5) và cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) có nhu cầu nhiệt tương ứng bằng 2,475kW, 4,469kW, 673kW và 890kW, dẫn đến nhu cầu nhiệt tổng số bằng 8,51MW đối với quy trình theo sáng chế với quá trình tích hợp nhiệt bởi bộ trao đổi nhiệt (8), so với nhu cầu nhiệt tổng số bằng 14,01MW đối với quy trình không có quá trình tích hợp nhiệt như vậy. Quá trình tích hợp nhiệt bổ sung bởi nhiệt truyền từ dòng đáy thứ hai đến các nồi hơi đun lại của cột chưng cất phân

tách chất đồng phân và cột chưng cất tạp chất nhẹ có thể tiếp tục làm giảm nhu cầu nhiệt tổng số đến 6,94MW (6,71kW/kg các metoxypropanol được thu hồi).

Ví dụ 4

Quá trình tính toán của ví dụ 2 được lặp lại đối với benzophenon (Ph_2CO) được sử dụng làm dung môi chiết xuất và chiết xuất ở nhiệt độ 65°C , tỷ lệ khối lượng của dòng dung môi chiết xuất và dòng nước thải bằng khoảng 8,6 trong bước chiết xuất, tỷ lệ khối lượng của dung môi chiết xuất và dòng sản phẩm chiết xuất bằng khoảng 0,14 trong bước chưng cất chiết xuất và cấp dòng sục làm sạch 116 vào cột chưng cất tạp chất nhẹ. Bảng 4 thể hiện các tốc độ dòng tính toán được và thành phần của các dòng trong quy trình.

Bảng 4

Dòng số	Tốc độ dòng tổng số (kg/giờ)	H ₂ O (% khối lượng)	1MPOL (% khối lượng)	2MPOL (% khối lượng)	DIOL (% khối lượng)	MeOH (% khối lượng)	Ph ₂ CO (% khối lượng)
101	29091	95,73	2,06	1,51	0,01	0,63	0,00
102	250000	0,10	0,00	0,00	0,00	0,02	99,80
103	27168	99,77	0,02	0,04	0,01	0,09	0,00
104	251923	0,39	0,24	0,17	0,00	0,08	99,04
105	35578	0,10	0,00	0,00	0,00	0,02	99,80
106	1244	82,01	0,04	0,01	0,00	17,54	0,31
107	286258	0,00	0,21	0,15	0,00	0,00	99,56
108	1023	0,00	58,17	41,83	0,00	0,00	0,00
109	285235	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,92
110	595	0,00	99,99	0,01	0,00	0,00	0,00
111	428	0,00	0,02	99,98	0,00	0,00	0,00
112	902	82,14	0,04	0,01	0,00	17,56	0,16
113	2	0,77	0,01	0,00	0,00	4,65	94,54
114	502	67,89	0,08	0,02	0,00	31,56	0,35
115	401	99,77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17
116	1	0,10	0,00	0,00	0,00	0,02	99,80

Bộ trao đổi nhiệt (8) truyền 12,500kW nhiệt từ dòng đáy thứ hai (109) đến dòng sản phẩm chiết xuất (104). Các nồi hơi đun lại của cột chưng cất chiết xuất (3), cột chưng cất thu hồi dung môi (4), cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5) và cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) có nhu cầu nhiệt tương ứng bằng 11,115kW, 19,362kW, 667kW và 855kW, dẫn đến nhu cầu nhiệt tổng số bằng 32,00MW đối với quy trình theo sáng chế với quá trình tích hợp nhiệt bởi bộ trao đổi nhiệt (8), so với nhu cầu nhiệt tổng số bằng 44,50MW đối với quy trình không có quá trình tích hợp nhiệt như vậy. Quá trình tích hợp nhiệt bổ sung bởi nhiệt truyền từ dòng đáy thứ hai đến các nồi hơi đun lại của cột chưng

cất phân tách chất đồng phân và cột chưng cất tạp chất nhẹ có thể tiếp tục làm giảm nhu cầu nhiệt tổng số đến 30,47MW (29,8kW/kg các metoxypropanol được thu hồi).

