



(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) 
1-0021245

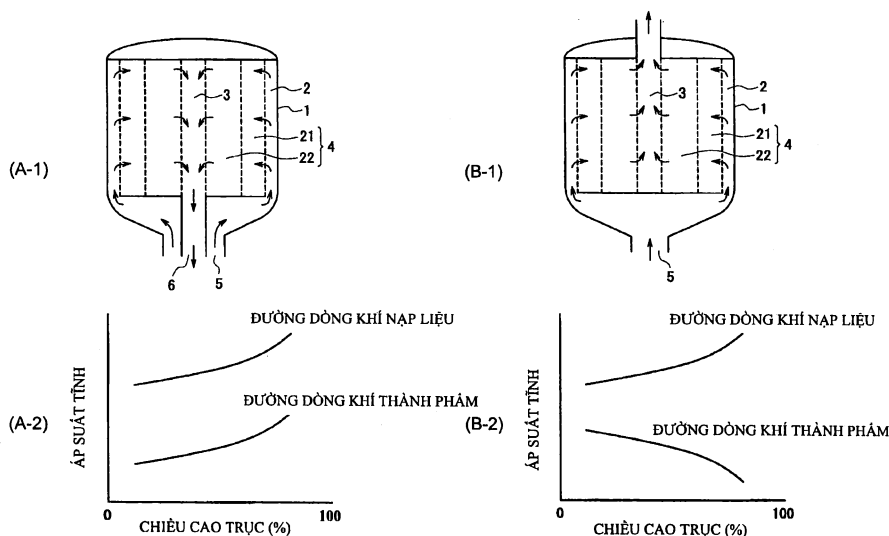
(51)⁷ **B01D 53/047, C01B 13/02**

(13) **B**

(21) 1-2014-03109 (22) 05.02.2013
(86) PCT/JP2013/053169 05.02.2013 (87) WO2013/125381A1 29.08.2013
(30) JP2012-033493 20.02.2012 JP
(45) 25.07.2019 376 (43) 25.12.2014 321
(73) AIR WATER INC. (JP)
2, Kita 3-jo Nishi 1-chome, Chuo-ku, Sapporo-shi, Hokkaido 060-0003, Japan
(72) TANAKA Masako (JP), YASUDA Takahiko (JP)
(74) Công ty Luật TNHH AMBYS Hà Nội (AMBYS HANOI)

(54) **BÌNH HẤP PHỤ DẠNG TỎA TRÒN**

(57) Sáng chế đề xuất bình hấp phụ dạng tỏa tròn bao gồm đường dòng khí nạp liệu (2) được bố trí theo kiểu hình khuyên tại phần chu vi mặt trong của bình hình trụ (1), đường dòng khí thành phẩm (3) được bố trí tại phần trung tâm của bình hình trụ (1), và lớp hấp phụ (4) được tạo ra giữa đường dòng khí nạp liệu (2) và đường dòng khí thành phẩm (3). Miệng dẫn (5) để dẫn khí nạp liệu vào trong bình hình trụ (1) giao với đường dòng khí nạp liệu (2) tại mặt cuối trực của bình hình trụ (1), miệng xả (6) để xả khí thành phẩm ra ngoài bình hình trụ (1) giao với đường dòng khí thành phẩm (3) tại mặt cuối của bình hình trụ (1), và tỉ lệ của diện tích đường dòng của đường dòng khí nạp liệu (2) so với diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm (3) được thiết lập là nằm trong khoảng từ 1,2:1 đến 3,3:1.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến bình hấp phụ dạng tỏa tròn được sử dụng để tách khí thành phẩm như khí oxy, từ hỗn hợp khí như không khí.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Các phương pháp hữu ích để tách khí thành phẩm như khí oxy từ hỗn hợp khí như không khí bao gồm phương pháp hấp phụ dao động áp suất với việc sử dụng chất hấp phụ. Phương pháp hấp phụ dao động áp suất bao gồm, loại hấp phụ dao động áp suất (Pressure Swing Adsorption - PSA) trong phương pháp hấp phụ được tăng áp / tái tạo áp suất không khí, dạng hấp phụ dao động chân không (Vacuum Swing Adsorption - VSA) trong phương pháp hấp phụ áp suất trung bình / tái tạo chân không, và dạng hấp phụ dao động chân không áp suất (Pressure Vacuum Swing Adsorption - PVSA) trong phương pháp hấp phụ được tăng áp / tái tạo chân không, và chúng được gọi chung là phương pháp PSA.

Để thu được oxy tinh khiết cao như trong phương pháp PSA, không khí nạp liệu được đưa vào trong bình hấp phụ được lấp đầy chất hấp phụ để hấp phụ một cách chọn lọc khí nitơ, và cô đặc khí oxy bằng cách hấp phụ khí nitơ dưới áp suất. Trong khi đó, khí nitơ được hấp phụ vào chất hấp phụ được khử hấp phụ từ chất hấp phụ dưới áp suất thấp, và sự tái tạo được thực hiện. Với các quá trình hấp phụ/khử hấp phụ lặp đi lặp lại, khí oxy tinh khiết cao được tách và được sản xuất một cách hiệu quả.

Fig.6 minh họa các bình hấp phụ thông thường. Fig.6(A) là bình hấp phụ loại đứng. Loại bình này được bộc lộ, ví dụ, trong tài liệu sáng chế 1 (JP 1996-099012A). Fig.6(B) là bình hấp phụ loại nằm ngang.

Khi sự hóa lỏng của chất hấp phụ diễn ra do sự sụt áp suất trong bình hấp phụ, các chất hấp phụ ma sát với nhau và sự mài mòn xảy ra. Để ngăn ngừa tình trạng này, các giới hạn về vận tốc khí và chiều cao nạp của chất hấp phụ được

thiết lập cho các loại bình hấp phụ này.

Bình hấp phụ loại đứng là bình hấp phụ đa năng nhất. Khi việc vận chuyển đường bộ được thực hiện ở Nhật Bản, bởi giới hạn kích thước theo luật giao thông đường bộ, đường kính tối đa của bình hấp phụ được giới hạn xấp xỉ 3,6 m. Vì bình hấp phụ có các giới hạn vận tốc dòng khí và chiều cao nạp của chất hấp phụ bởi những lý do được mô tả trên đây, khả năng sản xuất khí thành phẩm bị giới hạn. Nếu thiết bị có kích thước lớn hơn được dùng, đường kính của bình hấp phụ phải lớn hơn, và trong trường hợp như vậy, việc vận chuyển đường bộ là bất khả thi. Vì vậy, trong trường hợp thiết bị có kích thước lớn hơn, việc lắp ráp thiết bị tại khu vực lắp đặt là bắt buộc, và giá thành cũng sẽ tăng đáng kể.

Bình hấp phụ loại nằm ngang cho phép tăng thể tích sản xuất khí thành phẩm, với việc đặt ngang bình hấp phụ loại đứng và kéo dài bình theo hướng nằm ngang, trong khi đường kính tối đa và chiều cao nạp của chất hấp phụ nằm trong giới hạn. Tuy nhiên, loại bình này cần tạo ra sự phân phối đồng đều khí nạp liệu trong bình kéo dài theo chiều nằm ngang. Hơn nữa, diện tích lắp đặt thiết bị sẽ tăng lên.

Nhìn chung, trong phương pháp PSA, sự sụt áp trong bình hấp phụ dẫn đến sự không có hiệu quả của hệ thống, và đây là một trong số các lý do dẫn đến sự tiêu hao năng lượng tăng lên. Để giảm sự sụt áp, cần thiết tăng bề mặt cắt ngang của bình hấp phụ để giảm vận tốc dòng khí, hoặc để giảm chiều cao nạp của chất hấp phụ. Tuy nhiên, trong trường hợp này, diện tích lắp đặt và giá thành lắp đặt sẽ tăng lên.

Vì vậy, sự cải tiến hơn nữa được yêu cầu dành cho các bình hấp phụ trong phương pháp PSA, và giải pháp cho vấn đề này, còn được gọi là các bình hấp phụ dạng tỏa tròn (loại lớp tỏa tròn, loại dòng tỏa tròn) được đề xuất.

Các ví dụ của bình hấp phụ dạng tỏa tròn cho thiết bị PSA được công bố trong tài liệu sáng chế 2 (JP 1998-066820A), tài liệu sáng chế 3 (JP 1993-237327A), và tài liệu sáng chế 4 (JP 1999-128646A).

Bình hấp phụ dạng tủa tròn thực hiện sự hấp phụ, với việc nạp chất hấp phụ theo hình khuyên trong bình hấp phụ, và với việc chuyển khí vào trong theo kiểu tủa tròn từ phía ngoài. Dựa theo loại bình này, khí đi theo kiểu tủa tròn so với khí hấp phụ được nạp theo hình khuyên, và vì vậy, diện tích tiết diện của cửa nạp khí nạp liệu sẽ lớn hơn, và vận tốc dòng khí có thể được giảm. Vì vậy, khi thể tích nạp của chất hấp phụ giống như thể tích nạp của chất hấp phụ của bình hấp phụ loại đứng hoặc bình hấp phụ loại nằm ngang, sự sụt áp suất có thể được giảm nhờ sự giảm vận tốc dòng khí. Kết quả là, việc thực hiện tách có thể cải thiện và việc tiêu hao năng lượng có thể được giảm. Hơn nữa, khi kích thước bình tăng lên, thể tích sản xuất thành phẩm có thể được tăng lên với sự kéo dài theo chiều đứng của bình hấp phụ, và diện tích lắp đặt có thể được giảm.

