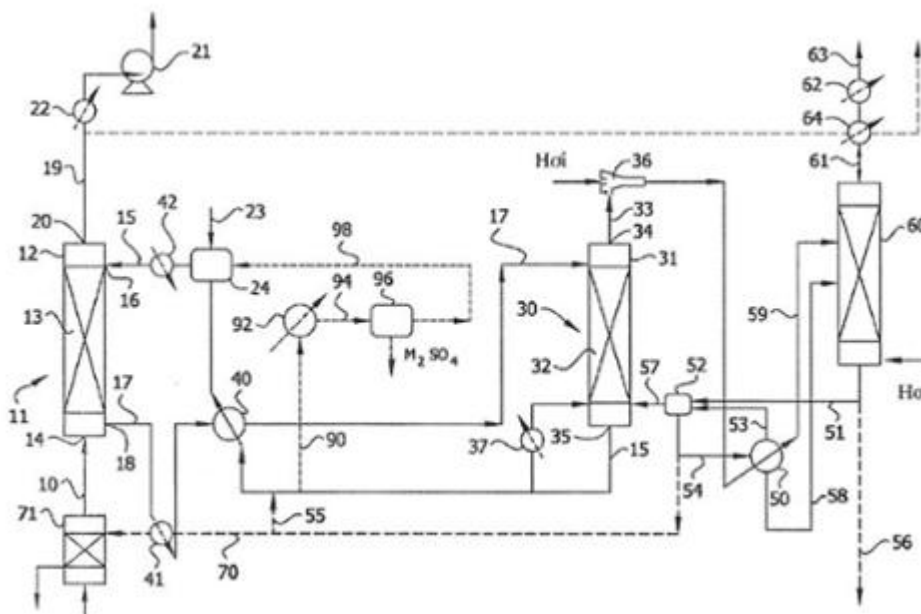


(74) Công ty Luật TNHH Phạm và Liên danh (PHAM & ASSOCIATES)



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình loại bỏ theo cách lựa chọn các chất gây ô nhiễm từ khí thải. Cụ thể hơn, theo các phương án khác nhau, sáng chế đề cập đến việc loại bỏ theo cách lựa chọn và thu hồi lưu huỳnh đioxit từ khí thải trong quy trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit đã được tái sinh mà đạt được hiệu quả năng lượng có lợi. Các sơ đồ thu hồi theo sáng chế được áp dụng để loại bỏ và thu hồi các khí axit khác như hydro sulfua, cacbon đioxit, và hydroclorua, cũng như các chất gây ô nhiễm khác như amoniac.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Các khí thải chứa các chất gây ô nhiễm được tạo ra do nhiều quy trình xử lý. Ví dụ, lưu huỳnh đioxit được tạo ra trong quy trình luyện kim và quy trình hóa học, kể cả việc xử lý axit sulfuric bằng cách đốt cháy lưu huỳnh, các thiết bị sử dụng axit sulfuric hết khấu hao, nung hoặc nấu chảy quặng kim loại chứa sulfua và các thể cô và đốt các nhiên liệu chứa lưu huỳnh-cacbon (ví dụ, các khí thải từ các nhà máy phát điện dùng than). Các nhiên liệu chứa cacbon đóng vai trò quan trọng trong việc phát điện, tạo ra năng lượng để làm nóng và các nhiên liệu để vận tải. Hầu hết các nhiên liệu chứa cacbon chứa lưu huỳnh mà khi đốt sẽ chuyển hóa thành lưu huỳnh đioxit. Lưu huỳnh đioxit xả ra góp phần lớn vào các vấn đề về môi trường và sức khỏe. Đối với các nền kinh tế mới nổi đang phát triển, nhu cầu năng lượng của chúng gia tăng một cách nhanh chóng và do các nhiên liệu chứa cacbon ít lưu huỳnh bị cạn kiệt, ngày càng nhiều nguồn dự trữ than và dầu có lượng lưu huỳnh lớn hơn đáng kể sẽ được sử dụng dẫn đến việc lượng phát xạ lưu huỳnh đioxit gia tăng.

Có các áp lực ngày càng gia tăng để giảm sự phát xạ lưu huỳnh đioxit trên thế giới. Hầu hết phương pháp thường dùng để loại bỏ lưu huỳnh đioxit là thông qua các kỹ thuật hấp thụ hoặc hấp phụ. Một phương pháp thông thường là cho lưu huỳnh đioxit tiếp xúc với dòng nước chứa bazơ không đắt tiền. Lưu huỳnh đioxit hòa tan trong nước tạo ra axit sulfuro (H_2SO_3) mà về phần mình đã phản ứng với bazơ để tạo

ra muối. Các bazơ thông dụng là natri hydroxit, natri cacbonat và vôi (canxi hydroxit, $\text{Ca}(\text{OH})_2$). Độ pH bắt đầu khoảng 9 và được làm giảm đến 6 sau khi phản ứng với lưu huỳnh đioxit. Hệ thống rửa ướt một tầng thông thường loại bỏ trên 95% lưu huỳnh đioxit. Các tháp rửa ướt và các tháp rửa khô tương tự cần vốn đầu tư, các chi phí thay đổi do tiêu thụ vôi và cả chất thải rắn, và tiêu thụ năng lượng, và dùng để vận hành các hệ thống loại bỏ lưu huỳnh đioxit này.

Thay vì cho phản ứng với bazơ như vôi, lưu huỳnh đioxit trong các loại khí thải có thể được thu hồi để bán dưới dạng sản phẩm lưu huỳnh đioxit tinh khiết, được sử dụng làm một phần của khí nguyên liệu dùng cho nhà máy sản xuất axit sulfuric bằng cách tiếp xúc và được thu hồi dưới dạng axit sulfuric và/hoặc axit sulfuric bốc khói nhằm đáp ứng nhu cầu toàn cầu ngày càng gia tăng của ngành công nghiệp phân bón hoặc cấp cho thiết bị Claus để sản xuất lưu huỳnh nguyên tố. Ngoài việc xử lý các nhược điểm về môi trường và sức khỏe liên quan đến việc phát xạ lưu huỳnh đioxit, phương pháp này thu hồi lưu huỳnh từ than và các nhiên liệu chứa lưu huỳnh-cacbon khác. Tuy nhiên, các dòng khí này thường có nồng độ lưu huỳnh đioxit tương đối thấp và lượng lớn hơi nước. Nếu nồng độ lưu huỳnh đioxit trong khí cấp cho nhà máy sản xuất axit sulfuric là nhỏ hơn khoảng 4 đến 5 phần trăm thể tích, các nhược điểm có thể phát sinh liên quan đến cả sự cân bằng nước lẫn sự cân bằng năng lượng trong nhà máy axit. Cụ thể hơn, sự cân bằng nguyên liệu trong nhà máy sản xuất axit sulfuric thông thường yêu cầu rằng tỷ lệ mol $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_2$ trong dòng khí chứa lưu huỳnh đioxit cấp cho nhà máy này là không cao hơn nồng độ mol $\text{H}_2\text{O}/\text{SO}_3$ trong axit thành phẩm. Nếu nồng độ axit thành phẩm mong muốn là 98,5 phần trăm hoặc cao hơn, tỷ lệ này có thể không lớn hơn khoảng 1,08 trong dòng khí chứa lưu huỳnh đioxit cấp cho nhà máy. Khi được tạo ra, các loại khí thải từ quy trình luyện kim và các khí thải từ việc đốt các nhiên liệu chứa sulfuro cacbon thường có lượng hơi nước lớn hơn nhiều so với tỷ lệ 1,08, mà không thể được giảm một cách thích hợp bằng cách làm nguội khí nếu không có vốn đầu tư và mức tiêu hao năng lượng đáng kể. Hơn thế nữa, nếu nồng độ khí lưu huỳnh đioxit trong nguồn khí là nhỏ hơn khoảng 4 đến 5 phần trăm thể tích, nồng độ này có thể là không đủ để bộ chuyển hóa xúc tác vận hành tự nhiệt. Tức là nhiệt của quá trình chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit có thể không đủ lớn để làm nóng các khí nạp đến nhiệt độ vận hành xúc tác và dẫn đến việc phải

cấp nhiệt từ nguồn bên ngoài. Về phần mình, việc này còn làm tăng cả chi phí vận hành lẫn yêu cầu vốn đầu tư cho các thiết bị sản xuất axit sulfuric.

Nồng độ lưu huỳnh đioxit trong các khí thải có thể được nâng cao bằng cách hấp thu có chọn lọc lưu huỳnh đioxit trong dung môi thích hợp và cuối cùng rửa lưu huỳnh đioxit đã được hấp thu để tạo ra dung môi tái sinh và khí giàu lưu huỳnh đioxit. Nhiều loại dung dịch nước và các dung môi hữu cơ và dung dịch đã được sử dụng trong quy trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit đã được tái sinh. Ví dụ, dung dịch nước chứa các kim loại kiềm (ví dụ, dung dịch natri sulfit/bisulfit), các amin (ví dụ, các alkanolamin, các tetrahydroxyetylalkylendiamin, v.v.), các muối amin và các muối của các axit hữu cơ khác nhau có thể được sử dụng dưới dạng các chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit đã được tái sinh được.

Dung dịch đệm nước chứa chất vô cơ cũng có hiệu quả trong việc hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Fung và các đồng tác giả (2000) đề cập đến dữ liệu về độ hòa tan của lưu huỳnh đioxit đối với dung dịch chứa 1mol axit phosphoric và natri cacbonat theo tỷ lệ khoảng 1,57 Na/PO₄ dưới dạng hàm số của nhiệt độ. Dữ liệu là đối với hỗn hợp thô và hỗn hợp mà 1.000ppm axit adipic được bổ sung vào để tăng độ hòa tan lưu huỳnh đioxit. Fung và các đồng tác giả còn chỉ ra rằng khi ở nhiệt độ sôi, lần lượt là 95% và 65% lưu huỳnh đioxit được loại bỏ đối với hỗn hợp thô và hỗn hợp chứa axit adipic. Các phép tính theo độ pH của dung dịch cho thấy rằng độ pH thay đổi từ 6 đến 3 một khi lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ. Như với các dung môi hữu cơ, lưu huỳnh đioxit phản ứng nhẹ với oxy tạo ra lưu huỳnh trioxit. Mặc dù phản ứng này là rất hạn chế và nếu Na₂CO₃ được sử dụng, nó tiếp tục bị ức chế do phản ứng của nó với các gốc tự do đã được tạo ra trong khi oxy hóa, lưu huỳnh trioxit mà được tạo ra khiến cho tạo ra natri sulfat, mà nếu natri sulfat được loại bỏ bằng cách kết tinh, nó được loại bỏ dưới dạng natri sulfat decahydrat (Na₂SO₄·10H₂O), còn được gọi là muối Glauber. Muối này có thể được loại bỏ bằng cách lấy dòng trượt và làm nguội nó để cường bức sự kết tủa muối Glauber mà dễ dàng được kết tinh và được loại bỏ bằng cách sàng, lọc, ly tâm hoặc công nghệ tách rắn/lỏng khác.

Patent Mỹ số 4,133,650 (cấp cho Gamerdonk và các đồng tác giả) bộc lộ quy trình tái sinh để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ các loại khí xả bằng cách sử dụng điaxit carboxylic trong nước tái sinh được (ví dụ, axit phtalic, axit maleic, axit malonic và axit glutaric và hỗn hợp của chúng) rửa dung dịch được đệm đến độ pH nằm trong

khoảng từ 2,8 đến 9. Lưu huỳnh đioxit đã được thu hồi có thể được sử dụng để sản xuất axit sulfuric.

Tương tự, patent Mỹ số 2,031,802 (cấp cho Tyrer) gợi ý rằng việc sử dụng các muối của các axit hầu như không bay hơi có hằng số phân ly nằm trong khoảng từ 1×10^{-2} và 1×10^{-5} đo được khi pha loãng 40 lit cho một phân tử gam và ở nhiệt độ 25°C (ví dụ, axit lactic, axit glycolic, axit citric và axit ortho-phosphoric) theo quy trình tái sinh nhằm thu hồi lưu huỳnh đioxit từ khí thải.

Patent Mỹ số 4,366,134 (cấp cho Korosy) bộc lộ quy trình khử sulfua của khí thải tái sinh mà sử dụng dung dịch nước kali xitrat được đệm đến độ pH nằm trong khoảng từ 3 đến 9.

Các dung môi hữu cơ dùng trong quy trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit bao gồm dimethyl anilin, tetraetylen glycol dimethyl ete và dibutyl butyl phosphonat. Giống như hầu hết dung môi, khả năng của các dung môi hữu cơ được nâng cao nhờ áp suất cao và nhiệt độ thấp. Sau đó, khí lưu huỳnh đioxit được thu hồi (và dung môi được tái sinh) bằng cách hạ áp suất và/hoặc tăng nhiệt độ. Các dung môi hữu cơ này cần đến việc sử dụng kết cấu kim loại và thường cần đến việc tái sinh dung môi do tạo ra axit sulfuric và trong một số trường hợp do phản ứng của dung môi với lưu huỳnh trioxit được tạo ra bởi phản ứng phụ của lưu huỳnh đioxit với oxy trong quy trình hấp thụ/giải hấp. Các dung môi hữu cơ thông thường đắt hơn nhiều so với dung dịch nước hấp thụ.

Tốc độ chảy của khí thải khá lớn được phát ra từ nhà máy phát điện đốt than, dẫn đến kích thước thiết bị rất lớn để thu hồi lưu huỳnh đioxit. Các dung môi hữu cơ mà cần đến kết cấu kim loại thường không cạnh tranh mạnh về mặt kinh tế với các tháp rửa ướt mà thường sử dụng kết cấu chất dẻo được gia cường sợi (FRP- Fiber Reinforced Plastic), các thùng được bọc hoặc các hợp kim có chi phí thấp.

Các dung môi hữu cơ thông thường còn có một hoặc nhiều nhược điểm liên quan đến các đặc tính mong muốn trong chất hấp thụ dùng trong chu trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit. Nhiều dung môi có khả năng hấp thụ lưu huỳnh đioxit tương đối thấp, đặc biệt là ở các áp suất riêng của lưu huỳnh đioxit thường gặp trong các chất thải chứa lưu huỳnh đioxit yếu (ví dụ, nằm trong khoảng từ 0,1 đến 5kPa). Các dung môi này thường hấp thụ lượng hơi nước đáng kể ra khỏi chất thải chứa lưu huỳnh đioxit tạo ra mức độ giảm đáng kể về khả năng hấp thụ lưu huỳnh đioxit của dung

môi. Kết quả là, các tốc độ chảy tính theo mol của các dung môi này cần để thỏa mãn hiệu quả hấp thụ lưu huỳnh đioxit mong muốn được gia tăng. Hơn thế nữa, việc hấp thụ lượng hơi nước lớn trong dung môi có thể dẫn đến sự ăn mòn quá mức của các thiết bị xử lý dùng trong quy trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit. Hơn thế nữa, một số dung môi hữu cơ này dễ bị thoái biến quá mức, như bị thủy phân, hoặc các phản ứng phụ hoặc phân hủy khác khi dung môi được cho tiếp xúc với nhiệt độ cao trong các môi trường axit và/hoặc có tính bay hơi cao, dẫn đến sự hao hụt lớn dung môi.

Đơn yêu cầu cấp patent Mỹ đang xử lý và đồng chuyển giao số 13/283,671, nộp ngày 28 tháng 10 năm 2011, và được công bố với số US 2012/0107209 A1, đề xuất quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit mà sử dụng dung dịch nước hấp thụ được đệm chứa các axit hữu cơ hoặc vô cơ yếu nhất định hoặc các muối của chúng, tốt hơn là đa axit carboxylic nhất định hoặc các muối của chúng, để hấp thụ theo cách lựa chọn lưu huỳnh đioxit ra khỏi khí thải. Cuối cùng, lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ được tách để tái sinh dung dịch hấp thụ và tạo ra khí giàu lưu huỳnh đioxit. Khí làm giàu lưu huỳnh đioxit có thể được sử dụng làm một phần của khí nguyên liệu dùng cho nhà máy sản xuất axit sulfuric bằng cách tiếp xúc hoặc dùng cho thiết bị Claus để sản xuất lưu huỳnh nguyên tố hoặc có thể được sử dụng để sản xuất lưu huỳnh đioxit tinh chất. Quy trình này đã được bộc lộ trong Công bố đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số US 2012/0107209 A1 mà có ích một phần trong quá trình tạo ra khí giàu lưu huỳnh đioxit từ các loại khí thải chứa lượng tương đối thấp lưu huỳnh đioxit. Đơn yêu cầu cấp patent này còn đề xuất quy trình đồng thời loại bỏ lưu huỳnh đioxit và các nitơ oxit (NO_x) từ khí thải và thu hồi lưu huỳnh đioxit. Quy trình này sử dụng dung dịch nước hấp thụ được đệm còn chứa chelat kim loại để hấp thụ lưu huỳnh đioxit và NO_x ra khỏi khí và cuối cùng khử NO_x hấp thụ được để tạo ra nitơ.

Mặc dù quy trình nêu trong Công bố đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số US 2012/0107209 A1 vận hành có hiệu quả năng lượng cao, song vẫn có nhu cầu nhằm tiết kiệm việc sử dụng năng lượng hơn nữa trong quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit đã được tái sinh.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Sáng chế đề xuất quy trình mới có các dấu hiệu mà nâng cao hiệu quả năng lượng trong các chu trình hấp thụ/giải hấp tái sinh nhằm thu hồi lưu huỳnh đioxit và

các chất gây ô nhiễm khác ra khỏi các khí thải. Theo các phương án nhất định của quy trình này, năng lượng được thu hồi từ dòng chất gây ô nhiễm ướt được tạo ra trong chu trình giải hấp. Theo phương án thực hiện này và các phương án khác, tùy ý và theo cách có lợi, vùng hấp thụ có thể được làm nguội để nâng cao khả năng của môi trường hấp thụ trong nước nhằm hấp thụ chất gây ô nhiễm, nhờ đó giảm thể tích của môi trường nước hấp thụ và chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm mà phải được bơm, xử lý, làm nóng và làm nguội trong chu trình hấp thụ/giải hấp.

Ứng dụng nổi bật của quy trình theo sáng chế là sự thu hồi lưu huỳnh đioxit từ các loại khí thải hóa học hoặc luyện kim khác nhau như nêu trên. Tuy nhiên, các cải tiến được bộc lộ trong bản mô tả này còn được áp dụng nhằm thu hồi các khí axit khác, ví dụ, H_2S , CO_2 , NO_x , hoặc HCl , và cũng nhằm thu hồi các chất gây ô nhiễm khác như amoniac.