Ví dụ 5

Quá trình tính toán của ví dụ 2 được lặp lại đối với methyl octadecanoat (C18FAME) được sử dụng làm dung môi chiết xuất và chiết xuất ở nhiệt độ 50°C, tỷ lệ khối lượng của dòng dung môi chiết xuất và dòng nước thải bằng khoảng 6,8 trong bước chiết xuất và tỷ lệ khối lượng của dung môi chiết xuất và dòng sản phẩm chiết xuất bằng khoảng 0,10 trong bước chưng cất chiết xuất. Bảng 5 thể hiện các tốc độ dòng tính toán được và thành phần của các dòng trong quy trình.

Bảng 5

Dòng số	Tốc độ dòng tổng số (kg/giờ)	H ₂ O (% khối lượng)	1MPOL (% khối lượng)	2MPOL (% khối lượng)	DIOL (% khối lượng)	MeOH (% khối lượng)	C18FAME (% khối lượng)
101	29091	95,73	2,06	1,51	0,01	0,63	0,00
102	199000	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	99,92
103	27058	99,80	0,02	0,06	0,01	0,01	0,02
104	201033	0,42	0,30	0,22	0,00	0,09	98,90
105	20171	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	99,92
106	1034	81,62	1,01	0,05	0,00	17,26	0,01
107	220169	0,00	0,27	0,20	0,00	0,00	99,46
108	1005	0,00	58,01	41,94	0,00	0,05	0,00
109	219164	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	99,92
110	583	0,00	99,91	0,00	0,00	0,08	0,00
111	422	0,00	0,12	99,88	0,00	0,00	0,00
112	1034	81,62	1,01	0,05	0,00	17,26	0,01
113	0						
114	500	62,05	2,08	0,09	0,00	35,69	0,00
115	535	99,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
116	11	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	99,92

Bộ trao đổi nhiệt (8) truyền 10000kW nhiệt từ dòng đáy thứ hai (109) đến dòng sản phẩm chiết xuất (104). Các nồi hơi đun lại của cột chưng cất chiết xuất (3), cột chưng cất thu hồi dung môi (4), cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5) và cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) có nhu cầu nhiệt tương ứng bằng 19,034kW, 26,760kW, 657kW và 829kW, dẫn đến nhu cầu nhiệt tổng số bằng 47,28MW đối với quy trình theo sáng chế với quá trình tích hợp nhiệt bởi bộ trao đổi nhiệt (8), so với nhu cầu nhiệt tổng số bằng 57,28MW đối với quy trình không có quá trình tích hợp nhiệt như vậy. Quá trình tích hợp nhiệt bổ sung bởi nhiệt truyền từ dòng đáy thứ hai đến các nồi hơi đun lại của cột chưng

cất phân tách chất đồng phân và cột chưng cất tạp chất nhẹ có thể tiếp tục làm giảm nhu cầu nhiệt tổng số đến 45,79MW (45,6kW/kg các metoxypropanol được thu hồi).

Các số chỉ dẫn được sử dụng trên hình vẽ:

Các dấu hiệu của hệ thống:

1: cột chiết xuất ngược dòng; 2: cửa cấp của cột chiết xuất ngược dòng; 3: cột chưng cất chiết xuất; 4: cột chưng cất thu hồi dung môi; 5: cột chưng cất phân tách chất đồng phân; 6: cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất phân tách chất đồng phân; 7: cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất phân tách chất đồng phân; 8: bộ trao đổi nhiệt; 9: đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng với cửa nạp của phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt; 10: đường ống dẫn nối cửa xả của phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt với cửa cấp của cột chưng cất chiết xuất; 11: đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất chiết xuất với cửa cấp của cột chưng cất thu hồi dung môi; 12: đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất thu hồi dung môi với cửa cấp của cột chưng cất phân tách chất đồng phân; 13: đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất thu hồi dung môi với cửa nạp của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt; 14: đường ống dẫn nối cửa xả của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng; 15: đường ống dẫn nối cửa xả của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chưng cất chiết xuất; 16: bộ ngưng tụ đỉnh; 17: bình phân tách pha; 18: đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất chiết xuất với cửa nạp của bộ ngưng tụ đỉnh; 19: đường ống dẫn nối cửa xả của bộ ngưng tụ đỉnh với cửa nạp của bình phân tách pha; 20: đường ống dẫn nối cửa xả để xả pha hữu cơ của bình phân tách pha với đường ống dẫn (13) hoặc đường ống dẫn (15); 21: cột chưng cất tạp chất nhẹ; 22: cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất tạp chất nhẹ; 23: cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất tạp chất nhẹ; 24: đường ống dẫn nối cửa xả để xả pha nước của bình phân tách pha với cửa cấp của cột chưng cất tạp chất nhẹ; 25: bộ kết tụ; 26: thiết bị phân tách pha; 27: cửa xả để xả pha nước của thiết bị phân tách pha; 28: đường ống dẫn nối cửa xả sản phẩm tinh chế của cột chiết xuất ngược dòng với cửa nạp của bộ kết tụ; 29: đường ống dẫn nối cửa xả của bộ kết tụ với cửa nạp của thiết bị phân tách pha; 30: đường ống dẫn