Tuy nhiên, do những nguyên nhân về cấu trúc, thể tích dòng theo các hướng đứng của bình hấp phụ dạng tủa tròn có xu hướng trở nên không đều, và dòng khí trở nên không đều. Bởi dòng không đều này, trong một vài phần, dòng khí trở nên không đều. Vì vậy, như được so sánh với các phần mà khí không thể lưu thông một cách dễ dàng, trong các phần mà khí lưu thông một cách dễ dàng, hiệu suất hấp phụ đạt tới giới hạn một cách nhanh chóng, và hiệu suất tách khí của bình hấp phụ nhìn chung bị sụt giảm. Do đó, trong các kỹ thuật thông thường mô tả trên đây, cấu trúc của bình hấp phụ được tạo ra để ngăn ngừa dòng không đều.

Trong tài liệu sáng chế 2 (JP 1998-066820A), để ngăn ngừa sự không đều theo chiều đứng của thể tích dòng của bình hấp phụ, khoảng không đường dòng để tạo dòng khí nạp liệu đang lưu thông trong phần ngoài của bình hấp phụ có dạng thuôn. Hơn nữa, hệ thống ống được bố trí để khí thành phẩm, sau khi đi qua bình hấp phụ, một lần nữa đi xuống tâm của bình hấp phụ và tích tụ lại ở phần dưới của bình hấp phụ, và sau đó, đi ngược lên và được lấy ra khỏi bình hấp phụ. Sự bố trí hệ thống ống rất phức tạp.

Trong tài liệu sáng chế 3 (JP 1993-237327A) và tài liệu sáng chế 4 (JP

1999-128646A), cấu trúc dạng nón được bố trí trong ống của bình hấp phụ để lưu thông khí thành phẩm, do đó khoảng không đường dòng có dạng thuôn. Vì vậy, cấu trúc phức tạp được áp dụng để ngăn ngừa dòng không đều theo chiều đứng trong thể tích dòng của bình hấp phụ.

Với kỹ thuật bất kỳ trong số các kỹ thuật thông thường, dòng không đều của khí có thể được ngăn ngừa đến mức độ nào đó, nhưng cấu trúc rất phức tạp, việc sản xuất bình hấp phụ là khó hơn nhiều, và chi phí lắp đặt sẽ tăng lên. Hơn nữa, do hình dạng phức tạp, việc nạp chất hấp phụ và việc bảo trì là rất rắc rối, và vì vậy, áp lực cho các công nhân nặng nề hơn.

Do đó, đã có yêu cầu, đối với bình hấp phụ dạng tỏa tròn trong phương pháp PSA, để tạo ra bình hấp phụ có thể ngăn ngừa dòng không đều của khí mà không cần yêu cầu bất kỳ cấu trúc phức tạp nào như dạng thuôn hay dạng nón, và có cấu trúc đơn giản với việc sản xuất và bảo trì dễ dàng.

Tài liệu đối chứng

Các tài liệu sáng chế:

Tài liệu sáng chế 1: JP1996-099012A,

Tài liệu sáng chế 2: JP1998-066820A,

Tài liệu sáng chế 3: JP1993-237327A,

Tài liệu sáng chế 4: JP1999-128646A.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Sáng chế được tạo ra khi xét đến việc giải quyết các tình huống trên, và mục đích ở đây là đề xuất bình hấp phụ dạng tỏa tròn, ngăn ngừa được dòng không đều của khí và giảm việc sụt áp với cấu trúc đơn giản, cho phép sự cải thiện trong hiệu quả tách và giảm sự tiêu thụ năng lượng, và với việc sản xuất và bảo trì dễ dàng.

Để đạt được mục đích nêu trên, bình hấp phụ dạng tỏa tròn theo sáng chế

bao gồm, đường dòng khí nạp liệu được bố trí theo hình khuyên tại phần chu vi mặt trong của bình hình trụ, đường dòng khí thành phẩm được bố trí tại phần tâm của bình hình trụ, và lớp hấp phụ được tạo ra giữa đường dòng khí nạp liệu và đường dòng khí thành phẩm. Miệng dẫn để dẫn khí nạp liệu vào trong bình hình trụ giao với đường dòng khí nạp liệu tại mặt cuối trục của bình hình trụ. Miệng xả để xả khí thành phẩm ra ngoài bình hình trụ giao với đường dòng khí thành phẩm tại mặt cuối trục của bình hình trụ. Tỷ lệ diện tích tiết diện đường dòng của khí nạp liệu đối với diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm được thiết lập là nằm trong khoảng từ 1,2:1 đến 3,3:1.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 là hình minh họa bình hấp phụ dạng tỏa tròn theo một ví dụ của sáng chế.

Fig.2 là các hình minh họa các dòng khí và sự chênh lệch áp lực không thay đổi giữa ví dụ và ví dụ so sánh.

Fig.3 là biểu đồ minh họa sự biến thiên của tỉ lệ dòng không đều của ví dụ so sánh.

Fig.4 là biểu đồ minh họa sự biến thiên của tỉ lệ dòng không đều của ví dụ.

Fig.5 là biểu đồ minh họa sự biến thiên của tỉ lệ dòng không đều của ví dụ.

Fig.6 là các hình minh họa các kỹ thuật thông thường.

Mô tả chi tiết sáng chế

Tiếp theo, phương pháp thực hiện sáng chế được mô tả.

Fig.1 minh họa bình hấp phụ dạng tỏa tròn theo ví dụ thứ nhất của sáng chế.

Bình hấp phụ dạng tỏa tròn này bao gồm đường dòng khí nạp liệu 2 được bố trí theo hình khuyên tại phần chu vi mặt trong của bình hình trụ 1, đường dòng khí thành phẩm 3 được bố trí tại phần tâm của bình hình trụ 1, và lớp hấp phụ 4 được tạo ra giữa đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành

phẩm 3.

Cụ thể hơn, bình hình trụ 1 được bố trí nằm thẳng đứng để trục của hình trụ được đặt cùng các hướng lên/xuống, và phần miệng trong mặt phía trên được che lại bởi phần nắp 11. Các ống có cấu trúc ống kép được bố trí ở phần đáy của bình hình trụ 1. Phần cuối của ống ngoài 13 trong cấu trúc ống kép là miệng dẫn 5 để dẫn khí nạp liệu. Ống trong 14 trong cấu trúc ống kép uốn ở phần trung gian của ống ngoài 13 và đâm xuyên qua vách ống của ống ngoài 13. Tại phần cuối ở đó, đâm xuyên qua vách ống của ống ngoài 13 và được lộ ra ngoài, là miệng xả 6 để xả khí thành phẩm.

Bộ phận đáy trong 12 được gắn vào phần cuối của ống trong 14 trong bình. Khoảng không được xác định trước được tạo ra giữa phần chu vi mặt ngoài của bộ phận đáy trong 12 và phần chu vi mặt trong của bình hình trụ 1. Miệng 18 được tạo ra ở phần tâm của bộ phận đáy trong 12, để giao với đường dòng trùng xuống của ống trong 14 với khoảng không phía trên của bộ phận đáy trong 12.

Vách lưới thứ nhất 15 được tạo ra dọc theo phần chu vi mặt ngoài của bộ phận đáy trong 12. Hơn nữa, vách lưới thứ hai 16 được tạo ra dọc phần chu vi mặt trong của miệng 18, mà được tạo ra tại phần tâm của bộ phận đáy trong 12. Hơn nữa, vách lưới thứ ba 17 được tạo ra giữa vách lưới thứ nhất 15 và vách lưới thứ hai 16. Vách lưới thứ nhất 15, vách lưới thứ hai 16 và vách lưới thứ ba 17, lần lượt, được tạo ra giữa bộ phận đáy trong 12 và các bộ phận nén 19 trong vùng phụ cận của phần miệng trong mặt trên của bình hình trụ 1

Ở đây, khoảng không giữa vách lưới thứ nhất 15 và phần chu vi mặt trong của bình hình trụ 1 có chức năng như đường dòng khí nạp liệu 2. Hơn nữa, khoảng không bên trong hình trụ của vách lưới thứ hai 16 có chức năng như đường dòng khí thành phẩm 3. Hơn nữa, khoảng không giữa vách lưới thứ nhất 15 và vách lưới thứ hai 16 được lấp đầy bằng chất hấp phụ, ở đó lớp hấp phụ 4 được tạo ra. Diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu 2 là không thay đổi theo hướng trục của bình hình trụ 1. Hơn nữa, diện tích tiết diện

đường dòng của đường dòng khí thành phẩm 3 cũng không thay đổi theo hướng trục của bình hình trụ 1.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Trong ví dụ này, lớp hấp phụ 4 được tạo ra bởi lớp ngoài 21 giữa vách lưới thứ nhất 15 và vách lưới thứ ba 17, và lớp trong 22 giữa vách lưới thứ ba 17 và vách lưới thứ hai 16. Lớp ngoài 21 và lớp trong 22 có thể lần lượt được tạo ra bằng cách nạp chất hấp phụ khác nhau. Ví dụ, lớp ngoài 21 có thể được hình thành bằng cách nạp nhôm oxit hoạt tính, trong khi lớp trong 22 có thể được hình thành bằng cách nạp zeolit.