Do đó, một cách vắn tắt, sáng chế đề xuất quy trình nhằm loại bỏ ra khỏi và thu hồi theo cách lựa chọn chất gây ô nhiễm từ nguồn khí chứa chất gây ô nhiễm, trong đó dòng khí nguyên liệu chứa nguồn khí được cho tiếp xúc trong bộ hấp thụ chất gây ô nhiễm với môi trường nước hấp thụ chứa chất hấp thụ đối với chất gây ô nhiễm, nhờ đó hấp thụ chất gây ô nhiễm ra khỏi dòng khí nguyên liệu vào trong môi trường hấp thụ và tạo ra khí xả từ chất gây ô nhiễm mà đã được loại bỏ và chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm. Chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm được cho tiếp xúc với hơi cất trong bộ cất chất lỏng hấp thụ nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ chất gây ô nhiễm đã được tái sinh và khí thải của bộ cất sơ cấp chứa hơi nước và chất gây ô nhiễm. Môi trường hấp thụ đã được tái sinh được rút ra khỏi cửa thoát chất lỏng của bộ cất chất lỏng hấp thụ và khí thải của bộ cất sơ cấp được rút ra khỏi cửa thoát hơi của bộ cất chất lỏng hấp thụ. Nước được ngưng ra khỏi khí thải của bộ cất sơ cấp bằng cách truyền nhiệt gián tiếp từ khí thải của bộ cất sơ cấp vào môi trường làm mát trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp để nhờ đó tạo ra phần ngưng chứa chất gây ô nhiễm. Phần ngưng chứa chất gây ô nhiễm ra khỏi bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp được cho tiếp xúc với hơi trong bộ cất kiểu ngưng để tạo ra phần ngưng đã được cất và khí thải của bộ cất kiểu ngưng chứa hơi nước và chất gây ô nhiễm. Môi trường làm mát mà nhiệt được truyền vào đó từ khí thải của bộ cất sơ cấp trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp chứa ít nhất một phần của phần ngưng đã được cất, nhờ đó tạo ra hơi từ phần

ngưng đã được cất. Hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp được đưa vào bộ cất chất lỏng hấp thụ dưới dạng hơi cất để cho tiếp xúc với chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng này.

Theo một phương án của sáng chế, khí thải của bộ cất sơ cấp được rút ra khỏi bộ cất chất lỏng hấp thụ được nén và nước được ngưng ra khỏi khí thải đã được nén của bộ cất sơ cấp bằng cách truyền nhiệt gián tiếp từ khí thải đã được nén của bộ cất sơ cấp vào môi trường làm mát chứa ít nhất một phần của phần ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp, nhờ đó tạo ra hơi từ phần ngưng đã được cất ở áp suất lớn hơn áp suất bên trong bộ cất chất lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của chúng. Sau đó, hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp được nạp vào trong bộ cất chất lỏng hấp thụ dưới dạng hơi cất để cho tiếp xúc với chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng này.

Theo phương án khác của sáng chế, hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp được nén ở áp suất lớn hơn áp suất bên trong bộ cất chất lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của chúng. Sau đó, hơi nén này được đưa vào trong bộ cất chất lỏng hấp thụ dưới dạng hơi cất để cho tiếp xúc với chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng này.

Theo phương án này và các phương án khác, vùng hấp thụ có thể được làm nguội để nâng cao khả năng của môi trường hấp thụ trong nước nhằm hấp thụ chất gây ô nhiễm. Theo các phương án này, một phần của chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm được tuần hoàn giữa bộ hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt mà ở đó nhiệt hấp thụ được loại bỏ bằng cách truyền vào chất lưu làm nguội.

Các mục đích và các dấu hiệu khác sẽ trở nên rõ ràng một phần và được mô tả một phần dưới đây.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Hình 1 và Hình 2 là các hình vẽ dạng sơ đồ trình tự thay thế thể hiện quy trình hấp thụ/giải hấp nhằm loại bỏ ra khỏi và thu hồi theo cách lựa chọn lưu huỳnh đioxit từ nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit trong đó việc giải hấp lưu huỳnh đioxit ra khỏi chất lỏng hấp thụ đạt được nhờ tiếp xúc với hơi trực tiếp trong cột cất, và hơi trực tiếp

được tạo ra do sự truyền nhiệt gián tiếp từ khí trên đầu bộ cất vào môi trường làm mát chứa dòng nước sôi trong bộ ngưng/làm nguội khí cất;

Hình 3 và Hình 4 là các hình vẽ dạng đồ thị đường cong thể hiện độ hòa tan của lưu huỳnh đioxit trong các dung môi hấp thụ nhất định dưới dạng hàm số của nhiệt độ;

Hình 5 là hình vẽ dạng sơ đồ trình tự thể hiện quy trình hấp thụ/giải hấp nhằm loại bỏ ra khỏi và thu hồi theo cách lựa chọn lưu huỳnh đioxit từ nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit, trong đó chất lỏng hấp thụ được tuần hoàn giữa bộ hấp thụ và một hoặc nhiều bộ trao đổi nhiệt bên ngoài để làm nguội chất lỏng hấp thụ và nâng cao khả năng của môi trường hấp thụ nhằm chuyển lưu huỳnh đioxit ra khỏi pha khí;

Hình 6 là hình vẽ dạng đồ thị thể hiện lượng lưu huỳnh đioxit trong pha khí và phần trăm thu hồi lưu huỳnh đioxit ra khỏi pha khí dưới dạng hàm số của khoảng cách tính từ phần đáy của bộ hấp thụ ngược dòng đối với các tổ hợp khác nhau của các hợp phần khí, hợp phần tạo môi trường hấp thụ, và tốc độ dòng chảy của lỏng; và

Hình 7 thể hiện các profin nhiệt độ chất lỏng hấp thụ và lưu huỳnh đioxit tính theo phần trăm mol trong pha hơi đối với quy trình hấp thụ/giải hấp nhằm thu hồi lưu huỳnh đioxit, trong đó số lượng các vòng làm nguội khác nhau được tạo ra đối với bộ hấp thụ.

Các số chỉ dẫn tương ứng biểu thị các bộ phận tương ứng trên toàn bộ các hình vẽ.

Mô tả chi tiết sáng chế

Theo sáng chế, một vài sơ đồ quy trình mới đã được phát triển nhằm thu hồi chất gây ô nhiễm từ nguồn khí có hiệu quả năng lượng tương đối cao. Cụ thể hơn, các quy trình theo sáng chế được áp dụng để thu hồi khí axit như lưu huỳnh đioxit, các oxit của nitơ, hydro sulfua, cacbon đioxit, và các chất tương tự, song cũng là hữu dụng và có giá trị trong việc thu hồi các chất gây ô nhiễm khác, ví dụ, amoniac. Thuật ngữ chung "chất gây ô nhiễm" được sử dụng trong bản mô tả này do các quy trình theo sáng chế thường được dùng để làm sạch dòng khí thải ra khỏi nhà máy phát điện, nhà máy luyện kim hoặc nhà máy sản xuất hóa chất để giảm đến mức thấp nhất lượng phát xạ của các khí axit hoặc các thành phần khí khác mà nói theo cách khác là các chất gây ô nhiễm có trong khí quyển. Tuy nhiên, chuyên gia trong lĩnh vực kỹ thuật này hiểu rõ rằng, các chất gây ô nhiễm được lấy ra khỏi các dòng thải thể khí thường có

giá trị kinh tế và được thu hồi bởi các quy trình theo sáng chế và sau đó được ứng dụng cho việc sử dụng có giá trị thương mại, ví dụ, quá trình chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit và axit sulfuric, sự thu hồi lưu huỳnh nguyên tố từ lưu huỳnh đioxit và hydro sulfua, sự thu hồi axit clohydric hoặc trong dung dịch nước amoniac để dùng trong xử lý hóa học, thu hồi và chuyển đổi hydroclorua thành clo và hydro nguyên tố, v.v..

Quy trình theo sáng chế có thể được thể hiện trong trường hợp cụ thể là thu hồi lưu huỳnh đioxit. Khi thực hiện sáng chế, nhiều dung môi trong nước và hữu cơ có thể được sử dụng làm môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Ví dụ, môi trường hấp thụ có thể bao gồm dung dịch nước chứa các kim loại kiềm (ví dụ, dung dịch natri sulfite/bisulfite), các amin (ví dụ, alkanolamin, tetrahydroxyetylalkylendiamin, v.v.), các muối amin hoặc các muối của các axit hữu cơ khác nhau. Theo cách khác, môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit có thể bao gồm dung môi hữu cơ, bao gồm, ví dụ, dimetyl anilin, tetraetylen glycol dimetyl ete hoặc dibutyl butyl phosphonat. Một số dung môi hữu cơ cần đến việc sử dụng kết cấu kim loại và thường cần đến việc tái sinh dung môi do tạo ra axit sulfuric và trong một số trường hợp do phản ứng của dung môi với lưu huỳnh trioxit được tạo ra bởi phản ứng phụ của lưu huỳnh đioxit với oxy trong khi quy trình hấp thụ/giải hấp và thường là đắt hơn nhiều so với môi trường hấp thụ vô cơ. Tốc độ chảy của khí thải khá lớn được thoát ra từ nhà máy phát điện đốt than, dẫn đến kích thước thiết bị rất lớn để thu hồi lưu huỳnh đioxit. Các dung môi hữu cơ thông thường còn có thể bị ảnh hưởng bởi một hoặc nhiều nhược điểm liên quan đến các đặc tính mong muốn trong môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit như nêu trên.

Dựa trên các tính toán này và khác nữa, theo phương án được ưu tiên của sáng chế, môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit chứa dung dịch nước được đệm chứa muối của đa axit carboxylic tương đối yếu (ví dụ, natri malat) như đã được bộc lộ trong đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 13/283,671 nêu trên, nộp ngày 28 tháng 10, 2011, và được công bố với số công bố US 2012/0107209 A1, toàn bộ nội dung của nó được đưa vào đây hoàn toàn bằng cách viện dẫn. Phần mô tả dưới đây đề cập đến môi trường hấp thụ được ưu tiên chứa muối của đa axit carboxylic cũng như môi trường hấp thụ chứa tetraetylen glycol dimetyl ete (tetraglyme). Tuy nhiên, cần phải hiểu rằng các dấu hiệu khác nhau của các quy trình được bộc lộ trong bản mô tả này dễ dàng được làm thích ứng với các hệ thống sử dụng môi trường hấp thụ khác. Như nêu trên, cần phải hiểu

rằng các cải tiến được bộc lộ trong bản mô tả này cũng được áp dụng cho các hệ thống nhằm loại bỏ và thu hồi các khí axit khác và các chất gây ô nhiễm bằng cách sử dụng môi trường hấp thụ chất gây ô nhiễm thông thường thích hợp mà là đã biết trong lĩnh vực kỹ thuật này. Ví dụ, các quy trình được bộc lộ trong bản mô tả này có thể được sử dụng để hấp thụ và giải hấp tái sinh các chất gây ô nhiễm khác nhau từ dòng khí thải, bao gồm hydro sulfua, cacbon đioxit, và hydroclorua, các nitơ oxit, cũng như các chất gây ô nhiễm khác như amoniac và hỗn hợp của chúng.

Như được thể hiện trên Hình 1, dòng khí nguyên liệu 10 của quy trình được điều hòa một cách tùy ý bao gồm nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit được đưa vào bộ hấp thụ lưu huỳnh đioxit 11 có một hoặc nhiều tầng theo lý thuyết mà ở đó nó được cho tiếp xúc với môi trường nước hấp thụ chứa chất hấp thụ đối với lưu huỳnh đioxit để hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Bộ hấp thụ lưu huỳnh đioxit 11 bao gồm cột hoặc tháp thẳng đứng 12 chứa vùng tiếp xúc khí/lỏng 13 có phương tiện để thúc đẩy việc chuyển khối giữa pha khí và pha lỏng mà có thể bao gồm tầng có đệm kín ngẫu nhiên như các vòng kẹp hoặc vành, đệm kín được tạo kết cấu, hoặc cơ cấu tiếp xúc khác. Tốt hơn là, để tối ưu hóa sự chuyển lưu huỳnh đioxit, dòng khí nguyên liệu đưa vào quy trình được cho tiếp xúc theo cách ngược dòng với dung dịch nước hấp thụ. Như được thể hiện trên Hình 1, dòng khí nguyên liệu 10 của quy trình này được đưa vào thông qua cửa nạp khí 14 nằm gần đáy của tháp 12 và đi vào đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng 13, trong khi dòng 15 chứa môi trường hấp thụ nước đã được tái sinh tái tuần hoàn ra khỏi bộ cất lưu huỳnh đioxit 30 (sẽ được mô tả trong phần sau của bản mô tả này) được đưa vào thông qua cửa nạp chất lỏng 16 nằm gần đỉnh tháp và được phân bố bên trên và đi vào phần trên của vùng tiếp xúc khí/lỏng. Dòng chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit 17 ra khỏi đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng 13 được rút ra khỏi cửa thoát chất lỏng 18 nằm gần đáy của tháp 12 và dòng khí xả 19 hầu như không chứa lưu huỳnh đioxit ra khỏi phần trên của khu vực 13 được rút ra khỏi cửa thoát khí 20 nằm gần đỉnh tháp. Mặc dù tháp đã được nạp liệu ngẫu nhiên, thông thường có thể được dùng làm bộ hấp thụ 11, chuyên gia trong lĩnh vực kỹ thuật này cần phải hiểu rằng các kết cấu khác có thể được sử dụng một cách thích hợp. Ví dụ, tháp hấp thụ 12 có thể bao gồm đệm kín được tạo kết cấu hoặc bao gồm tháp có khay, mà tốt hơn là dòng của quy trình chảy ngược dòng trong tháp này hoặc tháp kia. Mặc dù dòng ngược giữa dòng khí nguyên liệu đưa vào quy trình 10 và môi trường nước hấp thụ trong bộ hấp

thụ là được ưu tiên, bộ hấp thụ có thể được vận hành theo kiểu đồng dòng. Tuy nhiên, cách bố trí này có xu hướng ảnh hưởng tiêu cực đến khả năng và hiệu quả hấp thụ và thường ít được ưu tiên hơn.

Nếu chất hấp thụ muối axit hoặc các loại khác mà kết hợp về mặt hóa học với lưu huỳnh đioxit có mặt dưới dạng chất hấp thụ chính trong môi trường hấp thụ trong nước, nồng độ của chất hấp thụ trong môi trường hấp thụ và tốc độ chảy của môi trường hấp thụ sẽ là sao cho, ở nhiệt độ hiện có ở cửa ra chất lỏng của bộ hấp thụ, khả năng hấp thụ thừa vẫn còn lại trong chất lỏng hấp thụ. Tốt hơn, nếu khả năng còn lại ít nhất là 10%, tốt hơn nếu ít nhất là 20% tổng khả năng hấp thụ đi vào bộ hấp thụ. Nhằm mục đích này, nồng độ chất hấp thụ và tốc độ chảy của môi trường hấp thụ đi vào bộ hấp thụ sẽ là đủ để tạo ra độ dư theo tỷ lệ theo tốc độ chảy của chất hấp thụ đi qua bộ hấp thụ so với tốc độ chảy mà ở đó lưu huỳnh đioxit cần được thu hồi từ dòng khí nguyên liệu của quy trình này, tốt hơn là với lượng dư so với tổng lượng lưu huỳnh đioxit của dòng nguyên liệu, do đó để bù đắp cho vài yếu tố như: lượng lưu huỳnh đioxit còn lại trong môi trường hấp thụ sau khi tái sinh môi trường này; nồng độ của lưu huỳnh đioxit trong khí cất giàu lưu huỳnh đioxit; khả năng có mặt của các thành phần axit nhẹ như cacbon đioxit; song chủ yếu là để bù đắp cho ái lực hấp thụ tương đối yếu như mong muốn của các chất hấp thụ được ưu tiên như hệ hấp thụ đa axit carboxylic trong nước/muối. Ái lực hấp thụ tương đối yếu được ưu tiên để tạo điều kiện thuận lợi cho việc giải hấp lưu huỳnh đioxit sau đó thông qua việc tăng nhiệt độ và/hoặc giảm áp suất vừa phải. Do đó, nồng độ của chất hấp thụ trong môi trường nước hấp thụ cần thiết để có được hiệu quả loại bỏ mong muốn thay đổi theo lượng axit được sử dụng, nồng độ của lưu huỳnh đioxit trong khí cần được xử lý cũng như các đặc tính chuyển khối của bộ hấp thụ và có thể dễ dàng được xác định bởi chuyên gia trong lĩnh vực kỹ thuật này. Thông thường, tỷ lệ đương lượng tỷ lệ của lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ cho một mol muối của đa axit carboxylic trong dung dịch hấp thụ nằm trong khoảng từ 0,1 đến 1. Trong trường hợp dung dịch nước hấp thụ chứa muối natri của axit malic để xử lý khí chứa khoảng 2600ppmv (phần triệu thể tích) lưu huỳnh đioxit, nồng độ của malat trong dung dịch hấp thụ có thể nằm trong khoảng thích hợp từ 1mol% đến 7mol%.

Tỷ lệ tốc độ chảy theo khối lượng (L/G) của dung dịch hấp thụ trong dòng nước 15 và dòng khí nguyên liệu 10 của quy trình đưa vào trong bộ hấp thụ lưu huỳnh

đioxit 11 cần để đạt được việc chuyển đáng kể lưu huỳnh đioxit từ nguồn khí vào dung dịch hấp thụ có thể được xác định nhờ thực tế thiết kế thông thường. Cụ thể hơn, L/G có thể được chọn trên cơ sở lượng chất gây ô nhiễm trong dòng khí đi vào bộ hấp thụ, nồng độ của chất hấp thụ trong môi trường nước hấp thụ, và khả năng hấp thụ theo đơn vị của chất hấp thụ ở nhiệt độ chất lỏng/khí hiện có trong bộ hấp thụ. Nói chung, L/G được chọn sao cho dòng chất hấp thụ vào trong bộ hấp thụ lớn hơn ít nhất từ 10% đến 20% dòng chất gây ô nhiễm vào trong bộ hấp thụ. Lượng dư tối ưu phụ thuộc vào tốc độ chuyển khối và truyền nhiệt trong vùng tiếp xúc khí/lỏng.