nối cửa xả để xả pha hữu cơ của thiết bị phân tách pha với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng;

Các dấu hiệu của quy trình:

101: dòng nước thải; *102*: dòng dung môi chiết xuất vào cột chiết xuất ngược dòng; *103*: dòng sản phẩm tinh chế; *104*: dòng sản phẩm chiết xuất; *105*: dung môi chiết xuất vào cột chưng cất chiết xuất; *106*: dòng đỉnh thứ nhất; *107*: dòng đáy thứ nhất; *108*: dòng đỉnh thứ hai; *109*: dòng đáy thứ hai; *110*: dòng đỉnh thứ ba; *111*: dòng đáy thứ ba; *112*: dòng pha nước; *113*: dòng pha hữu cơ; *114*: dòng đỉnh thứ tư; *115*: dòng đáy thứ tư; *116*: dòng súc làm sạch (không được thể hiện trên Fig.1)

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải (101), bao gồm các bước sau:

chiết xuất dòng nước thải (101) bằng dòng dung môi chiết xuất (102) trong cột chiết xuất ngược dòng (1) ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 20°C đến 60°C để thu được dòng sản phẩm tinh chế (103) và dòng sản phẩm chiết xuất (104),

gia nhiệt dòng sản phẩm chiết xuất (104) bằng cách nạp dòng này qua bộ trao đổi nhiệt (8) ở phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt để thu được dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt,

xử lý dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt bằng bước chưng cất chiết xuất trong cột chưng cất chiết xuất (3) có cửa nạp để nạp dung môi chiết xuất (105) ở phía trên cửa nạp để nạp dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt để thu được dòng đỉnh thứ nhất (106) giàu nước và dòng đáy thứ nhất (107) cạn kiệt nước so với dòng sản phẩm chiết xuất được gia nhiệt,

chưng cất dòng đáy thứ nhất (107) trong cột chưng cất thu hồi dung môi (4) để thu được dòng đỉnh thứ hai (108) chứa 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol và dòng đáy thứ hai (109) chứa dung môi chiết xuất được thu hồi,

chưng cất dòng đỉnh thứ hai (108) trong cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5) để thu được dòng đỉnh thứ ba (110) chứa 1-metoxi-2-propanol và dòng đáy thứ ba (111) chứa 2-metoxi-1-propanol,

làm nguội dòng đáy thứ hai (109) bằng cách nạp dòng này qua bộ trao đổi nhiệt (8) ở phía phân phối nhiệt của bộ trao đổi nhiệt để thu được dòng dung môi chiết xuất được thu hồi, và

nạp một phần của dòng dung môi chiết xuất được thu hồi dưới dạng dòng dung môi chiết xuất (102) vào bước a) và một phần của dòng dung môi chiết xuất được thu hồi dưới dạng dung môi chiết xuất (105) vào bước c).

