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

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

(11) **1-0028277**

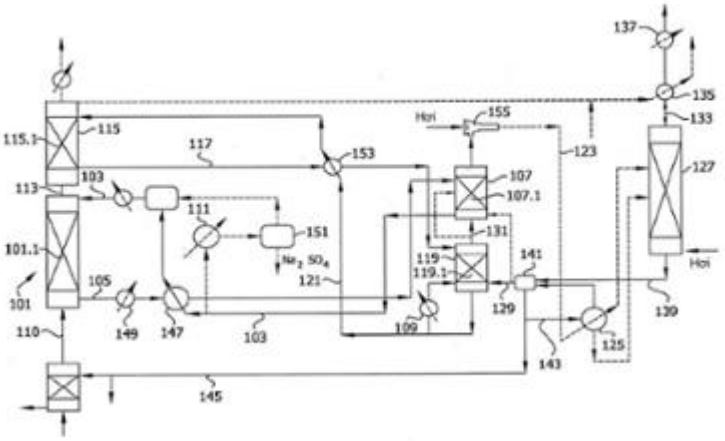
(51)[7] **B01D 53/14**; B01D 53/78; B01D 53/75; B01D 53/34; B01D 53/50

(13) **B**

(21) 1-2015-03885
(22) 14/03/2014
(86) PCT/US2014/029103 14/03/2014
(87) WO2014/144618 18/09/2014
(30) 61/793,571 15/03/2013 US
(45) 25/05/2021 398
(43) 25/04/2016 337A
(73) MECS, INC. (US)
Corporate Pointe, Suite 100, 14522 South Outer Forty Road, Chesterfield, MO 63017, United States of America
(72) VERA-CASTAÑEDA Ernesto (US).
(74) Công ty Luật TNHH Phạm và Liên danh (PHAM & ASSOCIATES)

(54) QUY TRÌNH LOẠI BỎ KHÍ TẠP RA KHỎI NGUỒN KHÍ VÀ THU HỒI KHÍ TẠP, VÀ QUY TRÌNH LOẠI BỎ LƯU HUỲNH ĐIOXIT RA KHỎI NGUỒN KHÍ VÀ THU HỒI LƯU HUỲNH ĐIOXIT

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình loại bỏ khí tạp ra khỏi nguồn khí và thu hồi khí tạp, và quy trình loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi nguồn khí và thu hồi lưu huỳnh đioxit,. Khí tạp được loại bỏ ra khỏi khí nguyên liệu trong hai mạch hấp thụ và cất được vận hành nối tiếp. Khí này đầu tiên được cho qua thiết bị hấp thụ khí giàu tạo ra dịch lỏng hấp thụ giàu mà từ đó khí tạp được cất trong thiết bị cất dịch lỏng giàu. Khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu được cho qua thiết bị hấp thụ khí nghèo, tạo ra dịch lỏng hấp thụ nghèo mà từ đó khí tạp được cất trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo. Môi trường hấp thụ tái sinh ra khỏi các thiết bị cất tương ứng được tái tuần hoàn vào các thiết bị hấp thụ tương ứng.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến các quy trình loại bỏ một cách chọn lọc các tạp chất ra khỏi khí thải. Cụ thể hơn, các phương án theo sáng chế đề cập đến việc thu hồi và loại bỏ một cách chọn lọc lưu huỳnh đioxit ra khỏi khí thải trong quy trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit tái sinh mà đạt được hiệu suất năng lượng cao. Các sơ đồ thu hồi theo sáng chế là khả dụng để loại bỏ và thu hồi các khí axit khác như hydro sulfua, cacbon đioxit, và hydro clorua, cũng như các khí tạp khác như amoniac.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Các dòng thoát dạng khí chứa các khí tạp được tạo ra bởi rất nhiều quy trình sản xuất. Ví dụ, lưu huỳnh đioxit được tạo ra trong nhiều quy trình sản xuất hóa học và luyện kim, bao gồm các quy trình sản xuất axit sulfuric nung lưu huỳnh, các nhà máy sử dụng axit sulfuric, các quy trình thiêu kết hoặc nấu chảy các quặng kim loại, các quy trình Claus, và các quy trình cô và quy trình đốt cháy nhiên liệu chứa lưu huỳnh (ví dụ, khí ống khói từ các nhà máy điện đốt than). Nhiên liệu cacbon đóng vai trò đáng kể trong việc phát điện, cung cấp năng lượng để sưởi ấm và nhiên liệu cho giao thông. Hầu hết nhiên liệu cacbon đều chứa lưu huỳnh mà khi cháy sẽ biến đổi thành lưu huỳnh đioxit. Lưu huỳnh đioxit phát thải này góp phần làm gia tăng các vấn đề về sức khỏe và môi trường. Khi các nền kinh tế mới nổi phát triển, nhu cầu năng lượng của các nước này nhanh chóng gia tăng và khi lượng nhiên liệu cacbon có hàm lượng lưu huỳnh thấp bị cạn kiệt, càng ngày các nguồn dự trữ than đá và dầu có hàm lượng lưu huỳnh càng gia tăng sẽ được sử dụng dẫn đến sự phát thải lưu huỳnh đioxit gia tăng hơn nữa.