Tốt hơn, nếu bộ hấp thụ lưu huỳnh đioxit được thiết kế và được vận hành sao cho lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí xả 19 ra khỏi bộ hấp thụ là nhỏ hơn khoảng 500ppmv, tốt hơn nữa nhỏ hơn khoảng 200ppmv (ví dụ, nằm trong khoảng 10 đến 20ppmv). Lượng vết lưu huỳnh đioxit này cùng với cacbon đioxit, oxy, nitơ và các chất trơ khác chứa trong dòng khí nguyên liệu đưa vào quy trình bị loại bỏ ra khỏi hệ thống như một phần của dòng khí xả 19 được thoát ra khỏi phần trên của bộ hấp thụ. Khí xả về cơ bản là cân bằng với dung dịch hấp thụ, và tùy theo lượng hơi nước của dòng khí nguyên liệu đưa vào quy trình cấp cho bộ hấp thụ, và các điều kiện hấp thụ, mà hiện tượng mất nước hoặc thêm nước có thể xuất hiện trong bộ hấp thụ này. Nếu cần, máy quạt gió 21 được sử dụng để dẫn động các khí này đến ống xả. Để đạt được các tiêu chuẩn phát xạ mỹ mãn, dòng khí xả 19 có thể được cho đi qua bộ loại sương hoặc thiết bị tương tự nhằm thu hồi chất lỏng kẹt lại trước khi được xả qua ống xả. Ngoài ra hoặc theo cách khác, trong một số trường hợp dòng khí xả 19 có thể được làm nóng bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp trong bộ trao đổi nhiệt 22 với dòng nạp của khí nguyên liệu trong quy trình hoặc bằng cách sử dụng môi trường làm nóng khác hoặc trong bộ trao đổi nhiệt 64 như được mô tả dưới đây sao cho không có sợi bất kỳ có xu hướng chìm xuống sau khi được xả qua ống xả.

Như được thể hiện trên Hình 1, khi chất hấp thụ chứa đa axit carboxylic, nguồn bổ sung bao gồm bazơ kim loại 23 như natri hydroxit, kali hydroxit, natri cacbonat, v.v., được kết hợp với dòng 15 chứa môi trường hấp thụ nước đã được tái sinh trong thùng chứa dung môi 24 trước khi nạp ở gần đỉnh của tháp hấp thụ 12. Bazơ kim loại phản ứng với đa axit carboxylic để tạo ra chất hấp thụ muối kim loại. Theo phần mô tả trong Công bố đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số US 2012/0107209 A1, lượng đủ bazơ kim loại được đưa vào để trung hòa ít nhất một số nhóm axit sao cho lượng axit được

trung hòa là khoảng 20%, tốt hơn là khoảng 10%, của điểm cân bằng của sự phân ly axit có trị số pKa nằm trong khoảng từ 3 đến 10 ở 25°C, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 4 đến 7 ở 25°C. Chuyên gia trong lĩnh vực kỹ thuật này có thể sử dụng các kỹ thuật điều chỉnh độ pH đã biết và thiết bị để bổ sung bazơ vào dung dịch hấp thụ đã được tái sinh tiếp xúc với khí chứa lưu huỳnh đioxit trong bộ hấp thụ để duy trì mức độ trung tính mong muốn liên quan đến điểm cân bằng của trị số pKa. Hơn thế nữa, lượng đủ bazơ sẽ được bổ sung vào để duy trì nồng độ ion kim loại. Ví dụ, như được bộc lộ dưới đây, một vài trong số các ion kim loại bị hao hụt do muối sulfat được loại bỏ trong công đoạn tinh thể hóa. Hai mol bazơ (ví dụ, natri hydroxit), được bổ sung cho mỗi mol natri sulfat bị loại bỏ. Nồng độ ion kim loại có thể được điều chỉnh theo cách thích hợp và được điều khiển bằng cách lấy các mẫu và tiến hành phân tích kim loại trong phòng thí nghiệm của nhà máy.

Chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit 17 ra khỏi bộ hấp thụ 11 được làm nóng đến nhiệt độ trung gian (như được bộc lộ dưới đây) và chất lỏng hấp thụ đã được làm nóng trước được đưa vào bộ cất lưu huỳnh đioxit 30, trong đó lưu huỳnh đioxit được phân ly ra khỏi chất hấp thụ và được giải hấp ra khỏi chất lỏng hấp thụ. Bộ cất 30 bao gồm cột hoặc tháp thẳng đứng 31 chứa vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 chứa phương tiện thúc đẩy việc chuyển khối giữa pha khí và pha lỏng. Giống như bộ hấp thụ 11, bộ cất 30 có thể được tạo kết cấu dạng tháp đệm chứa giàn đệm kín ngẫu nhiên thông thường, đệm kín được tạo kết cấu, các khay hoặc cơ cấu tiếp xúc khí-lỏng bất kỳ khác. Khu vực (cất) dưới của vùng tiếp xúc thể hơi/thể lỏng 32 bên trong tháp 31 có thể được cấp hơi trực tiếp được tạo ra theo sáng chế (như được bộc lộ dưới đây) và được dùng để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi chất lỏng hấp thụ. Phần trên (tinh chế) của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 được sử dụng để loại nước trong lưu huỳnh đioxit đã được giải hấp. Khí thải của bộ cất giàu lưu huỳnh đioxit sơ cấp 33, chứa lưu huỳnh đioxit đã được làm bão hòa thông thường bằng hơi nước, tạo ra trong phần cất đỉnh tháp của bộ cất 30 bên trên vùng tiếp xúc thể hơi/thể lỏng 32 và được rút ra khỏi cửa thoát hơi 34 nằm ở đỉnh của tháp 31; và dung dịch hấp thụ đã được tái sinh 15 ra khỏi vùng tiếp xúc hơi/lỏng được rút ra khỏi cửa thoát chất lỏng 35 ở phần đáy của tháp và tái tuần hoàn trở lại bộ hấp thụ 11 để hoàn thành chu trình. Mặc dù dòng ngược giữa chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit và hơi cất trong bộ cất như được thể hiện trên Hình 1 là

được ưu tiên, bộ cát có thể được theo kiểu đồng dòng. Tuy nhiên, cách bố trí này có xu hướng gây ảnh hưởng tiêu cực đến hiệu quả cát và thường ít được ưu tiên hơn.

Nhiệt độ trung bình của môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong bộ hấp thụ 11 thường được duy trì nằm trong khoảng khoảng từ 10°C đến 70°C. Theo sáng chế, tốt hơn là nhiệt độ trung bình của chất lỏng hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong bộ hấp thụ được duy trì nằm trong khoảng từ 20°C đến 60°C. Mặc dù nói chung lượng hấp thụ lưu huỳnh đioxit được gia tăng ở các nhiệt độ môi trường hấp thụ thấp, song chất lỏng hấp thụ cần được làm nóng từ nhiệt độ hấp thụ đến nhiệt độ đủ cao và/hoặc trong điều kiện áp suất giảm để giải phóng lưu huỳnh đioxit và tạo ra nhiệt cảm biến này dẫn đến các nhu cầu năng lượng cao hơn. Trong khi tái sinh, việc giảm lượng nước bay hơi để giảm năng lượng tiêu thụ và ngăn chặn nồng độ nước thấp trong môi trường hấp thụ mà có thể gây ra sự kết tủa của chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit (ví dụ, axit polycarboxylic yếu hoặc các muối) là điều mong muốn. Tổng hiệu quả của quy trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit được cải thiện khi việc hấp thụ phụ thuộc tương đối mạnh vào nhiệt độ và trong vùng nhiệt độ hẹp hơn giữa giai đoạn hấp thụ và giải hấp của chu trình này.

Nhiệt độ trung bình chất lỏng hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong bộ cát 30 thường được duy trì nằm trong khoảng từ 60°C đến nhiệt độ sôi của dung dịch hấp thụ ở áp suất vận hành bộ cát này.

Lượng hấp thụ và giải hấp lưu huỳnh đioxit có thể được gia tăng bằng cách lần lượt tăng hoặc làm giảm áp suất vận hành của bộ hấp thụ 11 và bộ cát 30. Các áp suất vận hành thích hợp trong bộ hấp thụ 11 nằm trong khoảng từ 70 đến 200kPa tuyệt đối. Áp suất tăng trong bộ hấp thụ làm tăng phân đoạn của lưu huỳnh đioxit mà môi trường hấp thụ có thể hấp thụ, song tốt hơn là việc hấp thụ được thực hiện ở áp suất tương đối thấp nhờ đó giảm các chi phí về thiết bị. Tương tự, các áp suất vận hành thích hợp trong bộ cát 30 nằm trong khoảng từ 40 đến 200kPa tuyệt đối, song các áp suất vận hành cao hơn hoặc thấp hơn có thể được sử dụng.

Việc điều chỉnh nhiệt độ bên trong bộ hấp thụ 11 và bộ cát 30 có thể đạt được bằng cách điều chỉnh nhiệt độ của các dòng xử lý khác nhau cấp cho các công khu vực này. Tốt hơn là nhiệt độ trong bộ cát 30 được duy trì bên trong vùng mong muốn bằng cách điều chỉnh nhiệt độ của chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit 17 và hơi được đưa vào ở gần đáy của bộ cát trong khu vực cát của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32. Lại dựa

vào Hình 1, chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit 17 ra khỏi bộ hấp thụ 11 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 10°C đến 70°C, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 20°C đến 60°C được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt 40 mà ở đó nó được làm nóng sơ bộ đến nhiệt độ trung gian bằng cách truyền nhiệt gián tiếp ra khỏi môi trường hấp thụ đã được tái sinh 15 đang được tái tuần hoàn từ bộ cất 30 đến bộ hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Việc truyền nhiệt từ môi trường hấp thụ đã được tái sinh vào chất lỏng hấp thụ bên trong bộ trao đổi nhiệt làm tăng khả năng hấp thụ của môi trường hấp thụ đã được tái sinh và làm nóng chất lỏng hấp thụ để giúp thúc đẩy việc tách lưu huỳnh đioxit ra khỏi chất lỏng này. Nếu cần tiếp tục làm nóng để đạt được nhiệt độ mong muốn trong bộ cất, chất lỏng giàu lưu huỳnh đioxit 17 có thể được cho đi qua bộ làm nóng dung môi 41, khi chất lỏng này được làm nóng sơ bộ (ví dụ, bằng cách truyền nhiệt gián tiếp ra khỏi dòng sản phẩm lưu huỳnh đioxit đã được thu hồi được từ quy trình này), và/hoặc tiếp tục được làm nóng bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp với hơi hoặc với dòng ngưng nóng 70. Theo các phương án có lợi nhất định, chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit được làm nóng bằng cách truyền nhiệt ra khỏi dòng khí nguyên liệu của quy trình này và/hoặc môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit đã được tái sinh mà không cần đến sự bổ sung nhiệt từ bên ngoài. Theo phương án này, tốt hơn là nhiệt độ của dòng khí nguyên liệu đưa vào quy trình không bị giảm nhỏ hơn khoảng 50°C và mức chênh lệch về nhiệt độ giữa chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit đưa vào bộ cất và môi trường hấp thụ đã được tái sinh là nhỏ hơn khoảng 40°C.

Môi trường hấp thụ nước đã được tái sinh 15 ra khỏi đáy của bộ cất 30 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 60°C đến 140°C được làm nguội trong bộ trao đổi nhiệt 40 bằng cách truyền nhiệt vào chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit 17 ra khỏi bộ hấp thụ lưu huỳnh đioxit 11. Tương tự, nếu cần tiếp tục làm nguội để duy trì nhiệt độ mong muốn trong bộ hấp thụ, môi trường hấp thụ đã được tái sinh ra khỏi bộ trao đổi nhiệt 40 có thể được cho đi qua bộ làm mát dung môi 42 và tiếp tục được làm nguội bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp với nước trong tháp làm nguội. Việc sử dụng bộ trao đổi nhiệt 40 làm giảm nhu cầu năng lượng của hệ thống này khiến cho việc sử dụng bộ làm nóng dung môi và/hoặc bộ làm mát dung môi là không cần thiết.

Theo các phương án được ưu tiên của sáng chế, lượng ô nhiễm muối sulfat trong dung dịch nước hấp thụ chứa muối của đa axit carboxylic được giữ ở mức độ chấp nhận được bằng cách tùy ý chuyển hướng ít nhất phân đoạn làm sạch 90 của môi

trường hấp thụ đã được tái sinh 15 ra khỏi bộ cất 30 để xử lý nhằm loại bỏ sulfat. Thể tích tương đối của phân đoạn làm sạch thay đổi theo nồng độ của chất hấp thụ trong môi trường hấp thụ đã được tái sinh và tính nhạy của lưu huỳnh đioxit với việc oxy hóa trong quá trình hấp thụ và tách. Thông thường, trong công đoạn sử dụng malat làm chất hấp thụ, phân đoạn làm sạch có thể chiếm lượng nhỏ hơn khoảng 5% dòng môi trường hấp thụ đã được tái sinh.

Việc xử lý phân đoạn làm sạch bao gồm bước làm bay hơi nước ra khỏi phân đoạn làm sạch 90 trong bộ kết tinh bay hơi 92 để tạo ra dung dịch cô đặc siêu bão hòa trong muối sulfat. Sau đó, các tinh thể muối sulfat được kết tủa ra khỏi dung dịch nước hấp thụ cô đặc trong bộ kết tinh để tạo ra huyền phù kết tinh 94 chứa các tinh thể muối sulfat kết tủa và nước cái. Các tinh thể natri sulfat được cất ra khỏi huyền phù đặc trong bộ cất rắn/lỏng thông thường 96 như bộ lọc chân không hoặc phân đoạn ly tâm và nước cái 98 được tái tuần hoàn vào thùng chứa dung môi 24 mà ở đó nó được trộn với dòng chính của môi trường hấp thụ đã được tái sinh để đưa trở lại bộ hấp thụ 11. Nồng độ dung dịch hấp thụ trong nước có thể đạt được một cách thích hợp bằng cách làm nóng và/hoặc giảm áp suất, hoặc tăng dòng hơi đến bộ làm nóng lại, để làm bay hơi nước nhanh. Nói chung, dung dịch nước hấp thụ được làm nóng đến nhiệt độ thấp nhất khoảng 40°C, tốt hơn nữa nếu thấp nhất khoảng 60°C và tốt hơn, là đến nhiệt độ sôi của dung dịch hấp thụ ở áp suất vận hành của bộ cất, trong khi cô nhằm ngăn chặn sự hình thành và kết tủa natri sulfat decahydrat hoặc muối Glauber ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$). Muối Glauber có xu hướng tạo ra chất kết tủa gelatin hoặc dính mà không dễ tách ra khỏi nước cái bằng cách ly tâm hoặc lọc.

Bộ kết tinh có thể được vận hành ở áp suất khí quyển hoặc trong chân không. Phương pháp khác để tách các tinh thể muối sulfat natri bằng cách ly tâm hoặc lọc, bộ kết tinh có thể được thiết kế để lắng một cách liên tục nước cái ra khỏi huyền phù đặc kết tinh. Hơn thế nữa, các tinh thể muối sulfat có thể được rửa bằng nước và nước rửa thu được chứa chất hấp thụ là muối của đa axit carboxylic cũng chuyển đến thùng chứa dung môi để đưa trở lại bộ hấp thụ. Dòng hơi đỉnh tháp ra khỏi bộ kết tinh có thể được ngưng và được đưa trở lại bộ hấp thụ. Theo cách khác, dòng hơi đỉnh tháp ra khỏi bộ kết tinh có thể được dẫn đến bộ cất dưới dạng nguồn hơi cất.

Mặc dù việc xử lý nêu trên có hiệu quả để duy trì các mức độ muối sulfat chấp nhận được trong dung dịch hấp thụ tuần hoàn, theo một số phương án theo sáng chế,

chất ức chế oxy hóa có thể được đưa vào trong dung dịch hấp thụ để lần lượt khử oxy hóa bisulfit và sulfit thành các chất gây ô nhiễm bisulfat và sulfat. Có vài loại khác nhau của các chất ức chế oxy hóa mà có thể là hữu dụng khi thực hiện sáng chế, bao gồm: các tác nhân loại bỏ oxy và các bẫy gốc tự do như p-phenylendiamin và hydroquinon; các chất ức chế oxy hóa xúc tác NO_x như axit ascorbic; và các chất chelat hóa như axit etylenđiamintetraaxetic (EDTA) mà càngh hóa và ức chế oxy hóa được xúc tác bằng kim loại. Các chất ức chế oxy hóa này có thể được sử dụng một cách riêng rẽ hoặc theo các tổ hợp khác nhau và nếu cần có thể được bổ sung vào dung dịch nước hấp thụ đã được tái sinh được đưa vào bộ hấp thụ. Tùy theo loại chất ức chế được sử dụng, nồng độ dung dịch hấp thụ thường nằm trong khoảng từ vài ppm đến từ 1 đến 10 phần trăm trọng lượng. Lượng dư thường được bổ sung vào (ví dụ, ít nhất khoảng 1000ppm) do các chất ức chế sẽ được tiêu thụ tăng dần bằng cách oxy hóa. Axit ascorbic và hydroquinon có hiệu quả đặc biệt trong việc ức chế oxy hóa trong dung dịch hấp thụ natri malat. EDTA được kỳ vọng có hiệu quả làm chất ức chế oxy hóa khi các kim loại có mặt trong dung dịch hấp thụ này.

Tính axit tăng trong dung dịch hấp thụ có tác dụng làm tăng hiệu quả cất lưu huỳnh đioxit. Do đó, việc giữ lại nồng độ thấp của lưu huỳnh đioxit hòa tan hoặc duy trì một phần sulfat trong dung dịch hấp thụ đem lại hiệu quả cao hơn trong bộ cất. Ví dụ, nồng độ thấp của natri sulfat và/hoặc axit sulfuro trong bộ cất tái sinh dung dịch hấp thụ với mật độ năng lượng thấp hơn. Theo một phương án của sáng chế, nồng độ của muối sulfat được duy trì nằm trong khoảng từ 0,5 đến 11 phần trăm trọng lượng, tốt hơn là khoảng từ 3 đến 11 phần trăm trọng lượng trong dung dịch hấp thụ và do đó phân đoạn nhỏ chứa lưu huỳnh đioxit còn lại trong dung dịch nước hấp thụ được tái sinh khiến cho dung dịch hơi có tính axit hơn và cuối cùng khiến cho việc giải hấp lưu huỳnh đioxit với mật độ năng lượng thấp hơn.

Tạo hơi cất từ phần ngưng đã được cất

Để cấp nguồn năng lượng nhằm tạo ra hơi cất, khí thải của bộ cất sơ cấp 33 ra khỏi bộ cất chất lỏng hấp thụ 30 được nén trong thiết bị thích hợp nhằm tăng áp suất của khí thải của bộ cất sơ cấp. Thiết bị thích hợp bao gồm các máy nén cơ và các máy nén nhiệt (tức là các bộ phun tia hơi). Như được thể hiện trên Hình 1, tốt hơn là khí thải của bộ cất sơ cấp được nén nhờ đường dẫn thông qua bộ phun tia hơi 36. Nếu lưu

huỳnh đioxit được thu hồi từ khí thải của nhà máy sản xuất axit sulfuric bằng cách tiếp xúc, hơi đã được tạo ra trong quá trình thu hồi nhiệt hấp thụ lưu huỳnh trioxit có thể tạo ra hơi chuyển động dùng cho bộ phun.