Trong cấu trúc này, miệng dẫn 5 để dẫn khí nạp liệu vào bình hình trụ 1 giao với đường dòng khí nạp liệu 2 tại mặt cuối trục của bình hình trụ 1. Hơn nữa, miệng xả 6 để xả khí thành phẩm ra ngoài bình hình trụ 1 giao với đường dòng khí thành phẩm 3 tại mặt cuối trục của bình hình trụ 1.

Cụ thể, khí nạp liệu được dẫn từ miệng dẫn 5 đi qua ống ngoài 13 và được dẫn vào trong phần đáy của bình hình trụ 1. Khí nạp liệu được dẫn vào khoảng không thấp hơn của bộ phận đáy trong 12 đi qua khoảng không phía ngoài phần chu vi mặt ngoài của bộ phận đáy trong 12 và được dẫn vào đường dòng khí nạp liệu 2. Đường dòng khí nạp liệu 2 được tạo ra theo hình khuyên dọc theo phần chu vi mặt trong của bình hình trụ 1, và khí nạp liệu được dẫn vào đường dòng khí nạp liệu 2, đi theo hướng tỏa tròn từ phía ngoài lớp hấp phụ 4 vào phía bên trong đó. Trong khi đó, các thành phần khí như là đối tượng của sự hấp phụ được hấp phụ, và các thành phần khí còn lại được tách để trở thành khí thành phẩm. Khí thành phẩm đi vào đường dòng khí thành phẩm 3 được bố trí tại phần trung tâm khuyên của lớp hấp phụ 4. Khí thành phẩm được đi vào trong đường dòng khí thành phẩm 3 đi qua miệng 18 của bộ phận đáy trong 12 và ống trong 14, và được xả từ miệng xả 6.

Trong sáng chế, với việc thực hiện dòng khí như mô tả ở trên, dòng không đều được ngăn ngừa.

Hơn nữa, trong ví dụ sáng chế, ngoài cấu trúc ở trên, các cấu trúc sau cũng được áp dụng:

(1) Tỷ lệ của diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu 2 so với diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm 3 được thiết lập trong khoảng từ 1,2:1 đến 3,3:1.

(2) Sự chênh lệch áp suất tỏa tròn của lớp hấp phụ 4 là lớn hơn hoặc bằng 50 lần so với sự chênh lệch áp suất trực của đường dòng khí thành phẩm 3.

(3) Đường kính tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm 3 được thiết lập là lớn hơn hoặc bằng 6% và nhỏ hơn hoặc bằng 22% của chiều dài trực của lớp hấp phụ 4.

Các kết quả của các thử nghiệm này được mô tả chi tiết dưới đây. Trong các sự giải thích dưới đây, việc nghiên cứu được thực hiện cho trường hợp thu được khí oxy như khí thành phẩm, bằng cách sử dụng không khí như khí nạp liệu.

(1) Tỷ lệ của diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu 2 so với diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm 3 được thiết lập là nằm trong khoảng từ 1,2:1 đến 3,3:1.

Fig.2 là các hình mô tả các mô hình được dùng để xác nhận sự chênh lệch trong các hướng dòng khí ảnh hưởng tới dòng không đều. (A-1) minh họa ví dụ dựa theo sáng chế, có cấu trúc mà khí nạp liệu được dẫn từ phần dưới của bình hình trụ 1 và đi qua lớp hấp phụ 4 theo hướng tỏa tròn, và khí thành phẩm được xả từ phần dưới của bình hình trụ 1 (ở đây còn được gọi là "ví dụ" hoặc "dòng-RU"). (B-1) minh họa ví dụ nghiên cứu so sánh, có cấu trúc mà khí nạp liệu được dẫn từ phần dưới của bình hình trụ 1 và đi qua lớp hấp phụ 4 theo hướng tỏa tròn, và khí thành phẩm được xả ra từ phần trên của bình hình trụ 1 (ở đây còn được gọi là "ví dụ so sánh" hoặc "dòng-RZ").

Theo các điều kiện mô phỏng như được thể hiện trên Bảng 1, và với sự trợ giúp của phần mềm phân tích chất lưu nhiệt đa năng "STAR CCM+" của CD-

adapco, dòng khí trong bình hấp phụ đã được mô phỏng. Trong Bảng 1, vận tốc dòng ống thành phẩm (PV) thể hiện vận tốc dòng khí trong đường dòng khí thành phẩm 3.

Ngoài ra, trong các bảng dưới đây, "Ống nạp liệu" và "Ống thành phẩm" lần lượt thể hiện đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành phẩm 3. Do đó "vận tốc dòng ống" thể hiện vận tốc dòng khí trong đường dòng khí nạp liệu 2 hoặc đường dòng khí thành phẩm 3. Lưu ý rằng vận tốc dòng khí là theo hướng trục, không theo hướng tỏa tròn.

Bảng 1

Các mục		Đơn vị	Giá trị được thiết kế
Thể tích dòng	Nạp liệu	Nm ³ /giờ	42.500
	Thành phẩm		5.000
Thành phần nạp liệu (N ₂ /O ₂)		-	0,79/0,21
Thể tích nạp zeolit		tấn/lớp	33,7
Vận tốc dòng ống thành phẩm (PV)		m/giây	2,5, 3,0, 5,0, 7,5
Cấu trúc		-	Dòng-RZ, Dòng-RU
Tỉ lệ diện tích tiết diện		-	1:1 đến 7:1

Tại thể tích dòng của thành phẩm là 5000 Nm³/giờ, sử dụng tỉ lệ diện tích tiết diện thu được bởi phương trình (1) sau như tham số, tỉ lệ của dòng không đều trong bình hấp phụ được xác minh:

Tỉ lệ diện tích tiết diện = Diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu (m²) / Diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm (m²) ... Phương trình (1).

Tỉ lệ của dòng không đều là giá trị thu được bởi phương trình (2) sau:

Tỉ lệ của dòng không đều (%) = Vận tốc dòng khí tối đa đi qua lớp hấp phụ (m/giây) / Vận tốc dòng khí trung bình đi qua lớp hấp phụ (m/giây) - 1 × 100 ... Phương trình (2).

Fig.3 là biểu đồ minh họa sự biến thiên của tỉ lệ dòng không đều so với tỉ lệ

diện tích tiết diện trong ví dụ so sánh (dòng-RZ).

Fig.4 là biểu đồ minh họa sự biến thiên của tỉ lệ dòng không đều so với tỉ lệ diện tích tiết diện trong ví dụ (dòng-RU).

Trong ví dụ so sánh (dòng-RZ), khi tỉ lệ diện tích tiết diện tăng lên, tỉ lệ dòng không đều cho thấy xu hướng giảm sút, nhưng không giảm đến 0. Mặt khác, trong ví dụ (dòng-RU), tỉ lệ của dòng không đều có thể giảm gần đến 0 trong phạm vi gần mức mà tỉ lệ diện tích tiết diện = 2,55:1.

Fig.5 là biểu đồ minh họa sự biến thiên của tỉ lệ dòng không đều so với tỉ lệ diện tích tiết diện trong ví dụ (dòng-RU), cho thấy trường hợp thể tích dòng của nạp liệu / thể tích dòng của thành phẩm là 8,5 và 6,5. Thấy rõ từ các kết quả, tỉ lệ diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu 2 so với diện tích tiết diện đường dòng khí thành phẩm 3 được mong muốn thiết lập trong khoảng từ 1,2:1 đến 3,3:1. Hơn nữa, trong trường hợp này, tỉ lệ diện tích tiết diện được mong muốn hơn nữa được thiết lập trong khoảng từ 1,95:1 đến 2,55:1.

Trong các bình hấp phụ dạng tỏa tròn, một trong những nguyên nhân quan trọng ảnh hưởng đến dòng không đều đó là sự chênh lệch áp suất giữa đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành phẩm 3. Sự chênh lệch áp suất này được gây ra bởi sự sụt áp và gradient áp suất tĩnh trong đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành phẩm 3.

Như được minh họa trên Fig.2(B-2), trong ví dụ so sánh (dòng-RZ), liên quan đến chiều cao trục của bình hình trụ 1, các gradient của áp suất tĩnh của đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành phẩm 3 ngược hướng nhau. Vì vậy, dòng không đều có thể xảy ra trong phần trên của bình.

Như được mô tả trên Fig.2(A-2), trong ví dụ (dòng-RU), các gradient áp suất tĩnh của đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành phẩm 3 có xu hướng giống nhau. Vì vậy, với việc bảo đảm tỉ lệ diện tích tiết diện giữa đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành phẩm 3 sao cho giá trị của gradient

áp suất tĩnh không thay đổi, dòng không đều có thể được ngăn ngừa.

Thử nghiệm tính năng được thực hiện thiết bị thí điểm của bình hấp phụ dạng tỏa tròn, được sản xuất trên cơ sở của các điều kiện thiết kế thể hiện trên Bảng 2.

Bảng 2

Các mục		Đơn vị	Giá trị được thiết kế
Thể tích dòng	Nạp liệu	Nm ³ /giờ	425
	Thành phẩm		50
Thể tích nạp	Zeolit	tấn/lớp	0,337
	Nhôm oxit		0,124
Tỉ lệ diện tích tiết diện		-	2,55
Sự chênh lệch áp suất	Ống nạp liệu (Pf)	Pa	1,1
	Ống thành phẩm (Pp)		1,6
	Phạm vi nạp (ΔP)		135,2

Các kết quả của thử nghiệm thí điểm được thể hiện trong Bảng 3.