Ngoài ra còn có áp lực điều hòa ngày một gia tăng đối với việc giảm sự phát thải lưu huỳnh đioxit trên toàn thế giới. Phương pháp thường dùng nhất để loại bỏ lưu huỳnh đioxit là qua các kỹ thuật hấp phụ hoặc hấp thụ. Một cách thông thường là cho lưu huỳnh đioxit tiếp xúc với dòng nước chứa bazơ giá rẻ. Lưu huỳnh đioxit hòa tan vào trong nước tạo ra axit sulfurơ (H_2SO_3), axit này sẽ phản ứng với bazơ để tạo ra muối. Bazơ thông thường là natri hyđroxit, natri cacbonat và vôi (canxi hyđroxit, $Ca(OH)_2$). Độ pH bắt đầu ở khoảng bằng 9 và giảm xuống đến khoảng bằng 6 sau phản ứng với lưu huỳnh đioxit. Hệ thống lọc khí ướt một tầng thường loại bỏ khoảng 95%

lượng lưu huỳnh đioxit. Các phương pháp lọc khí ướt và các phương pháp lọc khí khô tương tự cần vốn đầu tư nhất định và các chi phí biến đổi do sự tiêu thụ vôi và sự thải bỏ các chất rắn cộng với sự tiêu thụ năng lượng và dịch vụ cần thiết để vận hành hệ thống loại bỏ lưu huỳnh đioxit.

Thay vì phản ứng với bazơ như vôi, lưu huỳnh đioxit trong khí thải mà có thể bị phát thải vào khí quyển có thể được thu hồi để bán dưới dạng sản phẩm lưu huỳnh đioxit đã được tinh chế, được sử dụng làm một phần của khí nguyên liệu cho nhà máy sản xuất axit sulfuric tiếp xúc và được thu hồi dưới dạng axit sulfuric và/hoặc axit sulfuric bốc khói để đáp ứng nhu cầu gia tăng trên toàn cầu của công nghiệp phân bón hoặc để cấp cho nhà máy Claus để điều chế lưu huỳnh nguyên tố. Ngoài việc hướng đến các vấn đề về sức khỏe và môi trường đi kèm với sự phát thải lưu huỳnh đioxit, phương pháp này thu hồi lượng lưu huỳnh từ than đá và các nhiên liệu cacbon chứa lưu huỳnh khác. Tuy nhiên, các dòng khí này thường có nồng độ lưu huỳnh đioxit tương đối thấp và nồng độ hơi nước cao. Nếu nồng độ lưu huỳnh đioxit trong khí cấp cho nhà máy sản xuất axit sulfuric dưới khoảng 4 đến 5 phần trăm thể tích thì có thể có các vấn đề phát sinh liên quan đến cả việc cân bằng lượng nước và cân bằng năng lượng trong nhà máy sản xuất axit. Cụ thể hơn, sự cân bằng vật liệu của nhà máy sản xuất axit sulfuric thông thường yêu cầu là tỷ số mol H_2O/SO_2 trong dòng khí chứa lưu huỳnh đioxit cấp cho nhà máy phải không lớn hơn tỷ số mol H_2O/SO_3 trong axit sản phẩm. Nếu nồng độ axit sản phẩm mong muốn là 98,5 phần trăm hoặc cao hơn thì tỷ số này không thể cao hơn khoảng 1,08 trong dòng khí chứa lưu huỳnh đioxit cấp cho nhà máy. Khi được sinh ra, các khí thải từ các quá trình luyện kim và các khí ống khói từ quá trình đốt các nhiên liệu chứa lưu huỳnh thường có hàm lượng hơi nước khá cao hơn tỷ số 1,1, tỷ số này không thể giảm xuống được một cách thích đáng bằng việc làm nguội khí này mà không phải mất chi phí năng lượng và chi phí đầu tư đáng kể. Hơn nữa, nếu nồng độ khí lưu huỳnh đioxit của nguồn khí là dưới khoảng 4 đến 5 phần trăm thể tích thì nó không thể đủ để vận hành nhiệt tự động lò chuyển hóa xúc tác. Nghĩa là, nhiệt của quá trình chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit có thể không đủ lớn để gia nhiệt các khí cấp vào đến nhiệt độ vận hành xúc tác và, do đó, nhiệt từ một số nguồn bên ngoài phải được cung cấp. Điều này cũng làm gia tăng cả chi phí vận hành và các yêu cầu về vốn đầu tư đối với nhà máy sản xuất axit sulfuric.