Mặc dù các hệ thống hấp thụ/giải hấp nhằm thu hồi lưu huỳnh đioxit là đã biết trong đó khí cất lưu huỳnh đioxit ướt được nén và nhiệt ẩn của việc ngưng hơi nước được truyền từ khí nén vào chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit, song trong các hệ thống này phần ngưng ra khỏi hệ thống đã được làm bão hòa bằng lưu huỳnh đioxit. Trừ khi lưu huỳnh đioxit thoát ra khỏi phần ngưng được bắt lại trong hệ thống cất, sơ đồ này tạo ra lượng phát xạ chấp nhận được mà cân bằng với lượng hao hụt của các trị số lưu huỳnh đioxit.

Trong quy trình đã được bộc lộ trong công bố đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 2012/0107209 A1 nêu trên, lưu huỳnh đioxit được thu hồi từ phần ngưng trong cột cất kiểu ngưng, song điều này lại dẫn đến việc tiêu thụ thêm năng lượng.

Theo quy trình của sáng chế, năng lượng cần để rửa phần ngưng được thu hồi một cách đáng kể bằng cách sử dụng phần ngưng đã được cất làm nguồn hơi cất dùng cho bộ cất chất lỏng hấp thụ. Việc nạp thêm năng lượng là cần thiết để làm bay hơi phần ngưng ở áp suất đủ để phần ngưng này chảy vào trong đáy của bộ cất. Trong quy trình theo sáng chế, nhiệt ẩn trong thành phần hơi nước của khí dùng cho bộ cất tạo ra nguồn năng lượng. Việc nén vừa phải khí của bộ cất ra khỏi bộ cất chất lỏng hấp thụ tạo ra mức chênh lệch nhiệt độ vừa phải đủ để truyền nhiệt ra khỏi khí nén của bộ cất vào phần ngưng đã được cất, nhờ đó làm bay hơi phần ngưng đã được cất ở áp suất đủ để dẫn động hơi thu được vào trong bộ cất này.

Tốt hơn, nếu việc nén khí thải chứa lưu huỳnh đioxit ướt ra khỏi bộ cất làm tăng áp suất của dòng một lượng nằm trong khoảng từ 30kPa đến 65kPa. Lượng tách lưu huỳnh đioxit được gia tăng nếu bộ cất 30 được vận hành ở các áp suất thấp hơn (ví dụ, trong chân không) để tăng tính bay hơi tương đối của lưu huỳnh đioxit so với nước và làm gia tăng giải hấp và làm giảm số lượng tầng theo lý thuyết cần thiết đối với việc hồi lưu nhất định. Ngoài ra, các áp suất thấp dẫn đến nhiệt độ thấp trong hệ thống này cho phép sử dụng hơi có áp suất thấp để làm nóng chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit. Tuy nhiên, việc thu hồi năng lượng được tối ưu hóa ở các áp suất vận hành cao hơn vừa phải, và điều này cũng làm giảm đường kính cần thiết của tháp 31 và chi phí đầu tư có liên quan. Ví dụ, việc vận hành bộ cất trong điều kiện chân không

nhẹ (ví dụ, ở đo riêng -35kPa) và tăng vừa phải áp suất của khí cất giàu lưu huỳnh đioxit ra khỏi bộ cất (ví dụ, đến đo riêng 20kPa) là một phương pháp kinh tế. Tuy nhiên, việc vận hành bộ cất ở áp suất bằng hoặc cao hơn áp suất khí quyển còn có thể là phương pháp hấp dẫn. Việc tối ưu về mặt kinh tế có thể xác định các điều kiện vận hành cụ thể. Để cân bằng các tính toán này, áp suất của khí thải của bộ cất sơ cấp ra khỏi bộ cất chất lỏng hấp thụ tốt nhất là được giữ nằm trong khoảng từ 40kPa đến 170kPa tuyệt đối).

Dòng đã được nén của khí của bộ cất chứa lưu huỳnh đioxit được chuyển đến bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp 50. Phần đáng kể hơi nước được ngưng ra khỏi khí thải của bộ cất sơ cấp trong bộ làm nguội/bộ ngưng 50 bằng cách truyền nhiệt gián tiếp vào môi trường làm mát. Theo sáng chế, phần ngưng đã được cất trong dòng 51 chảy vào bộ ngưng/bộ làm nguội 50 từ bộ cất kiểu ngưng hoặc cột nước 60 (vận hành của chúng được bộc lộ trong phần sau của bản mô tả này) có tác dụng làm môi trường làm mát và nhiệt ẩn của phần ngưng được chuyển sang phần ngưng đã được cất nhờ đó tạo ra hơi mà được sử dụng làm môi trường cất trong bộ cất chất lỏng hấp thụ 30. Như được thể hiện trên Hình 1, phần ngưng đã được cất dòng 51 ra khỏi cột 60 được chuyển đến bộ cất hơi-lỏng 52 (ví dụ, trống hơi) và tuần hoàn thông qua đường ống 54 giữa bộ cất và bộ làm nguội/bộ ngưng 50 vốn là nơi mà việc truyền nhiệt ra khỏi khí cất sơ cấp tạo ra hơi 53 cho bộ cất. Hơi và phần ngưng đã được cất sẽ được cất trong bộ cất 52, hơi được chuyển đến bộ cất 30 thông qua đường ống 57, ít nhất một phần của phần ngưng tuần hoàn đến bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp 50 thông qua đường ống 54 và phần khác có thể tùy ý được tái tuần hoàn và kết hợp với dung dịch hấp thụ lưu huỳnh đioxit đã được tái sinh 15 thông qua đường ống 55 và đưa trở lại bộ hấp thụ 11 và/hoặc phần 56 có thể được đẩy ra khỏi hệ thống này. Theo cách khác, phía ngưng của bộ ngưng/làm nguội khí cất 50 có thể được thiết kế để cho phép thoát hơi từ nước bên trong bộ trao đổi nhiệt này, nhằm cho phép dòng hơi không chứa nước cuộn theo được chảy trực tiếp từ bộ làm nguội/bộ ngưng đến bộ hấp thụ, mà không cần bộ cất hơi/lỏng riêng biệt.

Hơi đã được tạo ra trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp 50 được đưa vào bộ cất 30 thông qua đường ống 57 mà ở đó nó tiếp xúc với chất lỏng hấp thụ trong vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32, cả cung cấp nhiệt đến chất lỏng hấp thụ lẫn thực hiện chức năng làm khí cất nhằm loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi pha lỏng. Việc làm nóng pha lỏng

trong bộ cất chất lỏng hấp thụ làm giảm nồng độ cân bằng của lưu huỳnh đioxit trong bộ cất này và làm gia tăng lực dẫn động nhằm chuyển lưu huỳnh đioxit thành pha hơi. Khi truyền nhiệt vào pha lỏng, hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất trong bộ làm nguội/bộ ngưng 50 ngưng một phần bên trong bộ cất, do đó về cơ bản thực hiện chức năng làm khí cất ngưng được. Tùy ý, nhiệt cất được cấp bởi hơi được tạo ra từ phần ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp có thể được bổ sung bởi nhiệt được cấp từ nguồn bên ngoài trong bộ làm nóng lại 37 mà pha lỏng ra khỏi bộ cất chất lỏng hấp thụ được tuần hoàn qua đó. Bộ làm nóng lại phụ tạo ra tính linh hoạt đầy đủ trong việc kiểm soát cân bằng nước của quy trình này. Nói chung, chất lỏng hấp thụ cần được cho đi qua bộ làm nóng lại được rút từ hồ gom của bộ cất và được đưa trở lại phần dưới của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 nằm bên trên phần gom.

Trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp 50, hầu hết lượng hơi nước của khí thải của bộ cất sơ cấp 33 được ngưng và do đó hầu hết nhiệt ẩn được loại bỏ bằng cách truyền vào phần ngưng đã được cất đưa trở lại từ bộ cất kiểu ngưng 60. Phần ngưng trong nước thu được bằng cách ngưng hơi nước ra khỏi khí thải của bộ cất sơ cấp chứa lưu huỳnh đioxit hòa tan. Phần ngưng này được lấy ra khỏi bộ làm nguội/bộ ngưng 50 và được cấp thông qua đường ống 58 đến bộ cất kiểu ngưng hoặc cột nước 60 và được làm nóng (ví dụ, bằng hơi hoặc bộ làm nóng lại) nhằm giải hấp lưu huỳnh đioxit và tạo ra khí cất ngưng chứa hơi nước và lưu huỳnh đioxit đã được giải hấp ra khỏi phần ngưng trong nước. Như được thể hiện trên Hình 1, khí cất ngưng được kết hợp với khí thoát chứa lưu huỳnh đioxit ướt 59 ra khỏi bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp 50. Khí cất ngưng thành phẩm kết hợp 61 ra khỏi đỉnh của cột cất kiểu ngưng 60 được làm nguội đến nhiệt độ thường là dưới khoảng 70°C trong bộ ngưng nhiệt độ thấp 62 (ví dụ, bằng nước làm nguội ở 50°C) để làm ngưng hơi nước và tạo ra dòng sản phẩm 63 chứa lưu huỳnh đioxit đã được thu hồi. Như được thể hiện trên Hình 1, phần ngưng biên có thể được chiết ra khỏi khí cất ngưng, hoặc khí cất ngưng thành phẩm kết hợp 61 ra khỏi đỉnh của cột cất kiểu ngưng 60, bằng cách đầu tiên cho khí đi qua bộ trao đổi nhiệt 64 trong đó khí cất ngưng được làm nguội bằng cách truyền nhiệt vào một phần của khí xả 19 ra khỏi bộ hấp thụ 11. Sau khi làm nguội, dòng sản phẩm lưu huỳnh đioxit đã được thu hồi 63 được lấy ra khỏi quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit và chuyển đến điểm đến mà ở đó nó có thể được sử dụng, ví dụ, đến tháp làm khô hoặc tầng xúc tác của nhà máy sản xuất axit sulfuric bằng cách tiếp xúc để chuyển hóa

thành lưu huỳnh trioxit, đến công đoạn theo quy trình Claus để tạo ra lưu huỳnh nguyên tố, đến quy trình sản xuất kim loại kiềm sunfit hoặc bisulfite, đến quy trình sản xuất giấy, hoặc đến cụm nén và làm lạnh để hóa lỏng thành lưu huỳnh đioxit lỏng.

Dòng phản ngưng đã được cắt 51 đã xả hết lưu huỳnh đioxit ra khỏi phần đáy của cột cắt kiểu ngưng 60 và được chuyển đến bộ ngưng/làm mát khí cắt sơ cấp 50, trong đó việc ngưng hơi nước ra khỏi khí thải đã được nén của bộ cắt sơ cấp 33 truyền nhiệt cho phản ngưng của bộ cắt, nhờ đó tạo ra hơi để dùng làm môi trường làm nóng và khí cắt kết hợp (ví dụ, dưới dạng môi trường cắt ngưng) trong bộ cắt chất lỏng hấp thụ 30. Tùy ý, phần 56 có thể được đẩy ra khỏi hệ thống.

Mức độ nén khí thải của bộ cắt sơ cấp 33 ra khỏi bộ cắt chất lỏng hấp thụ 30 cần đủ để khiến cho hơi nén đến nhiệt độ đủ cao mà hơi có áp suất cao hơn áp suất trong khu vực (cát) của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 bên trong tháp 31 có thể được tạo ra bằng cách làm nóng phản ngưng đã được cắt trong bộ ngưng/làm mát khí cắt sơ cấp 50. Song tốt hơn, nếu mức độ nén được điều khiển đến mức độ thấp nhất cần thiết cho hơi đã được tạo ra từ phản ngưng đã được cắt để chảy vào trong bộ cắt. Cụ thể hơn, tốt hơn là hơi đã được tạo ra từ phản ngưng đã được cắt ở nhiệt độ không cao hơn khoảng 30°C so với nhiệt độ của pha lỏng bên trong bộ cắt chất lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng 35 của chúng, hoặc cụ thể hơn, không cao hơn khoảng 20°C hoặc không cao hơn khoảng 5°C đến 10°C so với nhiệt độ của pha lỏng ra khỏi đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 bên trong bộ cắt. Theo các phương án được đặc biệt ưu tiên nhất định, nhiệt độ của hơi đã được tạo ra bằng cách làm nóng phản ngưng đã được cắt trong bộ ngưng/làm mát khí cắt sơ cấp 50 là không cao hơn, hoặc thậm chí có thể thấp hơn, nhiệt độ của pha lỏng bên trong bộ cắt chất lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của chúng, hoặc ở phần đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng. Nói chung, tốt hơn là nhiệt độ của hơi đã được tạo ra trong bộ ngưng/làm mát khí cắt sơ cấp 50 thay đổi từ nhiệt độ của môi trường hấp thụ đã được tái sinh bên trong bộ cắt ở cửa thoát chất lỏng của chúng, hoặc từ nhiệt độ của pha lỏng ra khỏi khu vực (cát) của vùng tiếp xúc hơi/lỏng bên trong bộ cắt chất lỏng hấp thụ, một khoảng không cao hơn $\pm 10^\circ\text{C}$. Để hơi đi vào trong bộ cắt chất lỏng hấp thụ, áp suất của hơi đã được tạo ra trong bộ làm nguội/bộ ngưng 50 cần cao hơn tổng áp suất trong bộ cắt, và do đó cao hơn hơi áp suất cân bằng của pha lỏng bên trong khu vực cát của vùng tiếp xúc thể hơi/thể lỏng, thậm chí ở đầu ra

của pha lỏng của khu vực cát vốn là nơi mà áp suất riêng phần của lưu huỳnh đioxit tiến đến không như một giới hạn.

Do đó, lực dẫn động áp lực nước trong pha hơi tiếp theo gây ra sự ngưng hơi nước xuất hiện trong bộ cát mà không phụ thuộc vào các chênh lệch nhiệt độ giữa pha hơi và pha lỏng, tạo ra phần ngưng và làm nóng pha lỏng bên trong khu vực cát của vùng tiếp xúc hơi/lỏng ngay cả khi hơi được đưa vào vùng này ở nhiệt độ không lớn hơn, hoặc thậm chí hơi thấp hơn, nhiệt độ của pha lỏng. Do tác động giảm của chất tan, tức là chất hấp thụ như muối của đa axit carboxylic, trong pha lỏng, áp suất hơi của pha lỏng có thể hơi thấp hơn áp suất của hơi ở cùng nhiệt độ, hoặc thậm chí nếu nhiệt độ của pha lỏng là hơi cao hơn nhiệt độ của hơi.

Để thỏa mãn các điều kiện được ưu tiên, log mức chênh lệch nhiệt độ trung bình (Δt) trong bộ ngưng/làm mát khí cát sơ cấp là không nhỏ hơn khoảng $1,5^{\circ}\text{C}$, khoảng 2°C , khoảng 3°C , khoảng 4°C , hoặc khoảng 5°C và không cao hơn khoảng 10°C , khoảng 8°C , khoảng 6°C hoặc khoảng 5°C . Ví dụ, log mức chênh lệch nhiệt độ trung bình (Δt) trong bộ ngưng/làm mát khí cát sơ cấp nằm trong khoảng từ $1,5^{\circ}\text{C}$ đến 10°C , hoặc khoảng từ 2°C đến 9°C , hoặc khoảng từ $2,5^{\circ}\text{C}$ đến 8°C .

Tùy theo tổng cân bằng nước và năng lượng của quy trình này, thể tích của phần ngưng đã được cất ra khỏi bộ cát kiểu ngưng 60 có thể lớn hơn nhu cầu về hơi trong bộ cát chất lỏng hấp thụ 30. Do đó, phần ngưng đã được cất có thể được chia theo cách có ích giữa (i) phần ngưng dòng chuyển đến bộ ngưng/làm mát khí cát sơ cấp 50 dưới dạng chất lưu làm nguội để ngưng nước ra khỏi bộ cát khí, nhờ đó chuyển hóa phần ngưng đã được cất ít nhất một phần thành hơi để đưa vào bộ cát chất lỏng hấp thụ; và (ii) xả dòng nước nhằm loại bỏ nước ra khỏi quy trình này.

Một phần của phần ngưng đã được cất ra khỏi bộ cát kiểu ngưng 60 dưới dạng nước xả còn có thể tùy ý được sử dụng để điều hòa nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit hoặc dòng khí nguyên liệu 10 của quy trình. Như được thể hiện trên Hình 1, phần ngưng đã được cất ra khỏi bộ cát hơi-lỏng 52 được cho đi qua đường ống 70 và đưa vào trong thùng bão hòa 71 trước bộ hấp thụ lưu huỳnh đioxit 11 để cấp dòng khí nguyên liệu. Thùng bão hòa có thể có bộ tiếp xúc một tầng (ví dụ, thường bao gồm cột hoặc tháp chưng chứa đệm kín ngẫu nhiên hoặc đệm kín được tạo kết cấu hoặc cột phun), trong đó phần ngưng đã được cất tiếp xúc với dòng khí, bằng cách đó làm tăng độ ẩm của khí nguyên liệu đi vào bộ hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Dòng nước ra khỏi

thùng bão hòa có thể được lấy ra khỏi quy trình này. Thùng bão hòa còn làm nguội khí chứa lưu huỳnh đioxit nhờ làm nguội bằng cách bay hơi và loại bỏ các khí axit (ví dụ, axit sulfuric, axit clohydric, lưu huỳnh trioxit) trước khi đi vào bộ hấp thụ. Có lợi, nếu thùng bão hòa cho phép làm ẩm dòng khí nguyên liệu bằng cách sử dụng nước có chất lượng thấp hơn, mà tạo ra sự tiết kiệm chi phí gia tăng so với việc làm ẩm khí trong bộ hấp thụ nơi mà nước sử dụng phải được khử ion hoặc được chưng cất để ngăn ngừa sự tích tụ tạp chất. Mặc dù dòng nước ra khỏi thùng bão hòa được làm bão hòa bằng lưu huỳnh đioxit, thể tích của dòng này là nhỏ. Hơn thế nữa, ví dụ, nếu lưu huỳnh đioxit được thu hồi từ khí thải của nhà máy sản xuất axit sulfuric, dòng nước chứa đầy lưu huỳnh đioxit ra khỏi thùng bão hòa có thể được sử dụng dưới dạng nước pha loãng trong bộ hấp thụ SO_3 . Trong nhà máy trung gian, có lợi nếu nước được dùng nhằm pha loãng trong bộ hấp thụ trung gian, và dòng thuần nhỏ nhất chứa lưu huỳnh đioxit có liên quan quay trở lại thông qua cụm thu hồi lưu huỳnh đioxit và không bị thất thoát ra khỏi quy trình này.