Bảng 4 thể hiện các giá trị chênh lệch áp suất phụ thuộc vào mức độ dòng không đều, trong sự mô phỏng phân tích chất lưu.

Bảng 3

Các mục		Đơn vị	Giá trị được thiết kế	Giá trị thực
Thể tích dòng thành phẩm		Nm ³ /giờ	50,0	52,9
Độ tinh khiết của khí oxy thành phẩm		%	93,0	93,1
Thể tích nạp zeolit		tấn/lớp	0,337	0,358
Sự chênh lệch áp suất*	Ống nạp liệu (Pf)	Pa	1,1	4,1
	Ống thành phẩm (Pp)		1,6	2,5
	Phạm vi nạp (ΔP)		135,2	159,5

* Tại áp suất hấp phụ: 20kPaG

Bảng 4

Các chỉ số		Đơn vị	Điều kiện α	Điều kiện β
Cấu trúc		-	Dòng-RU	Dòng-RZ
Thể tích dòng thành phẩm		Nm ³ /giờ	50,0	
Thể tích nạp zeolit		tấn/lớp	0,337	
Tỉ lệ diện tích tiết diện		-	2,55	7,53
Sự chênh lệch áp suất*	Ống nạp liệu (Pf)	Pa	1,1	1,0
	Ống thành phẩm (Pp)		1,6	37,5
	Phạm vi nạp (ΔP)		135,2	87,6
Tỉ lệ của dòng không đều		%	0,21 (Dòng không đều lớn)	29,6 (Dòng không đều nhỏ)

* Tại áp suất hấp phụ: 20kPaG

Như được thể hiện trong các kết quả của thử nghiệm thí điểm của Bảng 3, giá trị được thiết kế trong sự mô phỏng không chênh lệch đáng kể so với giá trị thực đo. Trong mô phỏng phân tích chất lưu, như thể hiện trong Bảng 4, sự chênh lệch áp suất tĩnh thay đổi đáng kể phụ thuộc vào mức độ của dòng không đều. Tức là, khi dòng không đều nhỏ, sự chênh lệch áp suất ống nạp liệu Pf (sự chênh lệch áp suất của đường dòng khí nạp liệu 2) là 1,1, trong khi sự chênh lệch áp suất ống thành phẩm Pp (sự chênh lệch áp suất của đường dòng khí thành phẩm 2) là 1,6. Mặt khác, khi dòng không đều lớn, sự chênh lệch áp suất ống nạp liệu Pf (sự chênh lệch áp suất của đường dòng khí nạp liệu 2) là 1,0, trong khi sự chênh lệch áp suất ống thành phẩm Pp (sự chênh lệch áp suất của đường dòng khí thành phẩm 2) là 37,5. Liên quan đến các sự chênh lệch áp suất tĩnh như được thể hiện trong Bảng 3 giữa đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành phẩm 3, thậm chí trong các giá trị thực đo, sự chênh lệch áp suất ống nạp liệu Pf (sự chênh lệch áp suất của đường dòng khí nạp liệu 2) là 4,1, trong khi sự chênh lệch áp suất ống thành phẩm Pp (sự chênh lệch áp suất của đường dòng khí thành phẩm 2) là 2,5. Các giá trị này có thể được xác định là đủ

nhỏ khi so sánh với trường hợp của dòng không đều lớn trong Bảng 4, và có thể khẳng định rằng dòng không đều được ngăn ngừa.

Như được mô tả ở trên, cấu trúc để ngăn dòng không đều một cách hiệu quả đó là, cấu trúc dòng là dòng-RU, và tỉ lệ của diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu 2 so với diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm 3 được mong muốn thiết lập trong khoảng từ 1,2:1 đến 3,3:1.

(2) Sự chênh lệch áp suất tỏa tròn của lớp hấp phụ 4 là lớn hơn hoặc bằng 50 lần so với sự chênh lệch áp suất trực của đường dòng khí thành phẩm 3.

Tiếp theo, hiệu quả ngăn ngừa của dòng không đều được gây ra bởi sự thay đổi trong quy trình, sự thay đổi trong thể tích dòng và các vấn đề trong sản xuất đã được xác nhận.

Trong phương pháp PSA, nhìn chung, một vài bình hấp phụ được lắp đặt song song, và thực hiện một cách lặp đi lặp lại: quy trình hấp phụ mà khí nạp liệu được nạp vào để được hấp phụ và khí thành phẩm được thu; quy trình tái tạo mà, sau quy trình hấp phụ, các thành phần khí được hấp phụ được giải hấp và chất hấp phụ được tái tạo; quy trình làm sạch mà sự xả chân không được thực hiện với việc nhận khí làm sạch từ các bình hấp phụ khác; và quy trình tăng áp lại mà việc tăng áp lại được thực hiện với việc nhận khí tái sinh từ các bình hấp phụ khác và khí nạp liệu.

Tại thời điểm đó, liên quan đến quy trình hấp phụ và quy trình tăng áp lại, và liên quan đến quy trình tái tạo và quy trình làm sạch, các hướng dòng khí là ngược nhau. Cụ thể, trong quy trình hấp phụ và quy trình tăng áp lại, như được mô tả ở trên, khí đi vào trong theo kiểu tỏa tròn từ đường dòng khí nạp liệu 2 tới đường dòng khí thành phẩm. Mặt khác, trong quy trình tái tạo và quy trình làm sạch, ngược lại, khí đi ra ngoài theo kiểu tỏa tròn từ đường dòng khí thành phẩm 3 tới đường dòng khí nạp liệu.

Hơn nữa, trong suốt quy trình, với áp suất tăng trong bình, thể tích dòng của khí nạp liệu và thể tích dòng của khí thành phẩm cũng thay đổi.

Tác động đến dòng không đều được gây ra bởi sự thay đổi về hướng dòng khí và sự thay đổi về thể tích dòng khí đã được nghiên cứu.

Cùng với sự trợ giúp của phần mềm phân tích chất lưu giống như được mô tả ở trên, dòng khí trong bình hấp phụ, trong trường hợp của sự thay đổi trong thể tích dòng trong suốt quy trình hấp phụ, được mô phỏng.

Các điều kiện mô phỏng được thể hiện trong Bảng 5. $\Delta P/P_p$, tức là sự chênh lệch áp suất tỏa tròn (ΔP) của lớp hấp phụ 4 so với sự chênh lệch áp suất trực (P_p) của đường dòng khí thành phẩm 3, được dùng như tham số. Các điều kiện khác được cố định, và tình trạng dòng không đều trong bình hấp phụ được xác nhận.

Bảng 5

Các chỉ số		Đơn vị	Giá trị được thiết kế	Giá trị được thiết kế (tại thể tích dòng tối đa)
Thể tích dòng	Nạp liệu	$\text{Nm}^3/\text{giờ}$	42.500	50.915
	Thành phẩm		5.000	15.100
Thành phần nạp liệu (N_2/O_2)		-	0,79/0,21	
Thể tích nạp zeolit		tấn/lớp	33,7	
Tỉ lệ diện tích tiết diện		-	2,55	
$\Delta P/P_p$		-	70, 53, 38	

Các kết quả mô phỏng được thể hiện trong Bảng 6. Trong Điều kiện (1), tỉ lệ tối đa của dòng không đều trong trường hợp sự thay đổi thể tích dòng trong suốt quy trình hấp phụ là 0,68%. Hơn nữa, khi giá trị $\Delta P/P_p$ trở nên nhỏ, so với sự chênh lệch áp suất trực của đường dòng khí thành phẩm 3, sự chênh lệch áp suất tỏa tròn của lớp hấp phụ 4 giảm, và kết quả là, tỉ lệ của dòng không đều tăng.

Bảng 6

Các chỉ số			Đơn vị	Điều kiện (1)	Điều kiện (2)	Điều kiện (3)
$\Delta P/P_p$			-	70	53	38
Quy trình hấp phụ (tại 20kPaG)	Thể tích dòng nạp liệu		Nm ³ /giờ	42.500		
	Thể tích dòng thành phẩm		Nm ³ /giờ	5.000		
	Thể tích nạp zeolit		tấn/lớp	33,7		
	Sự chênh lệch áp suất	Ống nạp liệu (Pf)	Pa	13,7	13,2	12,1
		Ống thành phẩm (Pp)		13,8	13,8	13,8
		Phạm vi nạp (ΔP)		964,4	729,3	530,1
	Tỉ lệ dòng không đều		%	0,05	0,11	0,24
Quy trình hấp phụ (tại thể tích dòng tối đa)	Thể tích dòng nạp liệu		Nm ³ /giờ	50.915		
	Thể tích dòng thành phẩm		Nm ³ /giờ	15.100		
	Thể tích nạp zeolit		tấn/lớp	33,7		
	Sự chênh lệch áp suất	Ống nạp liệu (Pf)	Pa	20,4	19,4	18,2
		Ống thành phẩm (Pp)		33,4	33,3	32,7
		Phạm vi nạp (ΔP)		1134,2	853,0	616,8
	Tỉ lệ dòng không đều		%	0,68	1,01	1,49

Hơn nữa, như thể hiện trong Bảng 7 dưới đây, trong Điều kiện (1), trong trường hợp khí đi ngược lại trong quy trình làm sạch, tỉ lệ tối đa của dòng không đều là 0,44%, và tỉ lệ này nhỏ hơn tỉ lệ tối đa của dòng không đều, trong trường hợp thể tích dòng thay đổi trong quy trình hấp phụ, cụ thể là 0,68%.