Một cách để làm gia tăng nồng độ lưu huỳnh đioxit của khí thải là bằng cách hấp thụ một cách chọn lọc lưu huỳnh đioxit trong dung môi thích hợp và sau đó cất lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ để tạo ra dung môi tái sinh và khí được làm giàu thành phần lưu huỳnh đioxit. Nhiều dung môi nước và dung môi hữu cơ đã được sử dụng trong các quy trình hấp thụ/giải hấp tái sinh lưu huỳnh đioxit. Ví dụ, dung dịch nước kim loại kiềm (ví dụ, dung dịch natri sulfit/bisulfit), các amin (ví dụ, các alkanolamin, tetrahydroxyetylalkylendiamin, v.v.), các muối amin và các muối của các axit hữu cơ khác nhau đã được sử dụng làm chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit có thể tái sinh.

Các dung dịch đệm nước vô cơ cũng có hiệu quả trong việc hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Fung *et al.* (2000) cung cấp dữ liệu về độ hòa tan của lưu huỳnh đioxit đối với dung dịch 1 M của axit phosphoric và natri cacbonat theo tỷ lệ khoảng 1,57 Na/PO_4 dưới dạng hàm số của nhiệt độ. Dữ liệu được thể hiện đối với hỗn hợp nguyên vẹn và hỗn hợp trong đó 1.000ppm axit adipic được bổ sung để gia tăng độ hòa tan lưu huỳnh đioxit. Fung *et al.* cũng nêu rõ rằng nếu được đưa đến nhiệt độ sôi, 95% và 65% lưu huỳnh đioxit được loại bỏ khỏi dung dịch. Các tính toán về độ pH của dung dịch thể hiện rằng sự thay đổi độ pH từ 6 đến khoảng 3 khi lưu huỳnh đioxit được hấp thụ. Vì đối với các dung môi hữu cơ, có phản ứng nhẹ giữa lưu huỳnh đioxit với oxy tạo ra lưu huỳnh trioxit. Phản ứng này là rất hạn chế và nếu Na_2CO_3 được sử dụng, nó còn được ngăn chặn bằng phản ứng của nó với các gốc tự do được tạo ra trong quá trình oxy hóa. Lưu huỳnh trioxit được tạo ra này dẫn đến sự tạo thành natri sulfat, chất này nếu được loại bỏ bằng cách kết tinh thì sẽ được loại bỏ dưới dạng natri sulfat decahyđrat ($Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$) còn được biết như là muối Glauber. Muối này có thể được loại bỏ bằng cách xử lý dòng chảy sau và làm nguội nó để tạo kết tủa muối Glauber mà dễ dàng được kết tinh và loại bỏ bằng cách sàng, lọc, ly tâm hoặc các kỹ thuật tách rắn lỏng khác.