Quy trình được thể hiện trên Hình 1 nén khí thải của bộ cất sơ cấp để tạo ra sự chênh lệch nhiệt độ mà nhờ đó nhiệt ẩn được thu hồi do việc ngưng hơi nước ra khỏi khí cất sơ cấp được chuyển sang phần ngưng đã được cất để tạo ra hơi mà được đưa vào để thực hiện việc tách chất lỏng hấp thụ trong bộ cất chất lỏng hấp thụ. Sáng chế còn đề xuất các cách khác để tạo ra sự chênh lệch nhiệt độ và dẫn động công đoạn cất.

Hình 2 thể hiện quy trình được thể hiện theo phương án thực hiện khác trên Hình 1, trong đó hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất được nén bởi máy nén 39 trong khi đi giữa cửa thoát hơi của bộ làm nguội/bộ ngưng 50 và bộ cất chất lỏng hấp thụ 30. Hình vẽ thể hiện việc nén hơi bằng máy nén cơ học, song hơi cũng có thể được đưa vào trong lỗ thoát của bộ phun tia hơi để có được độ nén cần thiết. Đường kính của bộ cất 30 được định kích thước, và kết cấu nạp hoặc thúc đẩy sự chuyển khối khác bên trong vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 của bộ cất 30 được thiết kế, để tránh sự hực áp suất quá mức trong đường dẫn của pha khí/hơi lên phía trên qua vùng này. Cửa thoát khí cất sơ cấp 34 và đường ống dùng để chuyển khí thải của bộ cất sơ cấp 33 đến bộ ngưng/bộ làm nguội 50 cũng được định kích thước để tránh hực áp suất quá mức. Bằng cách duy trì áp suất ở phía khí cất sơ cấp của bộ làm nguội/bộ ngưng 50 cao hơn áp suất ở phía phần ngưng đã được cất của bộ trao đổi nhiệt, sự chênh lệch nhiệt độ được tạo ra do nhiệt này được chuyển sang phần ngưng đã được cất dưới dạng hơi

nước ngưng từ khí thải của bộ cất sơ cấp và hơi đã được tạo ra ở phía ngưng để dùng trong bộ cất 30. Hơi đã được tạo ra trong bộ làm nguội/bộ ngưng 50 được đưa vào phía hút của máy nén 39 để nén hơi nhằm đưa vào trong bộ cất thông qua đường ống 57.

Để thu hồi nhiệt ẩn của việc ngưng hơi nước từ khí cất, khi khí cất sơ cấp đến bộ làm nguội/bộ ngưng 50, máy nén 39 làm tăng áp suất của hơi đến mức sao cho áp suất ở phía khí cất của bộ làm nguội/bộ ngưng cao hơn áp suất của hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất ở phía phần ngưng đã được cất của bộ làm nguội/bộ ngưng. Cụ thể hơn, mức độ nén là đủ sao cho áp suất bão hòa nước mà ở đó hơi nước ngưng ở phía khí cất sơ cấp của bộ làm nguội/bộ ngưng là cao hơn áp suất mà ở đó hơi đã được tạo ra ở phía phần ngưng đã được cất của bộ làm nguội/bộ ngưng.

Tốt hơn, nếu mức chênh lệch nhiệt độ và áp suất đạt được trong quy trình được thể hiện trên Hình 2 gần tương tự với mức chênh lệch hiện có trong bộ làm nguội/bộ ngưng 50 theo quy trình được thể hiện trên Hình 1, trong đó khí thải của bộ cất sơ cấp được nén trong khi đi từ cửa thoát khí của bộ cất đến cửa nạp khí của bộ làm nguội/bộ ngưng. Tốt hơn, nếu áp suất tuyệt đối hiện có trong vùng tiếp xúc hơi/lỏng cũng nằm trong cùng khoảng như trong mỗi quy trình lần lượt được thể hiện trên Hình 1 và Hình 2. Trong cả hai trường hợp, áp suất này nên được duy trì hơi cao hơn so với áp suất khí quyển, ví dụ, nằm trong khoảng từ 15psi đến 18psi (nằm trong khoảng từ 100kPa đến 125kPa tuyệt đối), trong bộ cất. Tuy nhiên, vì chỉ có hơi được nén trong quy trình được thể hiện trên Hình 2 nên áp suất tối ưu bên trong vùng tách chất lỏng hấp thụ trong quy trình được thể hiện trên Hình 2 có thể thấp hơn đôi chút so với áp suất tối ưu trong quy trình được thể hiện trên Hình 1, trong đó thành phần lưu huỳnh đioxit của khí cất sơ cấp cũng phải được nén trong khi khiến cho áp suất riêng phần của hơi nước đạt đến mức mà ở đó hơi nước sẽ ngưng ở nhiệt độ cao hơn nhiệt độ nước sôi ở phía phần ngưng đã được cất của bộ làm nguội/bộ ngưng 50.

Phần còn lại của quy trình được thể hiện trên Hình 2 được vận hành theo cách hầu như đồng nhất với quy trình được thể hiện trên Hình 1.

Mặc dù các quy trình được thể hiện trên Hình 1 và Hình 2 tạo ra hiệu quả năng lượng tương đối, ưu điểm của quy trình được thể hiện trên Hình 2 là lưu huỳnh đioxit gần như không có mặt trong dòng cần được nén. Điều này có nghĩa là chất lưu được nén ít ăn mòn hơn đáng kể so với chất lưu được nén trong quy trình được thể hiện trên

Hình 1, và do đó đem lại sự tiết kiệm cho cả việc bảo dưỡng lẫn lựa chọn vật liệu chế tạo máy nén hoặc bộ phun.

Độ tin cậy vào hơi bão hòa được tạo ra từ phản ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp làm nguồn năng lượng duy nhất để cất lưu huỳnh đioxit ra khỏi chất lỏng hấp thụ có thể gây ra sự gia tăng thực của nước trong môi trường hấp thụ đã được tái sinh được tuần hoàn trở lại bộ hấp thụ, và cuối cùng trong môi trường hấp thụ tuần hoàn giữa bộ hấp thụ và bộ cất. Thực tế, công đoạn cất bất kỳ mà chỉ dựa vào hơi trực tiếp cần phải có hiệu ứng này do mức độ gia tăng của hơi phải được bổ sung vào để tạo ra nhiệt trong quá trình bay hơi của lưu huỳnh đioxit và mức độ gia tăng này là do sự thất thoát nhiệt vào môi trường. Do đó, việc kiểm soát độ cân bằng nước trong vòng tuần hoàn này cần đến một số phương pháp nhằm loại bỏ phân đoạn nước mà có thể thu được theo cách khác trong việc vận hành sơ đồ này. Có sẵn các lựa chọn khác nhằm mục đích này. Ví dụ, năng lượng được cấp từ nguồn bên ngoài trong bộ làm nóng lại 37 có thể tăng đôi chút so với nhiệt độ của khí cất sơ cấp sao cho nó mang lượng hơi nước hơi lớn hơn, và bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp có thể được vận hành ở nhiệt độ khí thoát cao hơn đôi chút và Δt cao hơn đôi chút để loại bỏ lượng gia tăng hơi nước đủ để duy trì độ cân bằng nước. Điều này có thể cần đến việc nén khí cất sơ cấp mạnh hơn đôi chút so với quy trình được thể hiện trên Hình 1, hoặc nén hơi cất mạnh hơn đôi chút so với quy trình được thể hiện trên Hình 2. Theo cách khác, một phần hoặc toàn bộ chất lỏng hấp thụ đã được tái sinh có thể không đi qua bộ trao đổi nhiệt 40 và/hoặc bộ làm nguội vi chỉnh 42, nhờ đó cho phép bộ hấp thụ được vận hành ở nhiệt độ cao hơn đôi chút mà làm tăng thêm lượng hơi nước trong khí xả để duy trì sự cân bằng này.

Trong quá trình vận hành thông thường của quy trình được thể hiện trên Hình 1, khoảng 2% thể tích nước gia tăng thu được trong mỗi lần quay của vòng tuần hoàn bộ hấp thụ/bộ cất. Theo phương án trong đó khí thải chứa lưu huỳnh đioxit ở các lượng thể hiện lượng lưu huỳnh trong than hoặc các nhiên liệu cacbon chứa lưu huỳnh khác được phân phối đến bộ hấp thụ ở 27°C, sự cân bằng có thể đạt được bằng cách không đi qua môi trường hấp thụ đã được tái sinh quanh bộ trao đổi 40 và bộ làm nguội vi chỉnh 42 và cấp môi trường hấp thụ trở vào trong bộ hấp thụ ở 40°C. Khí xả ra từ bộ hấp thụ ở 35°C mang đủ hơi nước để cân bằng phần thu được sinh ra từ mức

độ gia tăng của hơi cần thiết để làm bay hơi lưu huỳnh đioxit ra khỏi chất lỏng hấp thụ trong bộ cất chất lỏng hấp thụ.

Thu hồi lưu huỳnh đioxit từ các dòng khí giàu

Quy trình theo sáng chế là phù hợp đối với việc thu hồi lưu huỳnh đioxit ra khỏi khí thải của nhà máy sản xuất axit sulfuric bằng cách tiếp xúc và các công đoạn khác mà tạo ra các chất thải chứa tương đối ít lưu huỳnh đioxit. Tuy nhiên, quy trình áp dụng được cho các công đoạn xử lý khác mà cần thu hồi lưu huỳnh đioxit, kể cả các công đoạn mà tạo ra các dòng khí tương đối giàu lưu huỳnh đioxit. Vì các phản ứng để hấp thụ lưu huỳnh đioxit ra khỏi khí nguyên liệu thường tỏa nhiệt, nhiệt phản ứng đáng kể được tạo ra trong bộ hấp thụ nơi mà quy trình này được sử dụng để thu hồi lưu huỳnh đioxit ra khỏi các khí giàu chứa, ví dụ, 2 đến 4% thể tích lưu huỳnh đioxit hoặc lớn hơn, bao gồm các dòng khí trong đó lượng lưu huỳnh đioxit có thể lớn đến mức 10% thể tích, 15% thể tích, 20% thể tích, 25% thể tích, 30% thể tích, 40% thể tích, hoặc thậm chí lớn hơn. Ví dụ, nồng độ lưu huỳnh đioxit có thể ít nhất khoảng 4% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 5% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 10% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 15% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 20% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 30% thể tích.

Quy trình theo sáng chế hoàn toàn dễ dàng thích ứng với việc thu hồi lưu huỳnh đioxit ra khỏi các dòng khí giàu lưu huỳnh đioxit như vậy. Tuy nhiên, khi lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí là lớn, nhiệt cảm biến tạo ra phản ứng hấp thụ tỏa nhiệt có thể làm tăng một cách đáng kể nhiệt độ của chất lỏng hấp thụ, trong một số trường hợp đến các mức độ mà có thể tổn hại nghiêm trọng đến hiệu quả hấp thụ và/hoặc khả năng hấp thụ của môi trường hấp thụ tuần hoàn. Ví dụ, trong hệ thống hấp thụ mà sử dụng tetraglyme làm chất hấp thụ, khi nồng độ lưu huỳnh đioxit trong khí nguyên liệu đang cấp đạt đến 2,9% thể tích, nhiệt độ của chất lỏng hấp thụ có thể tăng từ nhiệt độ được ưu tiên thường là 17°C đến nhiệt độ là 30°C theo các tỷ lệ L/G thích hợp khác trong bộ hấp thụ. Nếu lượng lưu huỳnh đioxit trong khí đang nạp là 43% mol, nhiệt độ thường có thể tăng từ 17°C đến 49°C. Đối với hệ thống hấp thụ sử dụng tetraglyme, mức độ tăng nhiệt độ này có thể gây tổn hại nghiêm trọng khả năng của môi trường hấp thụ đối với sự hấp thụ lưu huỳnh đioxit.

Hình 3 và Hình 4 thể hiện tác động bất lợi của nhiệt độ đến khả năng hấp thụ cân bằng của hai dung môi hấp thụ lưu huỳnh đioxit đã biết. Như được thể hiện trên Hình 3, bằng cách sử dụng 100% trọng lượng tetraglyme (100S) làm chất hấp thụ đối với 4 mol% SO_2 trong khí, khả năng hấp thụ của môi trường hấp thụ giảm ở mức độ đáng kể khi mức độ tăng nhiệt độ thậm chí ở trong khu vực hẹp nằm trong khoảng từ 20°C đến 30°C . Khả năng hấp thụ tiếp tục giảm ở các nhiệt độ thậm chí cao hơn, mặc dù mức độ giảm kém mạnh hơn. Như được thể hiện trên Hình 4, khi khí nguyên liệu chứa 30 mol% SO_2 , khả năng hấp thụ của tetraglyme tinh khiết (100S) làm giảm một cách đồng đều hơn khi nhiệt độ tăng. Hình 3 và Hình 4 còn thể hiện mức độ giảm tương đối về khả năng hấp thụ phát hiện được bằng cách sử dụng chất hấp thụ tetraglyme khác, tức là 955_5 W (95% trọng lượng tetraglyme và 5% trọng lượng nước). Do đó, đối với các khí giàu chứa nhiều hơn 2% thể tích lưu huỳnh đioxit, các dòng môi trường hấp thụ lớn nói chung là cần thiết để làm giảm mức độ tăng nhiệt độ trong pha lỏng đi qua bộ hấp thụ mà dẫn đến nồng độ lưu huỳnh đioxit thấp hơn một cách tương đối trong chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit.

Dòng gia tăng của môi trường hấp thụ và chất lỏng hấp thụ đòi hỏi bộ cắt chất lỏng hấp thụ theo hai cách quan trọng. Nó làm tăng nhu cầu năng lượng để làm nóng chất lỏng hấp thụ đến nhiệt độ chuẩn nhằm tách lưu huỳnh đioxit ra khỏi chất lỏng, do đó giảm hiệu quả năng lượng của quy trình này. Song nó còn đem lại lưu lượng gia tăng trong toàn bộ cột cắt, mà làm tăng đường kính của toàn bộ cột cần thiết để chứa dòng chất lỏng nhằm không làm ngập vùng tiếp xúc hơi/lỏng. Các tốc độ chảy của pha lỏng cao hơn còn dẫn đến đường kính của cột hấp thụ gia tăng.

Theo dấu hiệu được ưu tiên khác của quy trình hấp thụ lưu huỳnh đioxit, việc làm nguội được thực hiện ở đáy của bộ hấp thụ để giảm sự tăng nhiệt độ trong môi trường hấp thụ trong đường ống dẫn môi trường này đi qua vùng hấp thụ (tức là vùng tiếp xúc khí/lỏng), và do đó cho phép cả bộ hấp thụ và bộ cắt được vận hành ở các tỷ lệ L/G tương đối thấp. Việc điều khiển tăng nhiệt độ trong môi trường hấp thụ, đặc biệt là trong phần dưới của vùng hấp thụ, bảo toàn khả năng cân bằng của môi trường hấp thụ, và do đó bảo toàn lực dẫn động nhằm chuyển khối lưu huỳnh đioxit từ pha khí thành pha lỏng bên trong vùng hấp thụ cũng như lực dẫn động đối với phản ứng của lưu huỳnh đioxit với chất hấp thụ trong pha lỏng. Các nhiệt độ pha lỏng thấp hơn một cách tương đối cũng thuận lợi cho mức độ chuyển hóa thành sản phẩm cộng lưu

huỳnh đioxit bên trong pha lỏng nơi mà phản ứng giữa lưu huỳnh đioxit và chất hấp thụ là phản ứng cân bằng tỏa nhiệt. Tốt hơn, nếu chất lỏng hấp thụ được rút ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng bên trong bộ hấp thụ, được tuần hoàn qua bộ trao đổi nhiệt bên ngoài và được đưa trở lại vùng hấp thụ. Cụ thể hơn, chất lỏng hấp thụ tuần hoàn được lấy ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng trong vùng nằm cách vùng bên dưới mà chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng này, do đó tạo ra khu vực bên trong vùng hấp thụ bên dưới vùng mà chất lỏng hấp thụ đã được làm nguội được đưa trở lại đó mà tốt hơn là toàn bộ sự hấp thụ lưu huỳnh đioxit xảy ra và toàn bộ nhiệt hấp thụ được tạo ra bên trong đó.

Ví dụ, như được thể hiện trên Hình 5, phần chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit nóng 17 được rút ra khỏi cửa thoát chất lỏng 18 hoặc được rút ra khỏi khu vực 13.1 nằm gần đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng 13 thẳng đứng trong bộ hấp thụ 11 và được tuần hoàn thông qua bộ trao đổi nhiệt bên ngoài 80 nơi mà nhiệt hấp thụ được loại bỏ bằng cách truyền vào chất lưu làm nguội. Chất lỏng hấp thụ đã được làm nguội được đưa trở lại bộ hấp thụ trong khu vực 13.2 của vùng tiếp xúc khí/lỏng mà nằm cách bên trên vùng mà chất lỏng hấp thụ nóng được rút ra từ đó, song lại nằm cách bên dưới phần trên của vùng tiếp xúc khí/lỏng. Tốt hơn nữa, khu vực 13.2 mà chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại đó là trong phần dưới của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

Việc tuần hoàn chất lỏng hấp thụ giữa bộ hấp thụ lưu huỳnh đioxit 11 và bộ trao đổi nhiệt bên ngoài 80 gây ra lưu lượng gia tăng và sự trộn ngược không tránh được của chất lỏng hấp thụ trong khu vực tuần hoàn của vùng hấp thụ rơi vào giữa các khu vực 13.1 và 13.2, và có thể bù đôi chút cho mức độ gia tăng trong việc chuyển khối nhằm loại bỏ lưu huỳnh đioxit trong khu vực này của vùng. Do đó, tốt hơn, nếu khu vực trở lại 13.2 nằm cách bên dưới phần trên của vùng tiếp xúc khí/lỏng theo chiều cao của ít nhất một cụm truyền, nhờ đó tạo ra khu vực tinh cất của vùng hấp thụ chứa ít nhất một cụm truyền bên dưới vùng trên. Tốt hơn, nếu khu vực tinh cất chứa ít nhất hai cụm truyền. Cũng tốt hơn, nếu khu vực trở lại 13.2 được nằm cách theo chiều cao của ít nhất một cụm truyền, tốt hơn nữa là chiều cao của ít nhất hai cụm truyền bên trên khu vực rút 13.1. Để đáp ứng khả năng chuyển khối thích hợp trong cả khu vực tuần hoàn của vùng hấp thụ giữa khu vực trở lại 13.2 và khu vực rút 13.1 lẫn khu vực tinh cất giữa khu vực trở lại 13.2 và phần trên của vùng hấp thụ, tốt hơn, là về

tổng thể vùng hấp thụ chứa ít nhất ba cụm truyền, tốt hơn nữa là ít nhất bốn cụm truyền. Vì cả dòng khí lẫn dòng chất lỏng đều nằm trong dòng chảy không xáo trộn chủ yếu bên trong khu vực tinh cát, lực dẫn động lớn nhất nhằm chuyển khối được tạo ra trong khu vực này, cho phép giảm nồng độ lưu huỳnh đioxit trong khí xả đến mức đáp ứng các tiêu chuẩn phát xạ. Việc chọn chính xác vị trí dành cho khu vực trở lại chất lỏng tuần hoàn 13.2 là dựa trên cơ sở lựa chọn khu vực, trong đó lượng lưu huỳnh đioxit trong khí đi lên trên từ khu vực này là không đủ lớn để tạo ra nhiệt hấp thụ/phản ứng trong khu vực tinh cát mà sẽ có tác dụng có hại đáng kể đến khả năng hấp thụ của môi trường nước hấp thụ, hoặc đến việc chuyển khối lực dẫn động trong khu vực tinh cát.