Bảng 7

Các chỉ số		Đơn vị	Điều kiện (1)
Quy trình làm sạch (tại thể tích dòng tối đa)		Nm ³ /giờ	14.238
Thể tích nạp zeolit		tấn/lớp	33,7
Sự chênh lệch áp suất	Ống nạp liệu (Pf)	Pa	14,7
	Ống thành phẩm (Pp)		44,2
	Phạm vi nạp (ΔP)		2398,5
Tỉ lệ dòng không đều		%	0,44

Với việc thiết lập $\Delta P/P_p$ là đủ lớn, có thể ngăn ngừa dòng không đều tăng nhờ sự chênh lệch của các gradien áp suất tĩnh giữa đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành phẩm 3 được gây ra bởi sự thay đổi trong các hướng dòng khí và sự thay đổi trong thể tích dòng. Trong quy trình hấp phụ tại 20kPaG, trong Điều kiện (1) mà $\Delta P/P_p$ là 70 lần, tỉ lệ của dòng không đều là 0,05, và trong Điều kiện (2) mà $\Delta P/P_p$ là 53 lần, tỉ lệ của dòng không đều là 0,11. Trong khi đó, trong Điều kiện (3) mà $\Delta P/P_p$ là 38 lần, tỉ lệ của dòng không đều tăng đến 0,24. Vì vậy, như điều kiện để ngăn dòng không đều một cách hiệu quả, $\Delta P/P_p$ được mong muốn thiết lập là giá trị đủ lớn, cụ thể là lớn hơn hoặc bằng 50 lần.

(3) Đường kính tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm 3 được thiết lập là lớn hơn hoặc bằng 6% và nhỏ hơn hoặc bằng 22% so với chiều dài trục của lớp hấp phụ 4.

Như thể hiện trong Bảng 8 dưới đây, sự mô phỏng được thực hiện bằng việc thay đổi tỉ lệ giữa đường kính tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm 3 và chiều dài nạp trục của lớp hấp phụ 4. Khi tỉ lệ nêu trên là nằm trong khoảng từ 6% đến 24%, tỉ lệ của dòng không đều là 0,02 đến 0,11. Mặt khác, khi tỉ lệ nêu trên trở thành 5%, tỉ lệ của dòng không đều tăng đến 0,24. Hơn nữa, khi tỉ lệ nêu trên là 24%, sự chênh lệch áp suất trong phạm vi nạp vượt quá 4000Pa. Điều này tương đương với tỉ lệ đó của các loại bình dạng đứng thông thường, và hiệu quả của dạng tỏa tròn mất đi. Vì vậy, tỉ lệ trên được đặt là lớn hơn hoặc bằng 6% và nhỏ hơn hoặc bằng 22%. Phạm vi mong muốn nhiều hơn của tỉ lệ nêu trên là lớn hơn hoặc bằng 8% và nhỏ hơn hoặc bằng 12%.

Bảng 8

Các chỉ số		Đơn vị	Điều kiện A	Điều kiện B	Điều kiện C	Điều kiện D	Điều kiện E	Điều kiện F
Đường kính/ Chiều cao nạp ống thành phẩm $\times 100$		%	24	22	12	8	6	5
$\Delta P/P_p$		-	314	276	121	70	53	38
Thể tích dòng	Nạp liệu	Nm	42.500					
	Thành phẩm	$^3/\text{giờ}$	5.000					
Thể tích nạp zeolit		tấn/lốp	33,7					
Sự chênh lệch áp suất	Ống nạp liệu (Pf)	Pa	16,1	16,1	16,1	13,7	13,2	12,1
	Ống thành phẩm (Pp)		13,9	13,9	14,0	13,8	13,8	13,8
	Phạm vi nạp (ΔP)		4371,4	3829,5	1694,5	964,6	729,3	530,1
Tỉ lệ dòng không đều		%	0,02	0,02	0,03	0,05	0,11	0,24

Như được mô tả ở trên, trong bình hấp phụ dạng tỏa tròn của ví dụ này, khí nạp liệu được dẫn vào từ miệng dẫn 5 tại mặt cuối trục của bình hình trụ 1, đi qua lớp hấp phụ 4 từ đường dòng khí nạp liệu 2 tại phần chu vi mặt trong đến đường dòng khí thành phẩm 3 tại phần trung tâm, và khí thành phẩm được xả ra từ miệng xả 6 tại mặt cuối. Với dòng này của khí, các gradien của áp suất tĩnh của đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành phẩm 3, lần lượt, theo hướng trục của bình hình trụ 1, có xu hướng giống nhau, và dòng không đều được ngăn ngừa.

Hơn nữa, vì tỉ lệ của diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu 2, so với diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm 3 được thiết lập là nằm trong khoảng từ 1,2:1 đến 3,3:1, sự thay đổi trong sự chênh lệch áp suất tĩnh giữa đường dòng khí nạp liệu 2 và đường dòng khí thành

phẩm 3 theo hướng trục của bình hình trụ 1 được giới hạn trong phạm vi được xác định trước, và dòng không đều được ngăn ngừa một cách hiệu quả. Vì vậy, không cần sử dụng cấu trúc phức tạp như dạng thuôn hay dạng nón, dòng không đều có thể được ngăn chặn một cách hiệu quả, và tính chất đồng đều của dòng khí có thể cải thiện.

Vì vậy, theo bình hấp phụ dạng tủa tròn trong sáng chế, vì không yêu cầu cấu trúc phức tạp như dạng thuôn hay dạng nón, bình hấp phụ có thể được sản xuất một cách dễ dàng, và chi phí lắp đặt có thể được giảm. Hơn nữa, việc bảo trì và những công việc tương tự có thể được thuận tiện. Hơn nữa, sự sụt áp tại lớp hấp phụ 4 được giảm và sự hao phí năng lượng được giảm đáng kể. Trong khi ngăn ngừa sự sụt áp trong phạm vi được xác định trước, có thể tăng kích thước bình hấp phụ bằng cách kéo dài theo hướng đứng, và vì vậy, việc tăng thể tích sản xuất thành phẩm mỗi hệ thống có thể được dự tính. Hơn nữa, vì dòng chảy không đều trở nên ít đi, hiệu quả tận dụng của chất hấp phụ trở nên lớn hơn, và hiệu quả tách có thể cải thiện.

Hơn nữa, vì sự chênh lệch áp suất tủa tròn của lớp hấp phụ 4 là lớn hơn hoặc bằng 50 lần so với sự chênh lệch áp suất trục của đường dòng khí thành phẩm 3.

Vì vậy, dòng không đều có thể được ngăn chặn một cách hiệu quả hơn nữa.

Hơn nữa, vì đường kính tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm 3 được đặt là lớn hơn hoặc bằng 6% và nhỏ hơn hoặc bằng 22% so với chiều dài trục của lớp hấp phụ 4.

Vì vậy, dòng không đều có thể được ngăn chặn một cách hiệu quả hơn nữa.

Hiệu quả đạt được của sáng chế

Trong bình hấp phụ dạng tủa tròn của sáng chế, khí nạp liệu được dẫn vào từ miệng dẫn tại mặt cuối trục của bình hình trụ, đi qua lớp hấp phụ từ đường dòng khí nạp liệu tại phần chu vi mặt trong đến đường dòng khí thành phẩm tại

phần trung tâm, và khí thành phẩm được xả ra từ miệng xả tại mặt cuối. Với dòng này của khí, các gradien của áp suất tĩnh của đường dòng khí nạp liệu và đường dòng khí thành phẩm, tương ứng theo hướng trục của bình hình trụ, có xu hướng giống nhau, và dòng không đều được ngăn ngừa.

Hơn nữa, vì tỉ lệ của diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu, so với diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm được thiết lập là nằm trong khoảng từ 1,2:1 đến 3,3:1, sự thay đổi trong sự chênh lệch áp suất tĩnh giữa đường dòng khí nạp liệu và đường dòng khí thành phẩm theo hướng trục của bình hình trụ được giới hạn trong phạm vi được xác định trước, và dòng không đều được ngăn ngừa một cách hiệu quả. Vì vậy, không sử dụng cấu trúc phức tạp như dạng thuôn hay dạng nón, dòng không đều có thể được ngăn chặn một cách hiệu quả, và tính chất đồng đều của dòng khí có thể cải thiện.

Vì vậy, theo bình hấp phụ dạng tòa tròn trong sáng chế, vì không yêu cầu cấu trúc phức tạp như dạng thuôn hay dạng nón, bình hấp phụ có thể được sản xuất một cách dễ dàng, và chi phí lắp đặt có thể được giảm. Hơn nữa, việc bảo trì và những công đoạn tương tự có thể được trở nên thuận tiện. Hơn nữa, sự sụt áp tại lớp hấp phụ được giảm và sự hao phí năng lượng được giảm đáng kể. Có thể tăng kích thước bình hấp phụ bằng cách kéo dài theo chiều đứng trong khi ngăn được sự sụt năng lượng trong phạm vi được xác định trước, và vì vậy, thể tích sản xuất thành phẩm mỗi hệ thống có thể được dự tính. Hơn nữa, vì dòng chảy không đều trở nên ít đi, hiệu quả tận dụng của chất hấp phụ trở nên lớn hơn, và hiệu quả tách có thể được cải thiện.