Patent Mỹ số 4,133,650 (Gamerdonk *et al.*) đề cập đến quy trình tái sinh để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ khí xả bằng cách sử dụng dung dịch lọc khí nước axit dicarboxylic có thể tái sinh (ví dụ, axit phtalic, axit maleic, axit malonic và axit glutaric và các hỗn hợp của chúng) được đệm đến độ pH nằm trong khoảng từ 2,8 đến 9. Lưu huỳnh đioxit được thu hồi có thể được sử dụng trong quy trình sản xuất axit sulfuric.

Tương tự, Patent Mỹ số 2,031,802 (Tyrer) gợi ý việc sử dụng các muối của các axit hầu như không bay hơi có hằng số phân ly nằm trong khoảng từ 1 x 10^{-2} đến 1 x 10^{-5} đo ở mức pha loãng 40l/phân tử gam và nhiệt độ 25°C (ví dụ, axit lactic, axit glycolic, axit xitric và axit ortho-phosphoric) trong quy trình tái sinh để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ khí thải.

Patent Mỹ số 4,366,134 (Korosy) đề xuất quy trình tách lưu huỳnh trong khí ống khói tái sinh mà sử dụng dung dịch nước của kali xitrat được đệm đến độ pH nằm trong khoảng từ 3 đến 9.

Các dung môi hữu cơ được sử dụng trong các quy trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit bao gồm dimetyl anilin, tetraetylen glycol dimetyl ete và dibutyl butyl phosphonat. Giống như hầu hết các dung môi, dung tích của các dung môi hữu cơ được tăng cường bởi áp suất cao và nhiệt độ thấp. Khí lưu huỳnh đioxit được thu hồi (và dung môi được tái sinh) bằng cách giảm áp suất và/hoặc tăng nhiệt độ. Các dung môi hữu cơ này đòi hỏi việc sử dụng cấu trúc kim loại và thường đòi hỏi sự tái tạo dung môi do sự tạo thành 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 giữa lưu huỳnh đioxit và oxy trong quá trình hấp thụ/giải hấp và thường đắt hơn so với các môi trường hấp thụ vô cơ. Lưu lượng khí ống khói khá lớn phát thải từ nhà máy điện đốt than dẫn đến kích cỡ thiết bị phải rất lớn để thu hồi được lưu huỳnh đioxit. Các dung môi hữu cơ mà đòi hỏi cấu trúc kim loại thường không cạnh tranh được về mặt kinh tế với các máy lọc khí ướt mà thường sử dụng cấu trúc chất dẻo có sợi gia cường (fiber reinforced plastic: FRP), các thùng tráng men hoặc các hợp kim giá rẻ.

Các dung môi hữu cơ thông thường còn bị trở ngại bởi một hoặc nhiều nhược điểm liên quan đến các đặc tính mong muốn trong chất hấp thụ được sử dụng trong chu trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit. Nhiều dung môi hiện dùng có khả năng hấp thụ lưu huỳnh đioxit tương đối thấp, đặc biệt là ở áp suất riêng phần lưu huỳnh đioxit thường gặp trong các dòng thoát yếu chứa lưu huỳnh đioxit (ví dụ, khoảng từ 0,1 đến 5kPa). Các dung môi hữu cơ thông thường thường hấp thụ lượng hơi nước đáng kể từ dòng thoát chứa lưu huỳnh đioxit dẫn đến việc giảm đáng kể khả năng hấp thụ lưu huỳnh đioxit của dung môi. Kết quả là, lưu lượng phân tử dung môi thông thường cần để đạt được hiệu suất hấp thụ lưu huỳnh đioxit mong muốn phải tăng lên. Hơn nữa, việc

hấp thụ lượng lớn hơi nước trong dung môi có thể dẫn đến sự ăn mòn quá mức thiết bị xử lý được sử dụng trong quy trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit. Hơn nữa, một số dung môi hữu cơ thông thường là nhạy với sự thoái hóa quá mức, như sự thủy phân, hoặc các phản ứng phụ khác hoặc sự phân hủy khi dung môi tiếp xúc với nhiệt độ cao trong môi trường axit và/hoặc chịu độ bay hơi cao, dẫn đến sự tổn thất dung môi lớn.

Đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 13/283,671, nộp ngày 28/10/2011 mô tả 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 các axit carboxylic đa axit nhất định hoặc các muối của chúng, để hấp thụ chọn lọc lưu huỳnh đioxit từ khí thải. Lưu huỳnh đioxit được hấp thụ sau đó được cất để tái sinh dung dịch hấp thụ và tạo ra khí được làm giàu thành phần lưu huỳnh đioxit. Khí được làm giàu lưu huỳnh đioxit này có thể được dùng làm một phần của khí nguyên liệu cho nhà máy sản xuất axit sulfuric tiếp xúc hoặc cho nhà máy Claus để điều chế lưu huỳnh nguyên tố hoặc có thể được dùng để sản xuất lưu huỳnh đioxit tinh chế. Quy trình theo đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 13/283,671 là đặc biệt hữu dụng trong việc sản xuất khí được làm giàu lưu huỳnh đioxit từ khí thải tương đối yếu thành phần lưu huỳnh đioxit. Đơn này cũng mô tả các quy trình để loại bỏ đồng thời lưu huỳnh đioxit và các nitơ oxit (NO_x) ra khỏi khí thải và thu hồi lưu huỳnh đioxit. Quy trình này sử dụng dung dịch nước hấp thụ được đệm chứa thêm chelat kim loại để hấp thụ lưu huỳnh đioxit và NO_x từ khí và sau đó khử NO_x hấp thụ được để tạo ra nitơ.

Mặc dù quy trình theo đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 13/283,671 vận hành ở hiệu suất năng lượng cao nhưng vẫn cần các quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit tái sinh với việc sử dụng năng lượng một cách kinh tế hơn.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Sáng chế hướng đến các quy trình mới bao gồm các đặc tính mà làm gia tăng hiệu suất năng lượng trong các chu trình hấp thụ/giải hấp tái sinh để thu hồi lưu huỳnh đioxit và các tạp chất khác ra khỏi khí thải. Theo các phương án nhất định của quy trình này, năng lượng được thu hồi từ dòng khí tạp ướt được tạo ra trong chu trình giải hấp. Theo các phương án này và phương án khác, vùng hấp thụ có thể tùy ý và thuận lợi là được làm nguội để gia tăng khả năng của môi trường nước hấp thụ trong việc hấp thụ khí tạp, nhờ đó làm giảm thể tích của môi trường nước hấp thụ và dịch lỏng hấp thụ

được làm giàu tạp chất mà phải được bơm, xử lý, gia nhiệt và làm nguội trong chu trình hấp thụ/giải hấp.

Ứng dụng nổi bật của các quy trình theo sáng chế là trong việc thu hồi lưu huỳnh đioxit từ khí thải từ các quy trình hóa học và luyện kim, như nêu trên. Tuy nhiên, các cải tiến được mô tả ở đây cũng khả dụng để thu hồi các khí axit khác như, ví dụ, H_2S, CO_2, NO_x, hoặc HCl, và còn để thu hồi các khí tạp khác như amoniac.