Tốt hơn, nếu chất hấp thụ là tetraglyme, khu vực 13.2 mà chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng tiếp xúc khí/lỏng được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn khoảng 40°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 30°C , hầu hết thường nằm trong khoảng từ 15°C đến 25°C . Trong hệ thống tetraglyme, tốt hơn là nhiệt độ của khu vực 13.1 mà từ đó chất lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được lấy ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn khoảng 45°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn 35°C , hầu hết thường nằm trong khoảng từ 15°C đến 30°C . Chuyên gia trong lĩnh vực kỹ thuật này cần phải nhận thấy rằng các khoảng nhiệt độ chênh lệch, trong một số trường hợp gần như chênh lệch, là tối ưu đối với các chất hấp thụ khác. Ví dụ, khi chất hấp thụ là natri malat, khu vực 13.2 mà vào đó chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng tiếp xúc khí/lỏng được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn khoảng 45°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 45°C , hầu hết thường nằm trong khoảng từ 20°C đến 40°C . Trong trường hợp này, tốt hơn là nhiệt độ của khu vực 13.1 mà từ đó chất lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được lấy ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn khoảng 50°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn 40°C , hầu hết thường nằm trong khoảng từ 25°C đến 35°C . Trong mỗi trường hợp, tốc độ tuần hoàn giữa khu vực 13.1 và khu vực 13.2 chịu tác động của các giới hạn nhiệt độ này và sự tạo năng lượng đơn vị của quy trình hấp thụ.

Thuận tiện, nếu phân đoạn chảy về phía trước của chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit nóng 17 được rút ra khỏi dòng chất lỏng hấp thụ tuần hoàn trước bộ trao đổi nhiệt bên ngoài 80 và chuyển đến bộ cất chất lỏng hấp thụ 30.

Vị trí của khu vực quay trở lại chất lỏng hấp thụ tuần hoàn 13.2 có thể được chọn trên cơ sở profin hấp thụ đối với vùng hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Các profin thông thường sử dụng các môi trường hấp thụ khác nhau được thể hiện trên Hình 6.

Nếu sự hấp thụ là trung gian và gần như là định lượng khi khí nguyên liệu tiếp xúc với môi trường hấp thụ trong vùng tiếp xúc khí/lỏng, một vòng chất lỏng hấp thụ thường là đủ để duy trì hiệu quả hấp thụ và điều khiển lưu thông thể tích của chất lỏng hấp thụ đến mức phù hợp với việc sử dụng năng lượng có hiệu quả trong bộ cất chất lỏng hấp thụ. Tuy nhiên, khi ái lực của chất hấp thụ đối với lưu huỳnh đioxit bị giới hạn hơn nữa, do cũng muốn để vận hành có hiệu quả bộ cất chất lỏng hấp thụ, gradien nồng độ lưu huỳnh đioxit qua vùng hấp thụ, tức là tốc độ chảy mà ở đó nồng độ của lưu huỳnh đioxit trong dòng khí (và dòng chất lỏng) giảm với khoảng cách bên trên cửa nạp khí đến vùng hấp thụ, có thể chỉ là vừa phải. Trong các trường hợp này, hiệu quả cao hơn trong việc vận hành bộ hấp thụ và bộ cất có thể có được bằng cách sử dụng hai hoặc nhiều vòng làm nguội nằm cách nhau theo phương thẳng đứng dọc theo dòng khí bên trong vùng hấp thụ (tức là vùng tiếp xúc khí/lỏng). Ví dụ, như được thể hiện trên Hình 5, hai vòng làm nguội này được thể hiện. Trong vòng làm nguội thứ hai, phần thứ hai của chất lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit nóng chìm xuống vùng tiếp xúc khí/lỏng 13 của bộ hấp thụ 11 được rút ra khỏi khu vực 13.3 bên trên khu vực 13.2 mà chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng tiếp xúc khí/lỏng trong vòng làm nguội thứ nhất và được tuần hoàn thông qua bộ trao đổi nhiệt bên ngoài 81 nơi mà nhiệt hấp thụ được loại bỏ bằng cách truyền vào chất lưu làm nguội. Chất lỏng hấp thụ đã được làm nguội được đưa trở lại bộ hấp thụ trong khu vực 13,4 của vùng tiếp xúc khí/lỏng mà nằm cách bên trên khu vực 13.3 từ đó chất lỏng hấp thụ nóng được rút ra, song lại nằm cách bên dưới phần trên của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

Hình 7 thể hiện việc vận hành của hệ thống hấp thụ/cất trong đó lưu huỳnh đioxit chỉ có ái lực vừa phải đối với chất hấp thụ, sao cho gradien lưu huỳnh đioxit là tương đối nông. Hình 7 là hình vẽ dạng đồ thị của nhiệt độ chất lỏng hấp thụ và nồng độ lưu huỳnh đioxit trong dòng khí bên trong vùng hấp thụ, mỗi đồ thị là ví dụ dưới dạng hàm số của vị trí trong vùng hấp thụ được thể hiện ở dạng khoảng cách trong các cụm truyền từ phần trên, tức là cửa thoát khí của vùng này, với các đường cong khác đối với các hệ thống lần lượt không có vòng làm nguội, có một vòng làm nguội, có hai

vòng làm nguội, và có ba vòng làm nguội. Dữ liệu về tác động của một, hai, hoặc ba vòng làm nguội này còn được nêu dưới đây trong Bảng 1.

Bảng 1: Tác động của các vòng làm nguội đến các nhu cầu hơi

Số lượng vòng làm nguội trên bộ hấp thụ	0	1	2	3
Nhiệt độ ở đáy của bộ hấp thụ (°C)	30	20	20	20
Mức độ phát xạ (SO ₂ ppm)	929	948	970	985
Dòng dung môi (MM pao/giờ)	2,1	1,6	1,3	1,3
Công suất của bộ làm nóng lại (MM Btu/giờ)	70,5	59,4	53,3	52,7
Tỷ lệ hơi: SO ₂	1,1	0,93	0,83	0,82
Mức tiết kiệm hơi	0%	15,70%	24,40%	25,20%

Các dữ liệu được vẽ đồ thị trên Hình 7 và được lập thành bảng kê trong Bảng 1 là từ hệ thống hấp thụ lưu huỳnh điôxit trong đó bộ hấp thụ có 15 tầng (gần như tương ứng với các cụm truyền). Trong mỗi trường hợp nếu chất lỏng hấp thụ đang tuần hoàn được làm nguội, có ít nhất một vòng trong đó khu vực rút là tầng 15 và khu vực trở lại là tầng 13, tức là khu vực trở lại nằm cách theo chiều cao của gần như hai cụm truyền tính từ phần đáy của vùng hấp thụ và nằm cách một khoảng bằng chiều cao của 12 cụm tính từ vùng trên. Nếu có vòng thứ hai được bổ sung vào, khu vực rút là tầng 10 và khu vực trở lại là tầng 8, và nếu vòng thứ ba được sử dụng, khu vực rút là tầng 5 và khu vực trở lại là tầng 3.

Các đồ thị và các bảng kê này thể hiện theo đồ họa trị số của một hoặc nhiều vòng làm nguội trong việc góp phần vào tổng hiệu quả năng lượng của quy trình này. Như nêu trong Bảng 1, một vòng làm nguội làm giảm mức dùng hơi trong bộ cất chất lỏng hấp thụ khoảng 15% so với việc vận hành mà không có vòng làm nguội. Việc vận hành với hai vòng làm nguội làm giảm mức độ tiêu thụ hơi khoảng 24% so với vận hành mà không có vòng làm nguội; và vận hành với ba vòng làm nguội làm giảm mức độ tiêu thụ hơi khoảng 25% so với vận hành mà không có vòng làm nguội. Nếu không có vòng làm nguội, nhiệt độ đạt đến tối đa 31°C. Nhiệt độ lớn nhất lần lượt giảm xuống còn 27°C, 22,5, và 19°C, nếu đưa vào một, hai, hoặc ba vòng làm nguội.

Bằng cách so sánh với hệ thống và việc vận hành được thể hiện trên Hình 7 và Bảng 1, chỉ cần một vòng làm nguội thường sẽ là hợp lý trong quy trình hấp thụ lưu huỳnh đioxit mà sử dụng đa axit như natri malat làm chất hấp thụ.

Phần còn lại của quy trình này như được thể hiện trên Hình 5 được vận hành về cơ bản theo cách nêu trên có dựa vào Hình 1 hoặc Hình 2. Tuy nhiên, cần phải hiểu rằng việc điều khiển tăng nhiệt độ trong môi trường hấp thụ bên trong bộ hấp thụ 11 theo sáng chế có thể được thực hiện độc lập với việc cấp nguồn năng lượng để tạo ra hơi cất bằng cách nén khí thải của bộ cất sơ cấp hoặc hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất (tức là quy trình này có thể phụ thuộc hoàn toàn vào bộ làm nóng lại 37 như nguồn năng lượng dành cho cột cất chất lỏng hấp thụ 30).

Khi đi cùng các dấu hiệu hoặc phương án được ưu tiên của sáng chế, các quán từ "một", "một chiếc", và "một cái" được dự định để có nghĩa là có một hoặc nhiều dấu hiệu. Các thuật ngữ "chứa", "bao gồm" và "có" được dự định được bao hàm và có nghĩa là có các dấu hiệu bổ sung khác với các dấu hiệu đã được liệt kê.

Như nêu trên, rõ ràng rằng các mục đích theo sáng chế đã đạt được và có được các kết quả có lợi khác.

Do các thay đổi có thể được thực hiện trong các quy trình và các kết hợp nêu trên mà không vượt quá phạm vi của sáng chế, dự định rằng tất cả các dấu hiệu nêu trong phần mô tả trên đây sẽ được giải thích là để minh họa và không nhằm giới hạn phạm vi của sáng chế.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình loại bỏ và thu hồi chọn lọc khí gây ô nhiễm từ nguồn khí chứa chất gây ô nhiễm, quy trình này bao gồm các bước:

cho dòng khí nguyên liệu chứa nguồn khí trong bộ hấp thụ khí gây ô nhiễm tiếp xúc với môi trường nước hấp thụ chứa chất hấp thụ đối với khí gây ô nhiễm, nhờ đó hấp thụ khí gây ô nhiễm từ dòng khí nguyên liệu vào trong môi trường hấp thụ và tạo ra khí xả mà khí gây ô nhiễm đã được loại bỏ từ đó và chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm;

cho chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm tiếp xúc với hơi cất trong bộ cất chất lỏng hấp thụ nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm và nhờ đó tạo ra được môi trường hấp thụ chất gây ô nhiễm đã được tái sinh và khí thải của bộ cất sơ cấp chứa hơi nước và khí gây ô nhiễm;

rút môi trường hấp thụ đã được tái sinh ra khỏi cửa thoát chất lỏng của bộ cất chất lỏng hấp thụ và khí thải của bộ cất sơ cấp ra khỏi cửa thoát hơi của bộ cất chất lỏng hấp thụ;

nén khí thải của bộ cất sơ cấp;

ngưng nước ra khỏi khí thải đã được nén của bộ cất sơ cấp bằng cách truyền nhiệt gián tiếp từ khí thải đã được nén của bộ cất sơ cấp vào môi trường làm mát trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp để nhờ đó tạo ra phần ngưng chứa chất gây ô nhiễm;

cho phần ngưng chứa chất gây ô nhiễm từ bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp tiếp xúc với hơi trong bộ cất kiểu ngưng để tạo ra phần ngưng đã được cất và khí thải của bộ cất kiểu ngưng chứa hơi nước và chất gây ô nhiễm;

trong đó môi trường làm mát mà nhiệt được truyền vào đó từ khí thải đã được nén của bộ cất sơ cấp trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp chứa ít nhất một phần của phần ngưng đã được cất, nhờ đó tạo ra hơi từ phần ngưng đã được cất ở áp suất lớn hơn áp suất bên trong bộ cất chất lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của chúng; và

nạp hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp vào trong bộ cất chất lỏng hấp thụ dưới dạng hơi cất để cho tiếp xúc với chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng này.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó bộ cất chất lỏng hấp thụ bao gồm cột có vùng tiếp xúc hơi/lỏng thẳng đứng và hơi đã được tạo ra trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp được đưa vào phần đáy của vùng hơi/lỏng và chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm được đưa vào phần trên của vùng hơi/lỏng.
3. Quy trình theo điểm 2, trong đó khí thải của bộ cất sơ cấp được rút ra khỏi cửa thoát hơi của bộ cất chất lỏng hấp thụ nằm ở phần trên của vùng tiếp xúc hơi/lỏng và môi trường hấp thụ chất gây ô nhiễm đã được tái sinh được rút ra khỏi cửa thoát chất lỏng của bộ cất chất lỏng hấp thụ ở phần đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng.
4. Quy trình theo điểm 2 hoặc 3, trong đó hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp được đưa vào phần đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng của bộ cất chất lỏng hấp thụ và ít nhất một phần của hơi ngưng bên trong vùng tiếp xúc hơi/lỏng để làm nóng pha lỏng, nhờ đó làm giảm nồng độ chất gây ô nhiễm cân bằng trong pha lỏng và làm gia tăng lực dẫn động để chuyển chất gây ô nhiễm thành pha hơi.
5. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 4, trong đó quy trình này còn bao gồm bước tuần hoàn một phần môi trường hấp thụ đã được tái sinh rút ra khỏi bộ cất chất lỏng hấp thụ thông qua bộ làm nóng lại mà trong đó môi trường này được làm nóng bởi hơi từ nguồn bên ngoài.
6. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 5, trong đó nhiệt độ của hơi đưa vào từ bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp vào trong bộ cất chất lỏng hấp thụ là không cao hơn khoảng 5° đến 10°C so với nhiệt độ của pha lỏng bên trong bộ cất chất lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của chúng, hoặc ở phần đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng.
7. Quy trình theo điểm 6, trong đó nhiệt độ của hơi đưa vào từ bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp vào trong bộ cất chất lỏng hấp thụ bằng hoặc thấp hơn nhiệt độ của pha lỏng bên trong bộ cất chất lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của chúng, hoặc ở phần đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng.

8. Quy trình theo điểm 6 hoặc 7, trong đó nhiệt độ của hơi đưa vào từ bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp vào trong bộ cất chất lỏng hấp thụ thay đổi từ nhiệt độ của pha lỏng bên trong bộ cất chất lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của chúng, hoặc từ nhiệt độ của pha lỏng ở phần đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng, một khoảng không lớn hơn $\pm 10^{\circ}\text{C}$.
9. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 8, trong đó log mức chênh lệch nhiệt độ trung bình (Δt) trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp không lớn hơn khoảng 10°C , khoảng 8°C , khoảng 6°C hoặc khoảng 5°C .
10. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 9, trong đó log mức chênh lệch nhiệt độ trung bình (Δt) trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp là không nhỏ hơn khoảng $1,5^{\circ}\text{C}$, khoảng 2°C , khoảng 3°C , khoảng 4°C , hoặc khoảng 5°C .
11. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 9, trong đó log mức chênh lệch nhiệt độ trung bình (Δt) trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp nằm trong khoảng từ $1,5^{\circ}\text{C}$ đến 10°C , hoặc nằm trong khoảng từ 2° đến 9°C , hoặc nằm trong khoảng từ $2,5^{\circ}\text{C}$ đến 8°C .
12. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 11, trong đó áp suất của khí thải của bộ cất sơ cấp đi ra từ bộ cất chất lỏng hấp thụ nằm trong khoảng từ 40kPa đến khoảng 170kPa tuyệt đối.
13. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 12, trong đó bước nén khí thải của bộ cất sơ cấp từ bộ cất chất lỏng hấp thụ làm tăng áp suất của nó một giá trị nằm trong khoảng từ 30kPa đến 65kPa.
14. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 13, trong đó khí thải của bộ cất sơ cấp đi ra từ bộ cất chất lỏng hấp thụ được nén nhờ đường ống dẫn thông qua bộ phun tia hơi và khí cất sơ cấp đã được nén được đưa vào bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp.

15. Quy trình theo một trong số các điểm 1 đến 14, trong đó khí cất thành phẩm được cho đi qua bộ ngưng vi chỉnh để ngưng hơi nước chứa trong đó, khí cất thành phẩm chứa dòng kết hợp khí thải của bộ cất kiểu ngưng và khí thoát ra khỏi bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp.

16. Quy trình theo điểm 15, trong đó phần ngưng ra khỏi bộ ngưng vi chỉnh được đưa trở lại bộ cất kiểu ngưng.

17. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 16, trong đó phần ngưng đã được cất ra khỏi bộ cất kiểu ngưng được chia để tạo ra: (i) dòng ngưng được chuyển đến bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp dưới dạng môi trường làm nguội để ngưng nước ra khỏi khí thải của bộ cất sơ cấp và tạo hơi để đưa vào bộ cất chất lỏng hấp thụ; và (ii) dòng nước xả nhằm loại bỏ nước ra khỏi quy trình này.

18. Quy trình theo điểm 17, trong đó ít nhất một phần của dòng nước xả được cho tiếp xúc với nguồn khí chứa chất gây ô nhiễm hoặc dòng khí nguyên liệu trong thùng bão hòa trước bộ hấp thụ khí gây ô nhiễm liên quan đến dòng khí nguyên liệu, bằng cách đó làm tăng độ ẩm của dòng khí nguyên liệu đi vào bộ hấp thụ khí gây ô nhiễm.

19. Quy trình theo điểm 18, trong đó dòng nước ra khỏi thùng bão hòa được loại bỏ từ quy trình này.

20. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 19, trong đó môi trường hấp thụ nước đã được tái sinh được tái tuần hoàn trở lại bộ hấp thụ khí gây ô nhiễm để tiếp tục hấp thụ chất gây ô nhiễm ra khỏi dòng khác của dòng khí nguyên liệu.