Trong sáng chế này, khi sự chênh lệch áp suất theo hướng tỏa tròn của lớp hấp phụ là lớn hơn hoặc bằng 50 lần so với sự chênh lệch áp suất theo hướng trục của đường dòng khí thành phẩm, dòng không đều có thể được ngăn ngừa một cách hiệu quả hơn nữa,

Trong sáng chế này, khi đường kính tiết diện đường dòng của đường dòng

khí thành phẩm 3 được thiết lập là lớn hơn hoặc bằng 6% và nhỏ hơn hoặc bằng 22% của chiều dài trục của lớp hấp phụ, dòng không đều có thể được ngăn ngừa một cách hiệu quả hơn nữa,

Giải thích số chỉ dẫn:

- 1 Bình hình trụ
- 2 Đường dòng khí nạp liệu
- 3 Đường dòng khí thành phẩm
- 4 Lớp hấp phụ
- 5 Miệng dẫn
- 6 Miệng xả
- 11 Phần nắp
- 12 Bộ phận đáy trong
- 13 Ống ngoài
- 14 Ống trong
- 15 Vách lưới thứ nhất
- 16 Vách lưới thứ hai
- 17 Vách lưới thứ ba
- 18 Miệng
- 19 Bộ phận nén
- 21 Lớp ngoài
- 22 Lớp trong
- 25 Cổng nạp

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Bình hấp phụ dạng tủa tròn bao gồm:

đường dòng khí nạp liệu (2) được bố trí theo hình khuyên tại phần chu vi mặt trong của bình hình trụ (1), đường dòng khí thành phẩm (3) được bố trí tại phần trung tâm của bình hình trụ (1), lớp hấp phụ (4) được tạo ra giữa đường dòng khí nạp liệu (2) và đường dòng khí thành phẩm (3), trong đó:

miệng dẫn (5) để dẫn khí nạp liệu vào bình hình trụ (1) giao với đường dòng khí nạp liệu (2) tại mặt cuối trục của bình hình trụ (1),

miệng xả (6) để xả khí thành phẩm ra ngoài bình hình trụ (1) giao với đường dòng khí thành phẩm (3) tại mặt cuối bình hình trụ (1), và

diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu (2) không thay đổi theo hướng trục của bình hình trụ (1), và

diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm (3) cũng không thay đổi theo hướng trục của bình hình trụ (1), và

tỉ lệ diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí nạp liệu (2) so với diện tích tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm (3) được thiết lập là nằm trong khoảng từ 1,2:1 đến 3,3:1, trong đó:

sự chênh lệch áp suất tủa tròn của lớp hấp phụ (4) lớn hơn hoặc bằng 50 lần so với sự chênh lệch áp suất trục của đường dòng khí thành phẩm (3),

đường kính tiết diện đường dòng của đường dòng khí thành phẩm (3) được thiết lập là lớn hơn hoặc bằng 6% và nhỏ hơn hoặc bằng 22% so với chiều dài trục của lớp hấp phụ (4), và

đường dòng khí nạp liệu (2) và đường dòng khí thành phẩm (3) không có dạng thuôn hoặc dạng nón.

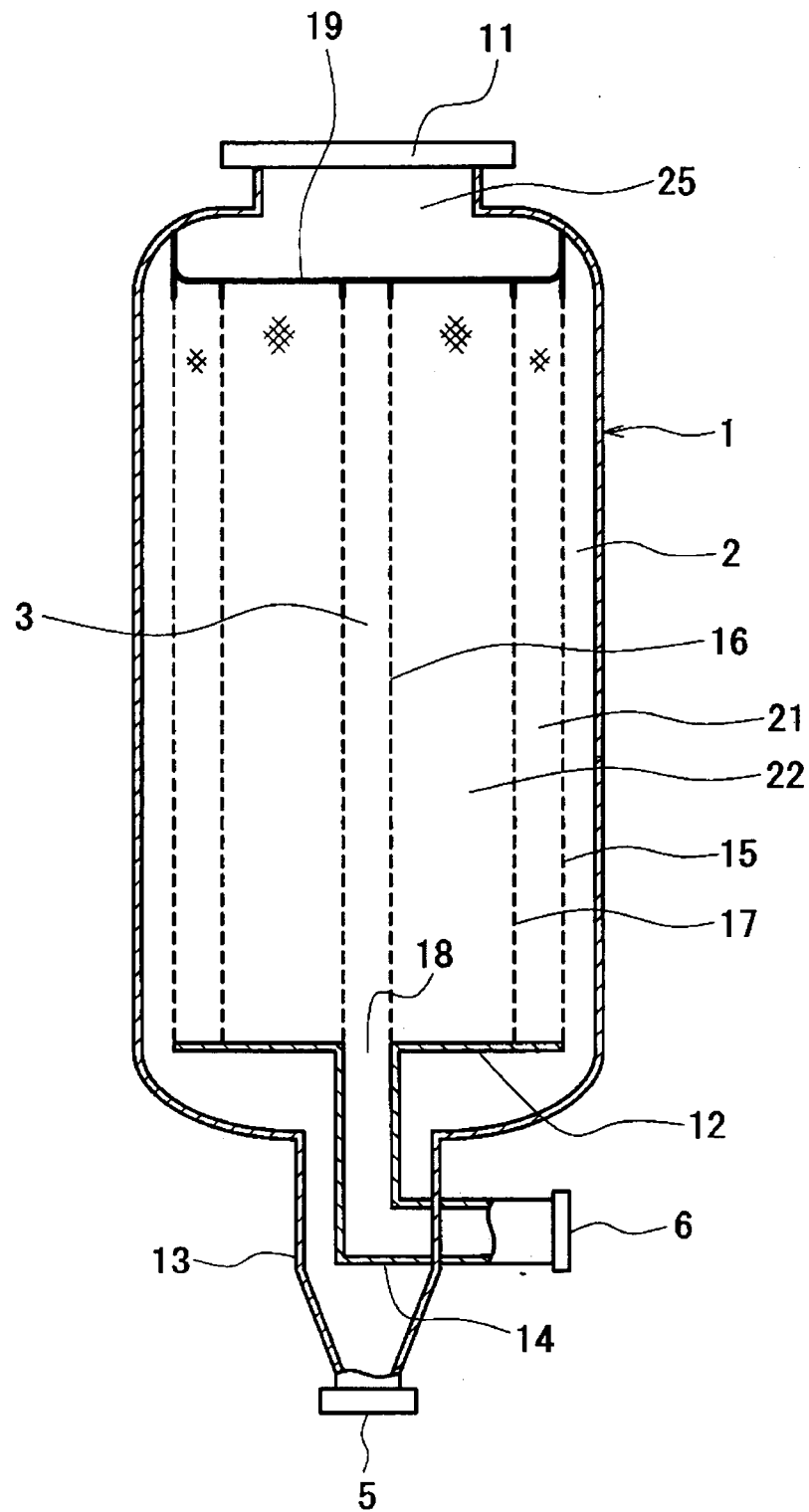
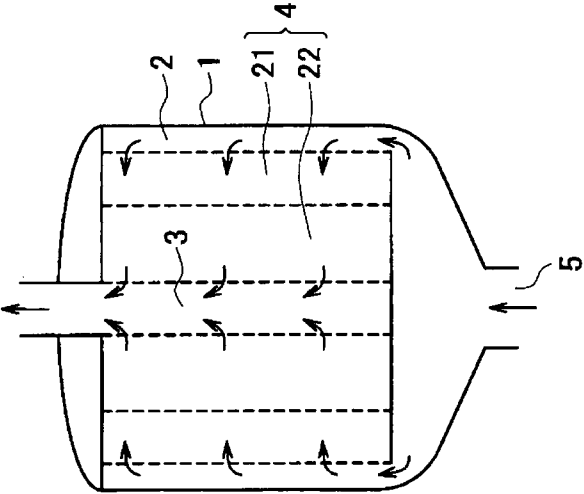
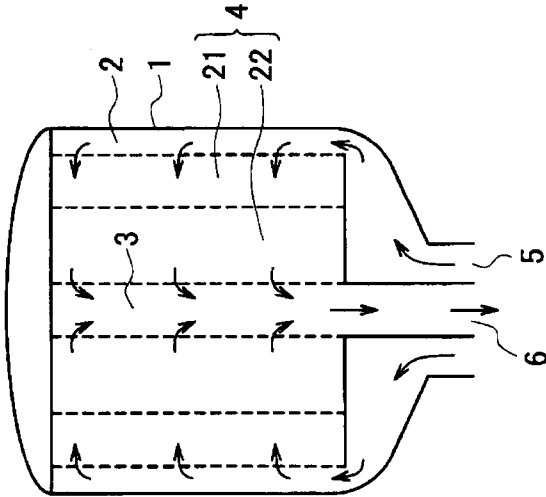
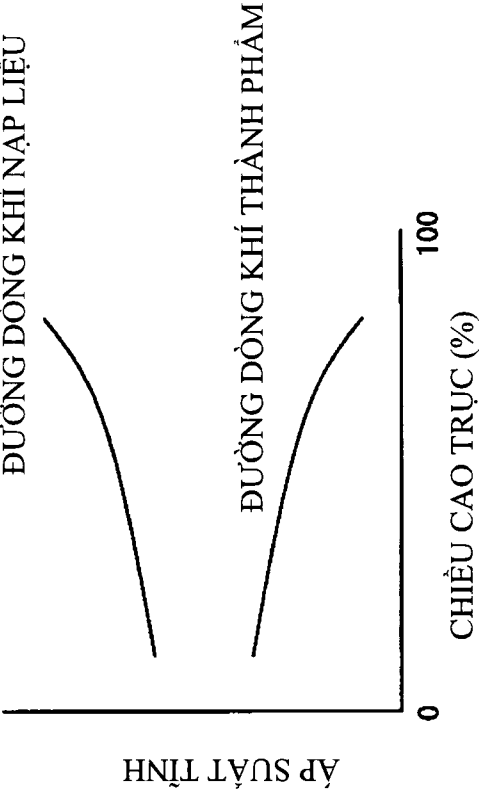