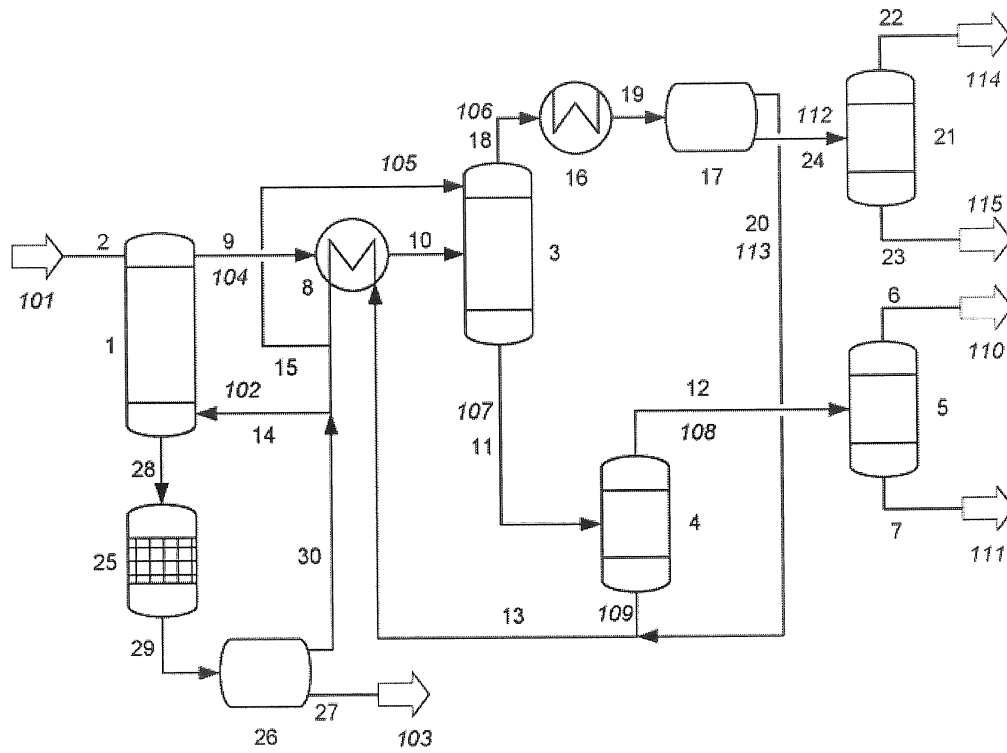
2. Quy trình theo điểm 1, trong đó dung môi chiết xuất chứa ít nhất một nhóm chức nhận hydro và có độ hòa tan trong nước ở nhiệt độ 20°C nhỏ hơn 1g/kg và nhiệt độ sôi ở áp suất bằng 1 bar ít nhất bằng 160°C.
3. Quy trình theo điểm 2, trong đó nhóm chức nhận hydro được chọn từ nhóm hydroxyl béo, nhóm keton carbonyl, nhóm sulfoxit, nhóm sulfon, nhóm carboxamit, nhóm phosphin oxit, nhóm este phosphoric, và tổ hợp của chúng.
4. Quy trình theo điểm 3, trong đó dung môi chiết xuất là rượu béo có từ 7 đến 14 nguyên tử cacbon.
5. Quy trình theo điểm 4, trong đó dung môi chiết xuất là 2-ethylhexanol.
6. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 5, trong đó dòng nước thải (101) chứa 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol ở lượng kết hợp nằm trong khoảng từ 1% đến 10% khối lượng.
7. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 6, trong đó dòng nước thải (101) chứa metanol ở hàm lượng nằm trong khoảng từ 0,1% đến 5% khối lượng.
8. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 7, trong đó dung môi chiết xuất được sử dụng tạo ra hỗn hợp đẳng phí dị pha với nước, dòng đỉnh thứ nhất (106) được ngưng tụ và phân tách thành dòng pha nước (112) và dòng pha hữu cơ (113), và dòng pha hữu cơ (113) được kết hợp với dòng đáy thứ hai (109) hoặc nạp vào bước c) để cấp dung môi chiết xuất.
9. Quy trình theo điểm 8, trong đó dòng pha nước (112) được chưng cất trong cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) để thu được dòng đỉnh thứ tư (114) giàu các hợp chất dễ bay hơi hơn nước, so với pha nước được phân tách.
10. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 9, trong đó dòng sản phẩm tinh chế (103) được nạp qua bộ kết tụ chứa lưới, sàng hoặc vật liệu kết tụ làm bằng xơ kỵ nước hoặc vật liệu kết tụ có bề mặt kỵ nước và pha hữu cơ được phân tách từ dòng sản phẩm tinh chế được tái tuần hoàn vào bước a) để cấp dung môi chiết xuất.