21. Quy trình theo điểm 20, trong đó môi trường hấp thụ nước đã được tái sinh đã được tái tuần hoàn được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt hấp thụ chất lỏng trong quá trình tái tuần hoàn từ bộ cất chất lỏng hấp thụ đến bộ hấp thụ khí gây ô nhiễm, chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt trong quá trình chuyển từ bộ hấp thụ khí gây ô nhiễm đến bộ cất chất lỏng hấp thụ, và nhiệt được

truyền từ môi trường hấp thụ đã được tái sinh vào chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm bên trong bộ trao đổi nhiệt.

22. Quy trình theo các điểm 1 đến 21, trong đó khí xả từ khí gây ô nhiễm mà đã được loại bỏ khỏi bộ hấp thụ khí gây ô nhiễm và được cho đi qua bộ làm nguội vì chính khí gây ô nhiễm mà trong đó nhiệt được truyền từ khí thải cất thành phẩm vào khí thải, khí thải cất thành phẩm chứa dòng kết hợp khí thải của bộ cất kiểu ngưng và khí thoát ra khỏi bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp.

23. Quy trình theo điểm 22 phụ thuộc vào điểm 16, trong đó bộ làm nguội vì chính khí gây ô nhiễm nằm trước bộ ngưng vì chính đối với dòng chứa khí thải cất thành phẩm.

24. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 23, trong đó chất lỏng hấp thụ giàu khí gây ô nhiễm được cho tuần hoàn giữa bộ hấp thụ chất gây ô nhiễm và bộ trao đổi nhiệt bên ngoài nơi mà nhiệt hấp thụ được loại bỏ bằng cách truyền vào chất lưu làm nguội.

25. Quy trình theo điểm 24, trong đó bộ hấp thụ chất gây ô nhiễm bao gồm cột chứa vùng tiếp xúc khí/lỏng ngược dòng theo phương thẳng đứng, dòng khí nguyên liệu được đưa vào ở phần đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng, môi trường hấp thụ chất gây ô nhiễm được đưa vào phần trên của vùng tiếp xúc khí/lỏng, khí xả được lấy ra khỏi phần trên của vùng tiếp xúc khí/lỏng, và chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm được lấy ra khỏi phần đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

26. Quy trình theo điểm 25, trong đó chất lỏng hấp thụ đang tuần hoàn nóng được lấy ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng trong vùng nằm cách vùng bên dưới mà chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng tiếp xúc khí/lỏng.

27. Quy trình theo điểm 25 hoặc 26, trong đó vùng tiếp xúc khí/lỏng chứa nhiều các cụm truyền và chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng tiếp xúc khí/lỏng trong vùng nằm cách một khoảng bằng chiều cao của ít nhất một cụm truyền bên dưới phần trên của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

28. Quy trình theo điểm 27, trong đó chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng tiếp xúc khí/lỏng trong vùng nằm cách một khoảng bằng chiều cao của ít nhất hai cụm truyền bên dưới phần trên của vùng tiếp xúc khí/lỏng, hoặc ít nhất ba cụm truyền bên dưới phần trên của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

29. Quy trình theo điểm 27 hoặc 28, trong đó chất lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được lấy ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng trong vùng nằm cách một khoảng bằng chiều cao của ít nhất một cụm truyền bên dưới vùng mà chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng tiếp xúc khí/lỏng.

30. Quy trình theo điểm 29, trong đó chất lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được lấy ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng trong vùng nằm cách một khoảng bằng chiều cao của ít nhất hai cụm truyền bên dưới vùng mà chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng tiếp xúc khí/lỏng.

31. Quy trình theo điểm 29 hoặc 30, trong đó chất lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được loại bỏ hầu như ra khỏi phần đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

32. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 31, trong đó khí gây ô nhiễm được chọn từ nhóm bao gồm SO_2 , CO_2 , NO_x , H_2S , HCl và amoniac.

33. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 31, trong đó khí gây ô nhiễm chứa khí axit.

34. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 31, trong đó khí gây ô nhiễm chứa lưu huỳnh đioxit.

35. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 24 đến 34, trong đó lượng khí gây ô nhiễm của dòng khí nguyên liệu ít nhất là khoảng 4% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 5% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 10% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 15% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 20% thể tích, hoặc ít nhất khoảng 30% thể tích.

36. Quy trình theo điểm 35, trong đó chất lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được đưa trở lại vùng tiếp xúc khí/lỏng ở nhiệt độ không lớn hơn khoảng 40°C.

37. Quy trình theo điểm 35 hoặc 36, trong đó chất lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được lấy ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng ở nhiệt độ không lớn hơn khoảng 50°C.

38. Quy trình theo điểm 37, trong đó chất lỏng hấp thụ đang tuần hoàn nóng được lấy ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 25°C đến 35°C.

39. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 24 đến 38, trong đó phân đoạn chảy về phía trước của chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm được rút ra khỏi bộ hấp thụ khí gây ô nhiễm trước bộ trao đổi nhiệt bên ngoài và phân đoạn chảy về phía trước được đưa vào bộ cất chất lỏng hấp thụ.

40. Quy trình loại bỏ ra khỏi và thu hồi chọn lọc khí gây ô nhiễm từ nguồn khí chứa chất gây ô nhiễm, quy trình này bao gồm các bước:

cho dòng khí nguyên liệu chứa nguồn khí trong bộ hấp thụ chất gây ô nhiễm tiếp xúc với môi trường nước hấp thụ chứa chất hấp thụ đối với khí gây ô nhiễm, nhờ đó hấp thụ chất gây ô nhiễm từ dòng khí nguyên liệu vào trong môi trường hấp thụ này và tạo ra khí xả từ đó chất gây ô nhiễm đã được loại bỏ và chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm;

cho chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm tiếp xúc với hơi cất trong bộ cất chất lỏng hấp thụ nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm và nhờ đó tạo ra được môi trường hấp thụ chất gây ô nhiễm đã được tái sinh và khí thải của bộ cất sơ cấp chứa hơi nước và khí gây ô nhiễm;

rút môi trường hấp thụ đã được tái sinh ra khỏi cửa thoát chất lỏng của bộ cất chất lỏng hấp thụ và khí thải của bộ cất sơ cấp ra khỏi cửa thoát hơi của bộ cất chất lỏng hấp thụ;

ngưng nước ra khỏi khí thải của bộ cất sơ cấp bằng cách truyền nhiệt gián tiếp từ khí thải của bộ cất sơ cấp vào môi trường làm mát trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp để nhờ đó tạo ra phần ngưng chứa chất gây ô nhiễm;

cho phần ngưng chứa chất gây ô nhiễm ra khỏi bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp tiếp xúc với hơi trong bộ cất kiểu ngưng để tạo ra phần ngưng đã được cất và khí thải của bộ cất kiểu ngưng chứa hơi nước và khí gây ô nhiễm;

trong đó môi trường làm mát mà nhiệt được truyền vào đó từ khí thải của bộ cất sơ cấp trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp chứa ít nhất một phần của phần ngưng đã được cất, nhờ đó tạo ra hơi từ phần ngưng đã được cất ;

nén hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp ở áp suất lớn hơn áp suất bên trong bộ cất chất lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của chúng; và

đưa hơi nén vào trong bộ cất chất lỏng hấp thụ dưới dạng hơi cất để cho tiếp xúc với chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng này.

41. Quy trình loại bỏ và thu hồi chọn lọc khí gây ô nhiễm ra khỏi nguồn khí chứa chất gây ô nhiễm, quy trình này bao gồm các bước:

cho dòng khí nguyên liệu chứa nguồn khí trong bộ hấp thụ chất gây ô nhiễm tiếp xúc với môi trường nước hấp thụ chứa chất hấp thụ đối với khí gây ô nhiễm, nhờ đó hấp thụ chất gây ô nhiễm ra khỏi dòng khí nguyên liệu vào trong môi trường hấp thụ và tạo ra khí xả mà từ đó chất gây ô nhiễm đã được loại bỏ và chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm;

cho chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm tiếp xúc với hơi cất trong bộ cất chất lỏng hấp thụ nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ chất gây ô nhiễm đã được tái sinh và khí thải của bộ cất sơ cấp chứa hơi nước và khí gây ô nhiễm;

rút môi trường hấp thụ đã được tái sinh ra khỏi cửa thoát chất lỏng của bộ cất chất lỏng hấp thụ và khí thải của bộ cất sơ cấp ra khỏi cửa thoát hơi của bộ cất chất lỏng hấp thụ;

ngưng nước ra khỏi khí thải của bộ cất sơ cấp bằng cách truyền nhiệt gián tiếp từ khí thải của bộ cất sơ cấp vào môi trường làm mát trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp để nhờ đó tạo ra phần ngưng chứa chất gây ô nhiễm;

cho phần ngưng chứa chất gây ô nhiễm đi ra từ bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp tiếp xúc với hơi trong bộ cất kiểu ngưng để tạo ra phần ngưng đã được cất và khí thải của bộ cất kiểu ngưng chứa hơi nước và khí gây ô nhiễm;

trong đó môi trường làm mát mà nhiệt được truyền vào đó từ khí thải của bộ cất sơ cấp trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp chứa ít nhất một phần của phần ngưng đã được cất, nhờ đó tạo ra hơi từ phần ngưng đã được cất; và

nap hơi đã được tạo ra từ phần ngưng đã được cất trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp vào trong bộ cất chất lỏng hấp thụ dưới dạng hơi cất để cho tiếp xúc với chất lỏng hấp thụ giàu chất gây ô nhiễm nhằm giải hấp chất gây ô nhiễm ra khỏi chất lỏng này.

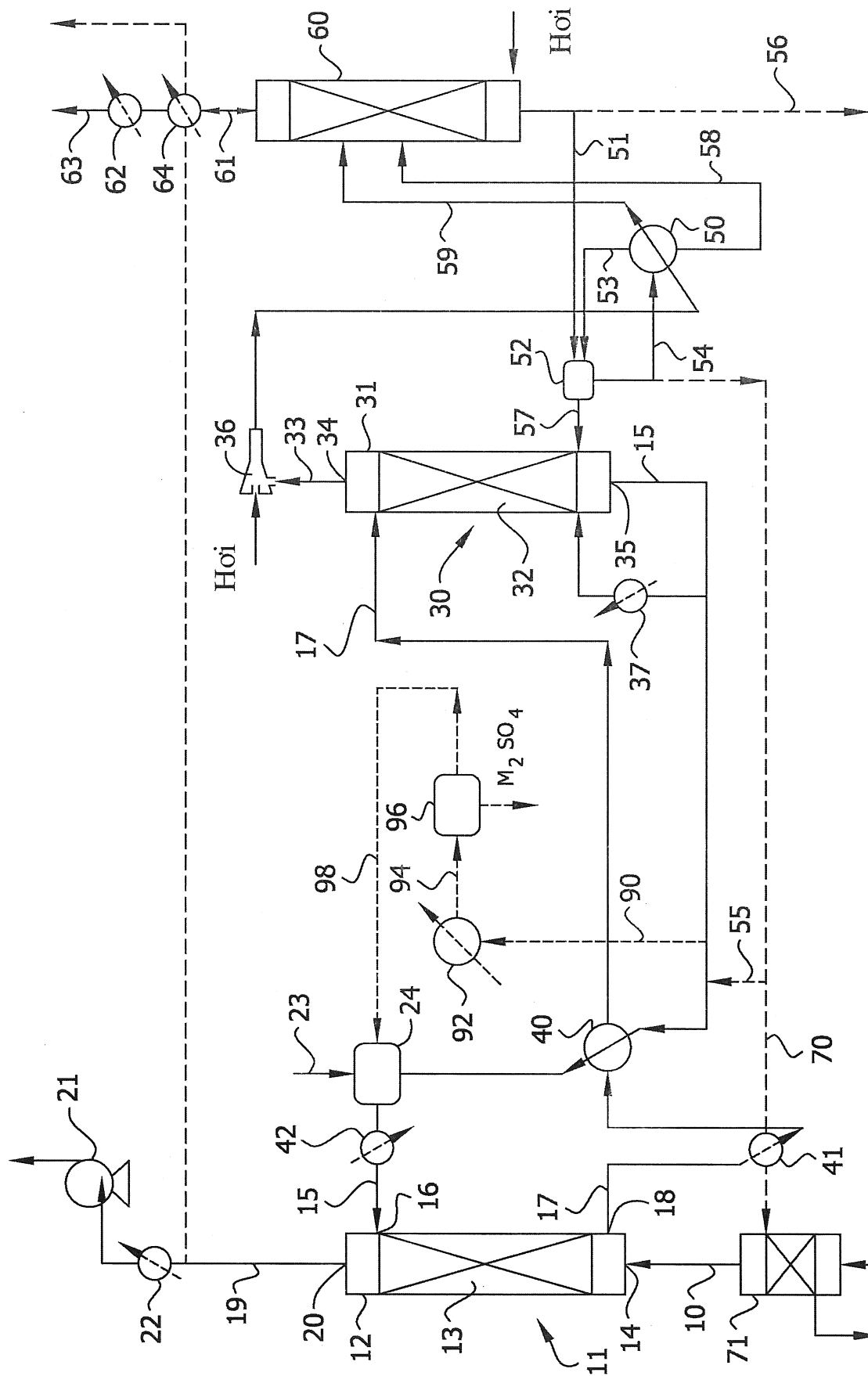
42. Quy trình theo điểm 41, trong đó hơi đã được tạo ra trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp ở áp suất thấp hơn áp suất bão hòa nước ở nhiệt độ mà ở đó hơi nước ngưng ra khỏi khí thải của bộ cất sơ cấp trong bộ làm nguội/bộ ngưng khí của bộ cất sơ cấp.

43. Quy trình theo điểm 41 hoặc 42, trong đó hơi đã được tạo ra trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp ở áp suất thấp hơn áp suất của khí thải của bộ cất sơ cấp trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp.

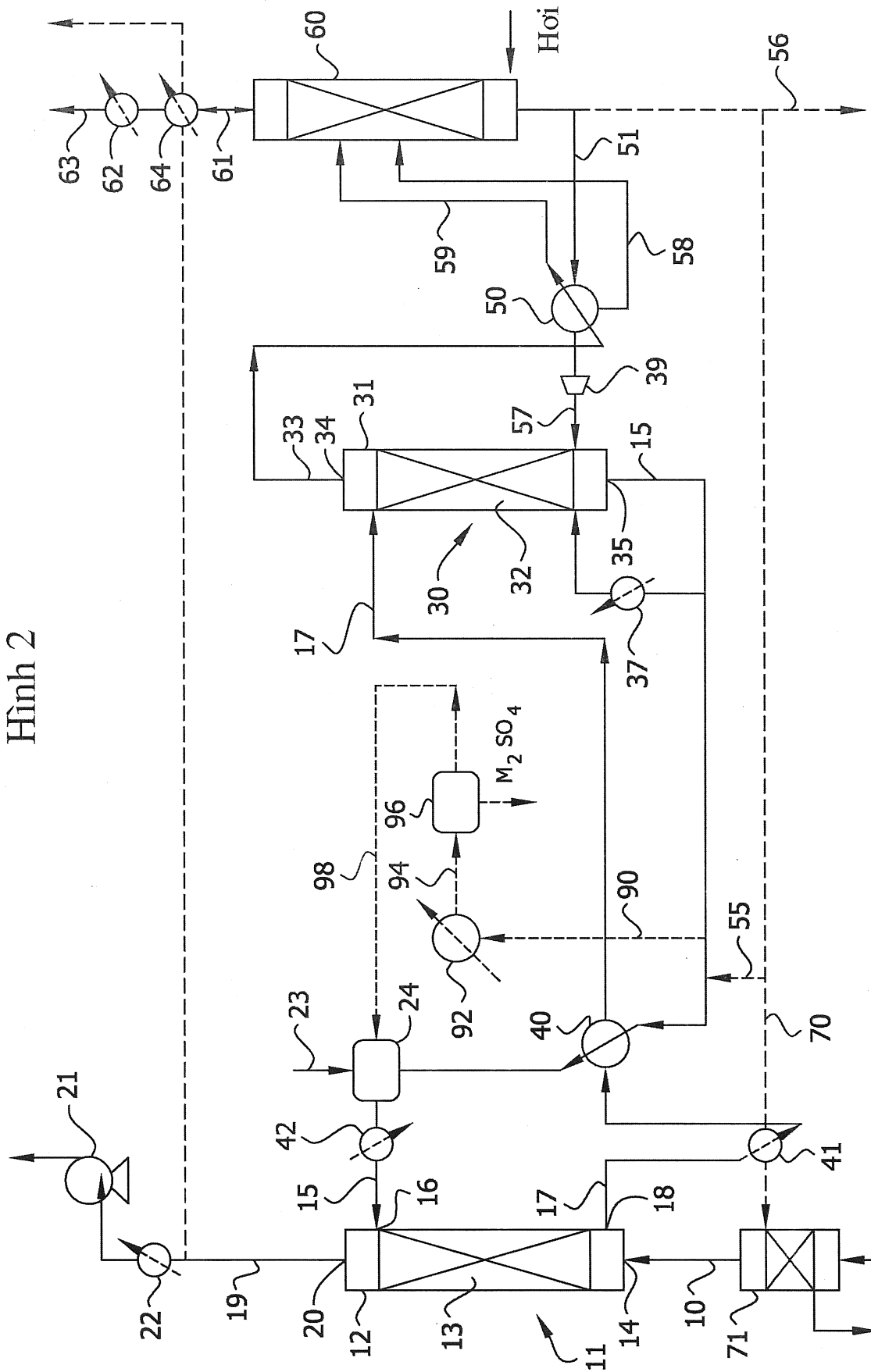
44. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 41 đến 43, trong đó khí thải của bộ cất sơ cấp được nén trong khi chảy giữa cửa thoát khí của bộ hấp thụ và cửa nạp khí của bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp.