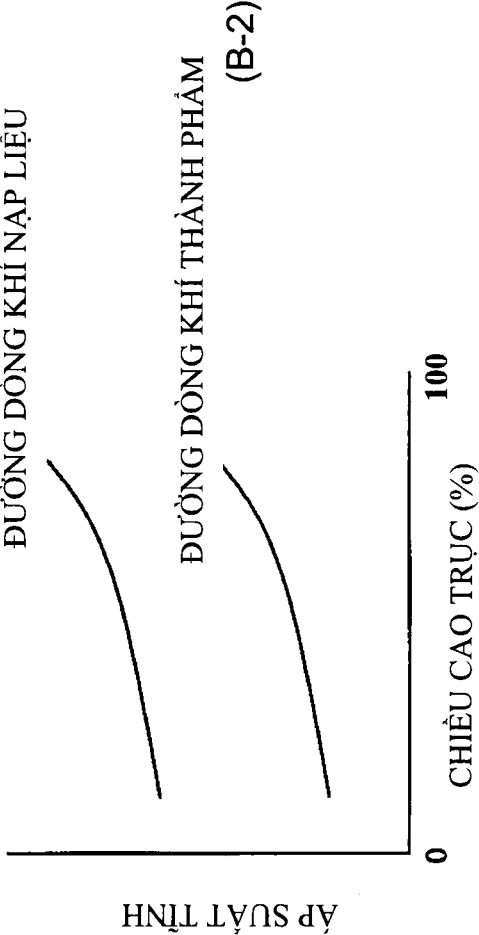
FIG. 1



(B-1)

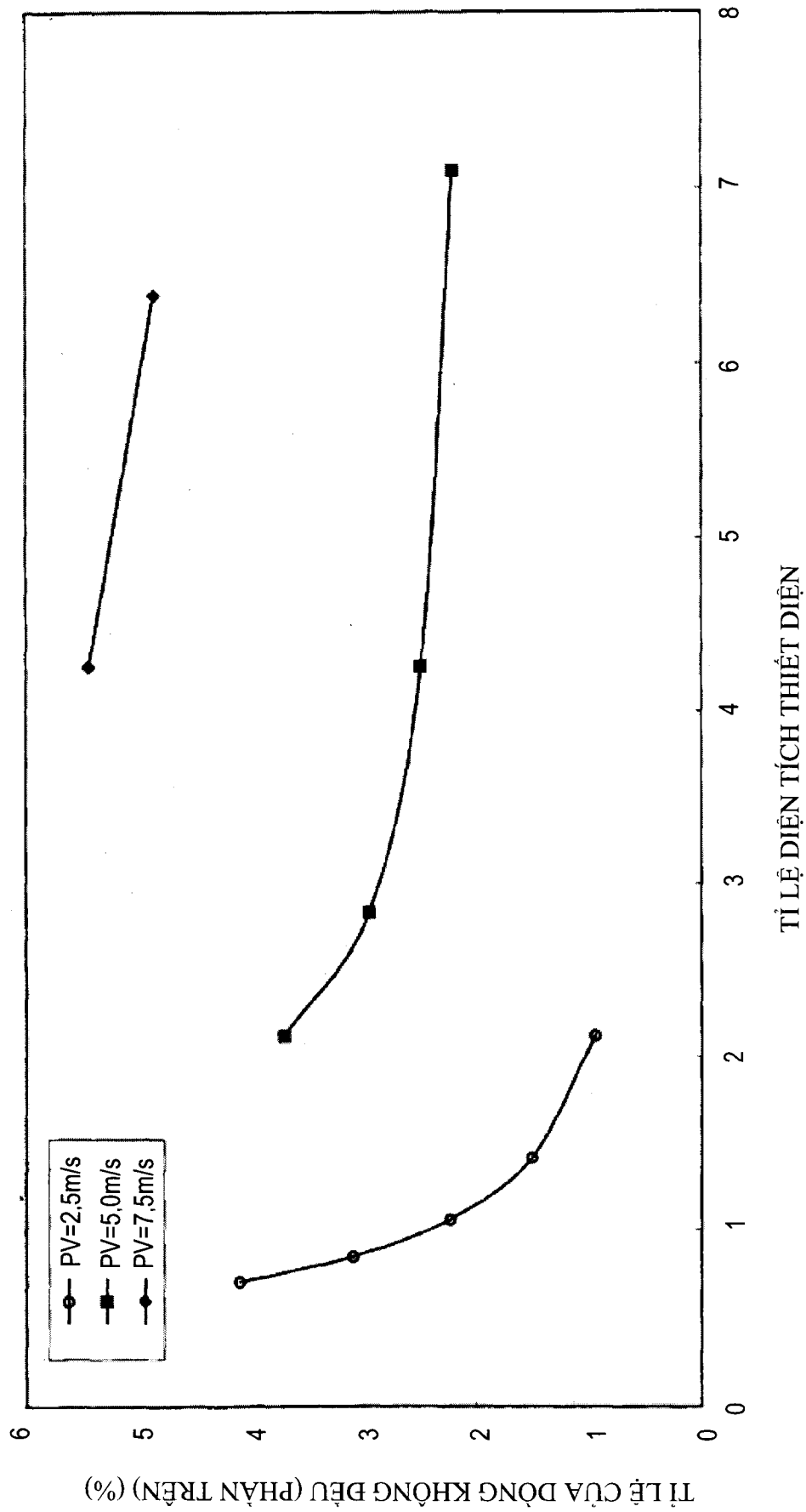


(A-1)



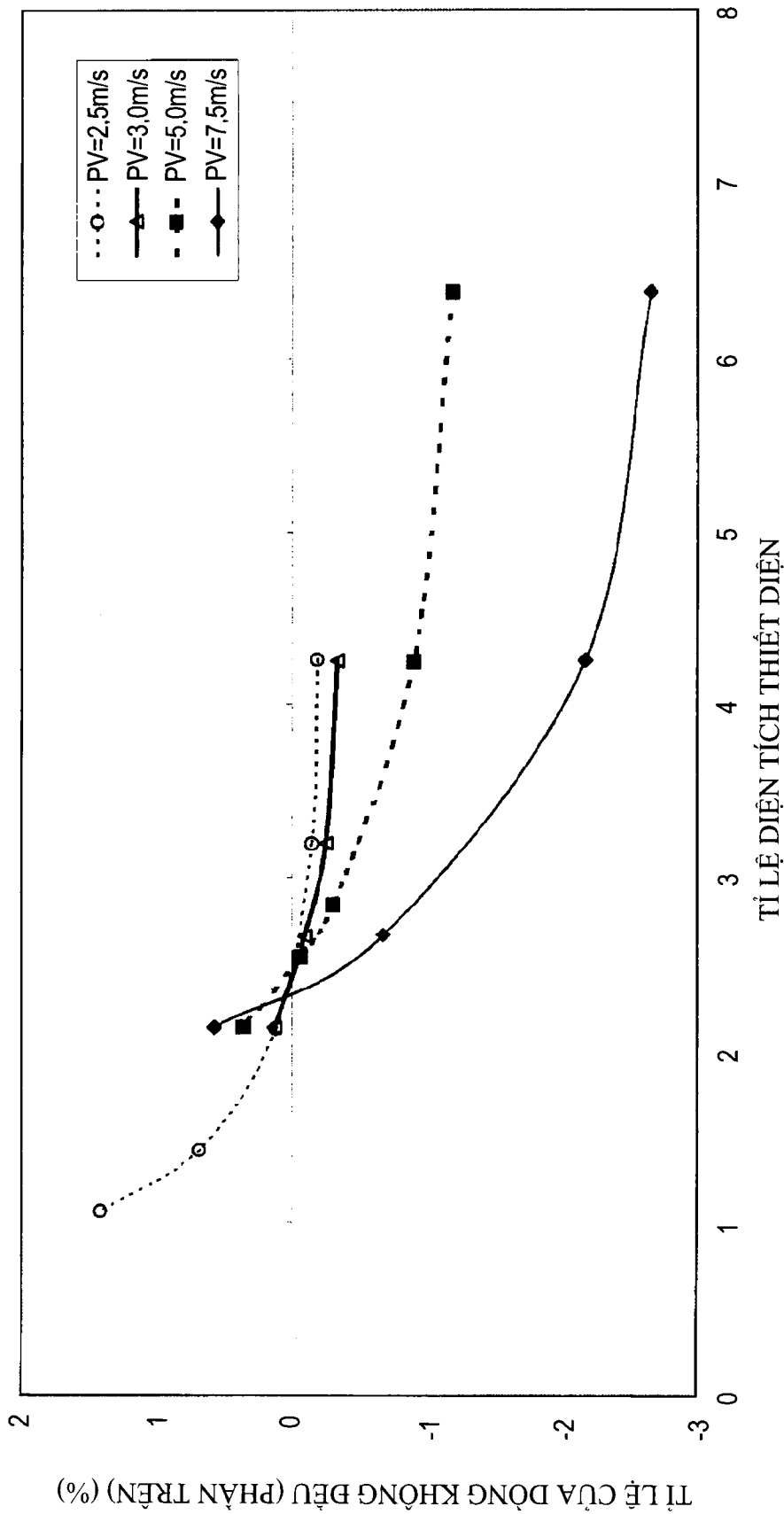
(A-2)