11. Hệ thống thu hồi 1-metoxi-2-propanol và 2-metoxi-1-propanol từ dòng nước thải, chứa cột chiết xuất ngược dòng (1) có cửa cấp (2), cửa nạp dung môi chiết xuất, cửa xả sản phẩm tinh chế và cửa xả sản phẩm chiết xuất; cột chưng cất chiết xuất (3) có cửa cấp, cửa nạp dung môi chiết xuất ở phía trên cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh và cửa xả sản phẩm đáy; cột chưng cất thu hồi dung môi (4) có cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh và cửa xả sản phẩm đáy; cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5) có cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh (6) và cửa xả sản phẩm đáy (7); bộ trao đổi nhiệt (8) có phía cấp nhiệt và phía hấp thụ nhiệt, đều có cửa nạp và cửa xả; đường ống dẫn (9) nối cửa xả sản phẩm chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng (1) với cửa nạp của phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8); đường ống dẫn (10) nối cửa xả của phía hấp thụ nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) với cửa cấp của cột chưng cất chiết xuất (3); đường ống dẫn (11) nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất chiết xuất (3) với cửa cấp của cột chưng cất thu hồi dung môi (4); đường ống dẫn (12) nối cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất thu hồi dung môi (4) với cửa cấp của cột chưng cất phân tách chất đồng phân (5); đường ống dẫn (13) nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất thu hồi dung môi (4) với cửa nạp của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8); và các đường ống dẫn (14, 15) nối cửa xả của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng (1) và cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chưng cất chiết xuất (3).

12. Hệ thống theo điểm 11, trong đó hệ thống này còn bao gồm bộ ngưng tụ đỉnh (16) có cửa nạp và cửa xả; bình phân tách pha (17) có cửa nạp, cửa xả để xả pha hữu cơ và cửa xả để xả pha nước; đường ống dẫn (18) nối cửa xả sản phẩm đỉnh của cột chưng cất chiết xuất (3) với cửa nạp của bộ ngưng tụ đỉnh (16); đường ống dẫn (19) nối cửa xả của bộ ngưng tụ đỉnh (16) với cửa nạp của bình phân tách pha (17); và đường ống dẫn (20) nối cửa xả để xả pha hữu cơ của bình phân tách pha (17) với (a) đường ống dẫn (13) nối cửa xả sản phẩm đáy của cột chưng cất thu hồi dung môi (4) với cửa nạp của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) hoặc (b) đường ống dẫn (15) nối cửa xả của phía cấp nhiệt của bộ trao đổi nhiệt (8) với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chưng cất chiết xuất (3).

13. Hệ thống theo điểm 12, trong đó hệ thống này còn bao gồm cột chưng cất tạp chất nhẹ (21) có cửa cấp, cửa xả sản phẩm đỉnh (22) và cửa xả sản phẩm đáy (23); và đường ống dẫn (24) nối cửa xả để xả pha nước của bình phân tách pha (17) với cửa cấp của cột chưng cất tạp chất nhẹ (21).

14. Hệ thống theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 11 đến 13, trong đó hệ thống này còn bao gồm bộ kết tụ (25) có cửa nạp và cửa xả; thiết bị phân tách pha (26) có cửa nạp, cửa xả để xả pha hữu cơ và cửa xả (27) để xả pha nước; đường ống dẫn (28) nối cửa xả sản phẩm tinh chế của cột chiết xuất ngược dòng (1) với cửa nạp của bộ kết tụ (25); đường ống dẫn (29) nối cửa xả của bộ kết tụ (25) với cửa nạp của thiết bị phân tách pha (26); và đường ống dẫn (30) nối cửa xả để xả pha hữu cơ của thiết bị phân tách pha (26) với cửa nạp dung môi chiết xuất của cột chiết xuất ngược dòng (1).

**Fig.1**