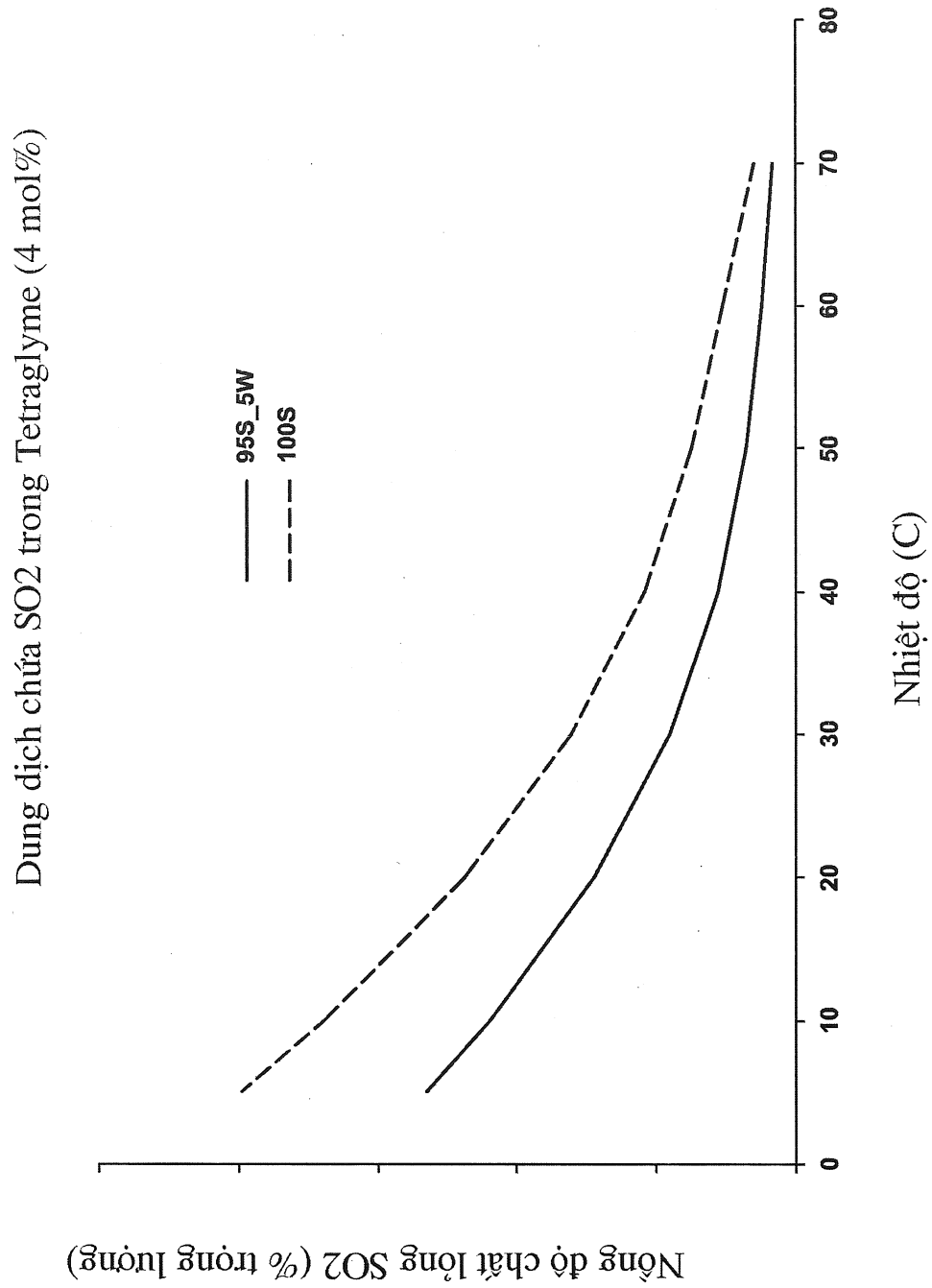
45. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm 41 đến 44, trong đó hơi đã được tạo ra trong bộ ngưng/làm mát khí cất sơ cấp được nén trong khi đi giữa cửa thoát hơi của bộ làm nguội khí cất sơ cấp và cửa vào hơi của bộ cất chất lỏng hấp thụ.

Hình 1

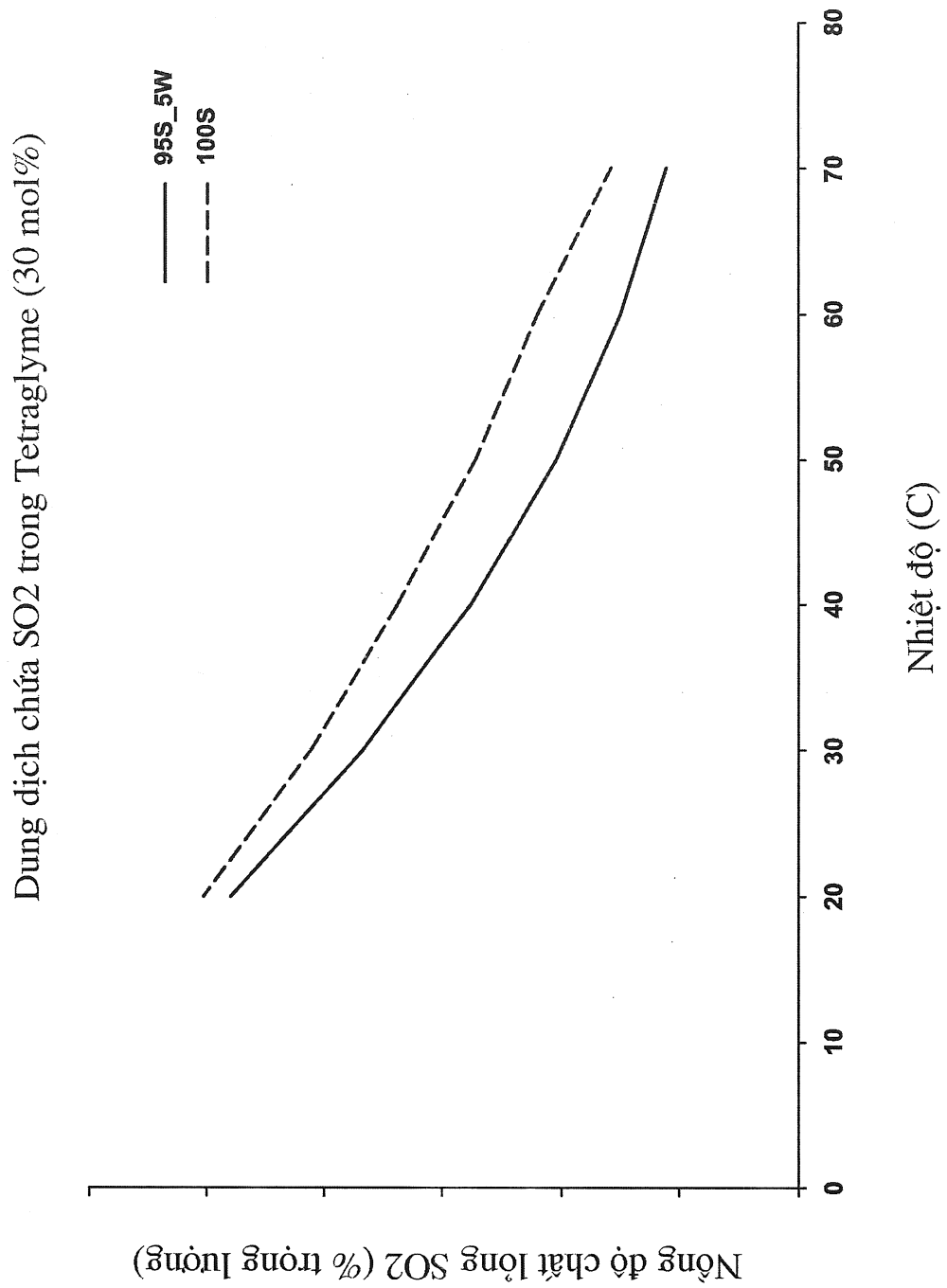


Hình 2

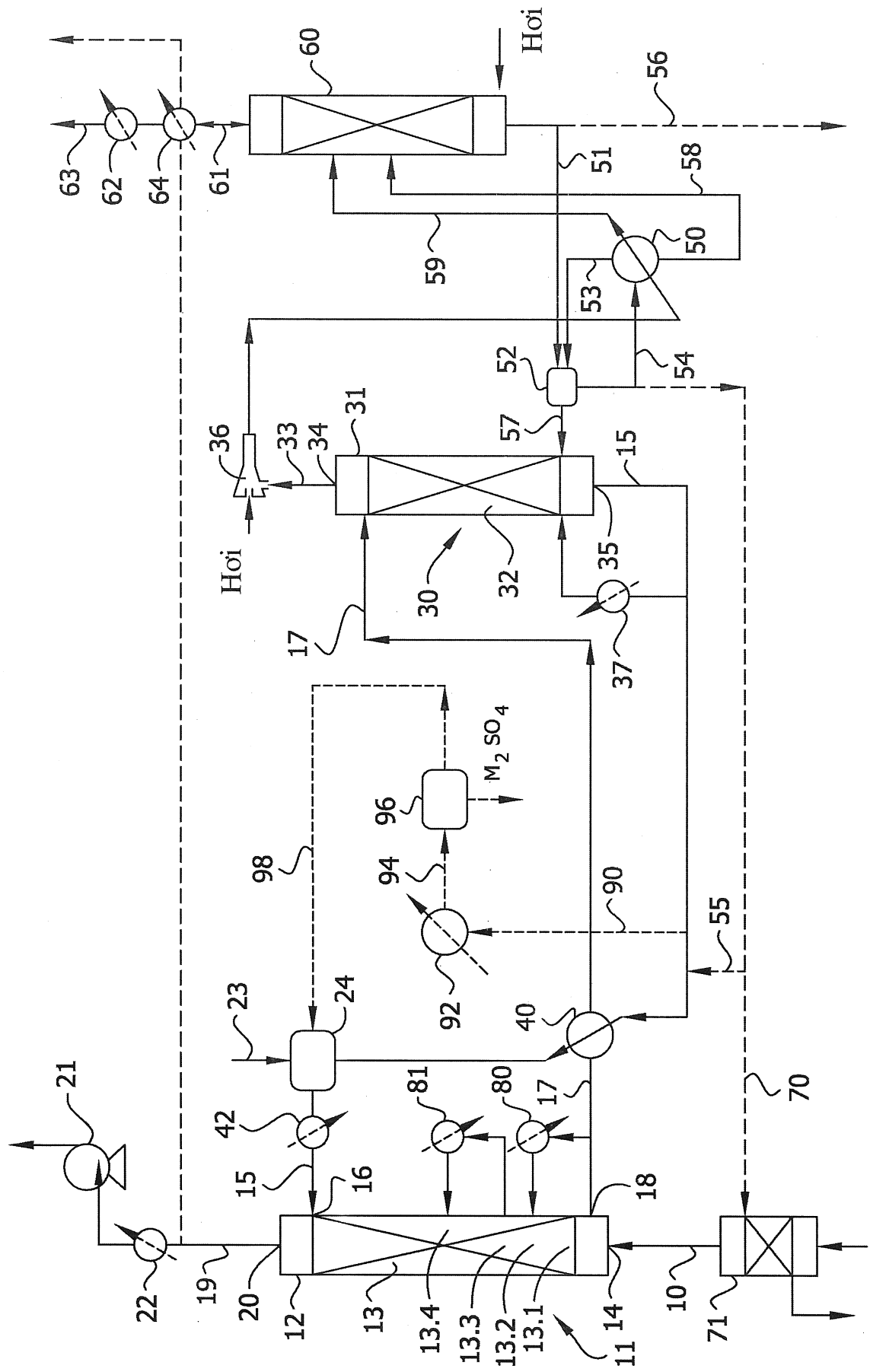




Hình 3

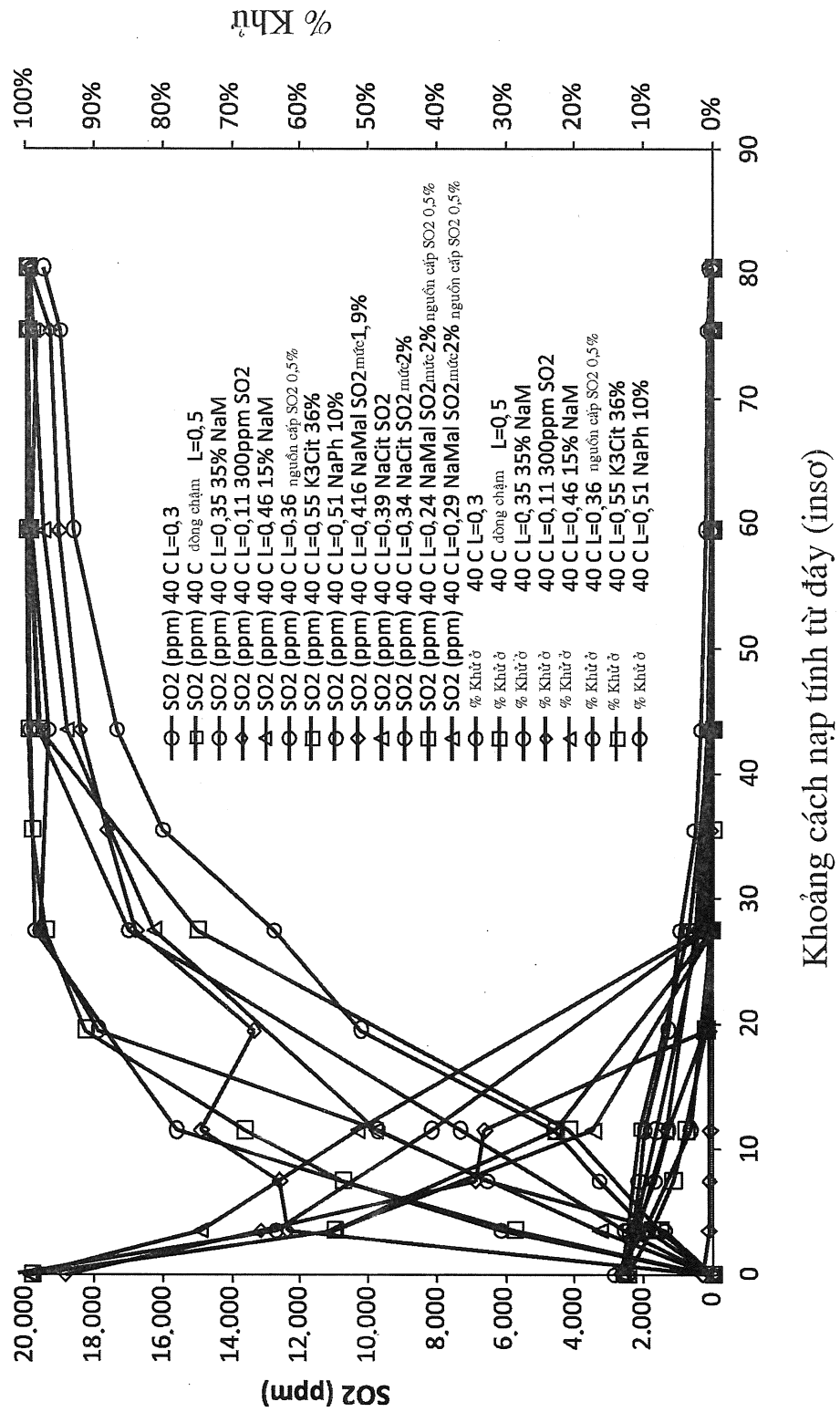


Hình 4



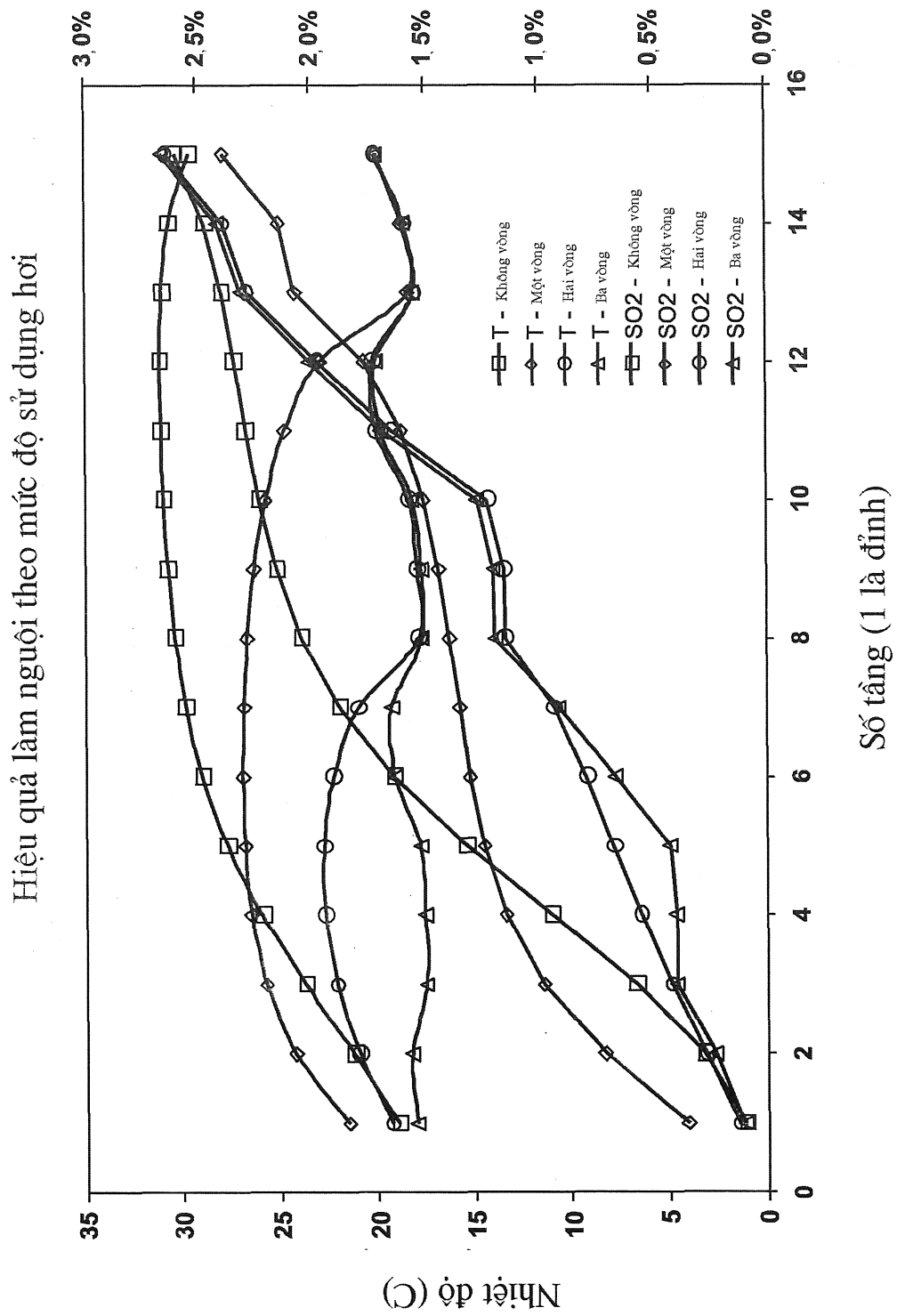
Hình 5

SO₂ và mức độ loại bỏ như hàm số của chiều cao



Khoảng cách nạp tính từ đáy (inso)

Hình 6



Hình 7