FIG. 2



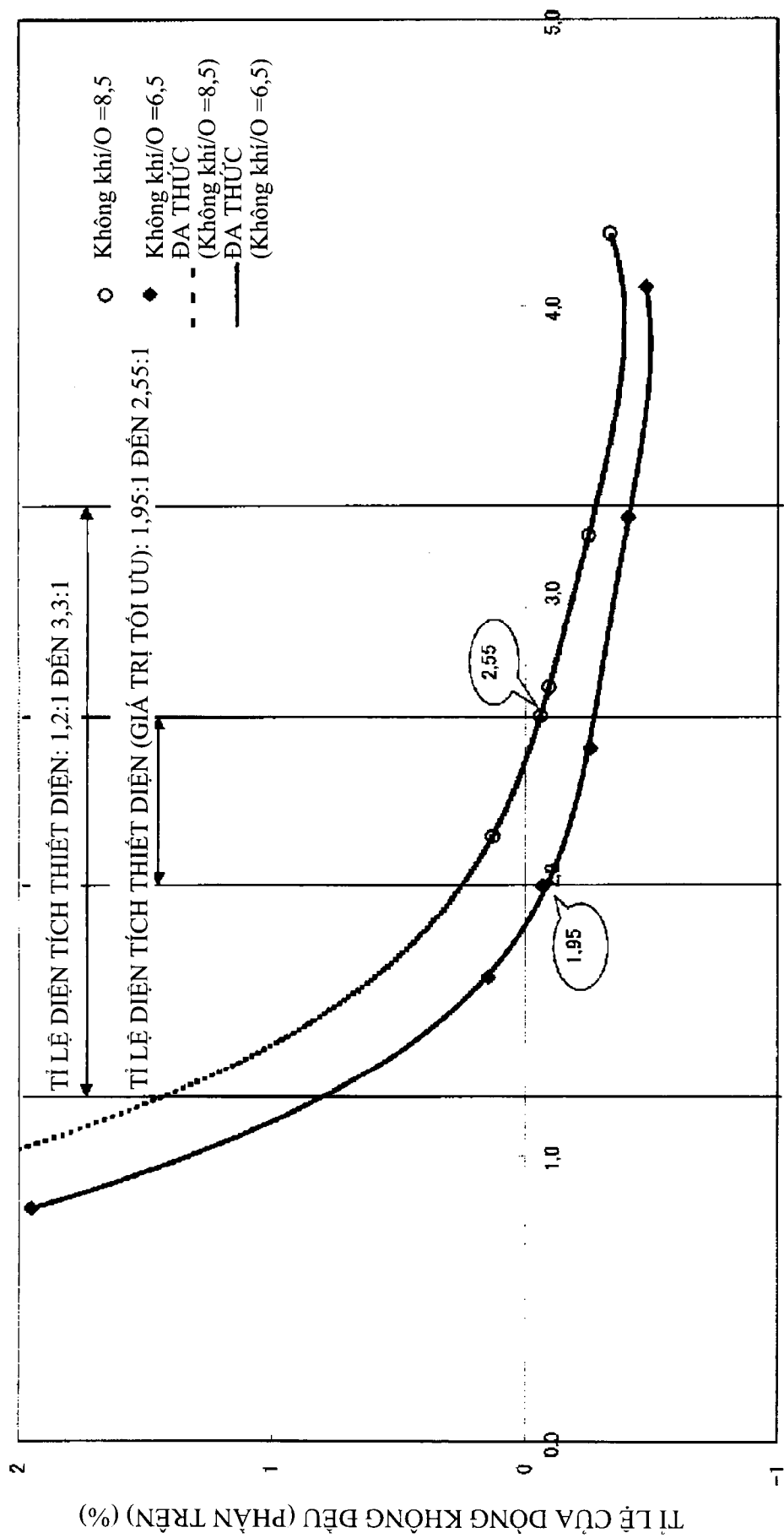
SỰ BIẾN THIÊN CỦA TỈ LỆ DÒNG KHÔNG ĐỀU ĐỐI VỚI TỈ LỆ DIỆN TÍCH THIẾT DIỆN TRONG DÒNG-RZ

FIG. 3



SỰ BIẾN THIÊN CỦA TỈ LỆ DÒNG KHÔNG ĐỀU ĐỐI VỚI TỶ LỆ DIỆN TÍCH THIẾT DIỆN TRONG DÒNG-RU

FIG. 4



TỈ LỆ DIỆN TÍCH THIẾT DIỆN (NẠP LIỆU/THÀNH PHẨM)

SỰ BIẾN THIÊN CỦA TỈ LỆ DÒNG KHÔNG ĐỀU ĐỐI VỚI TỈ LỆ DIỆN TÍCH THIẾT DIỆN (5000Nm /giờ)

FIG. 5

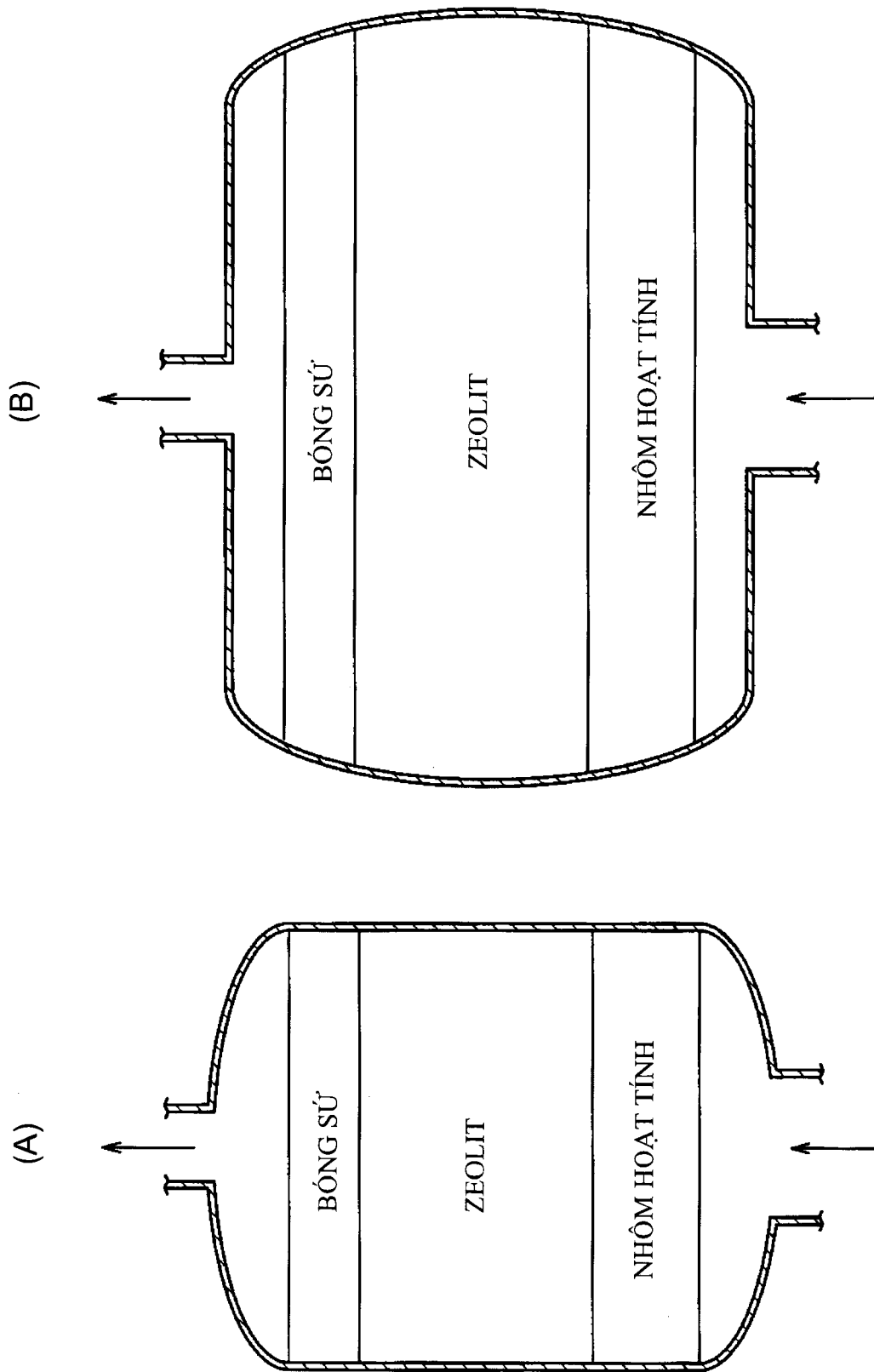


FIG. 6