Do đó, ngắn gọn là, sáng chế hướng đến quy trình loại bỏ tạp chất ra khỏi nguồn khí chứa tạp chất và thu hồi tạp chất trong đó dòng khí nguyên liệu bao gồm nguồn khí được cho tiếp xúc với môi trường nước hấp thụ chứa chất hấp thụ tạp chất trong thiết bị hấp thụ tạp chất, nhờ đó hấp thụ tạp chất từ dòng khí nguyên liệu vào môi trường hấp thụ và tạo ra khí xả mà tạp chất đã được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ được làm giàu tạp chất. Dịch lỏng hấp thụ được làm giàu tạp chất này được cho tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ để giải hấp tạp chất ra khỏi dịch lỏng hấp thụ được làm giàu tạp chất và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ tạp chất tái sinh và dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ chứa hơi nước và tạp chất. Môi trường hấp thụ tái sinh được lấy ra từ cửa thoát chất lỏng của thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ và dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ được lấy ra từ cửa thoát hơi của thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ. Nước được ngưng tụ từ dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ bằng cách truyền gián tiếp nhiệt từ dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ đến môi trường làm nguội trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ để nhờ đó tạo ra phần ngưng chứa tạp chất. Phần ngưng chứa tạp chất này ra khỏi thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ được cho tiếp xúc với hơi trong thiết bị cất phần ngưng để tạo ra phần ngưng được cất và dòng khí thoát từ thiết bị cất phần ngưng chứa hơi nước và tạp chất. Môi trường làm nguội mà nhiệt được truyền từ dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ đến nó trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ chứa ít nhất một phần của phần ngưng được cất, nhờ đó tạo ra hơi từ phần ngưng được cất. Hơi được tạo ra từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ được cấp vào thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ dưới dạng hơi cất để tiếp xúc với dịch lỏng hấp thụ được làm giàu tạp chất để giải hấp tạp chất ra khỏi đó.

Theo các phương án nhất định của sáng chế, dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ được lấy ra từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ được nén lại và nước được ngưng tụ từ

dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ bằng cách truyền gián tiếp nhiệt từ dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ được nén này đến môi trường làm nguội chứa ít nhất một phần của phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ, nhờ đó tạo ra hơi từ phần ngưng được cất ở áp suất cao hơn quá mức áp suất trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của nó. Hơi được tạo ra từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ sau đó được cấp vào thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ dưới dạng hơi cất để tiếp xúc với dịch lỏng hấp thụ được làm giàu tạp chất để giải hấp tạp chất ra khỏi đó.

Theo các phương án khác của sáng chế, hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ được nén ở áp suất cao hơn quá mức áp suất trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của nó. Sau đó hơi được nén này được cấp vào thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ dưới dạng hơi cất để tiếp xúc với dịch lỏng hấp thụ được làm giàu tạp chất để giải hấp tạp chất ra khỏi đó.

Theo các phương án này và các phương án khác, vùng hấp thụ có thể được làm mát để gia tăng khả năng hấp thụ của môi trường nước hấp thụ đối với khí tạp. Theo các phương án này, một phần của dịch lỏng hấp thụ được làm giàu khí tạp được tuần hoàn giữa thiết bị hấp thụ và thiết bị trao đổi nhiệt trong đó nhiệt của quá trình hấp thụ được loại bỏ bằng cách truyền đến dịch lỏng làm nguội.

Sáng chế đề xuất quy trình loại bỏ khí tạp ra khỏi nguồn khí và thu hồi khí tạp. Trong quy trình này, khí nguyên liệu bao gồm nguồn khí được cho tiếp xúc, trong thiết bị hấp thụ khí giàu, với môi trường nước hấp thụ khí giàu chứa chất hấp thụ khí tạp, nhờ đó hấp thụ khí tạp từ dòng khí nguyên liệu đi vào môi trường hấp thụ và tạo ra khí nghèo mà khí tạp được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ giàu chứa tạp chất được hấp thụ. Khí nghèo ra khỏi thiết bị cất khí giàu được cho tiếp xúc, trong thiết bị hấp thụ khí nghèo, với môi trường nước hấp thụ khí nghèo chứa chất hấp thụ khí tạp, nhờ đó hấp thụ khí tạp còn dư từ khí nghèo vào môi trường hấp thụ khí nghèo và tạo ra khí xả mà khí tạp bổ sung đã được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ nghèo chứa tạp chất được hấp thụ. Dịch lỏng hấp thụ giàu được gia nhiệt trong thiết bị cất dịch lỏng giàu để giải hấp tạp chất ra khỏi dịch lỏng giàu và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh và dòng khí thoát từ thiết bị cất dịch lỏng giàu ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu, khí từ thiết bị cất dịch lỏng giàu này chứa hơi nước và khí tạp. Dịch lỏng hấp thụ nghèo

được gia nhiệt trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo để giải hấp khí tạp ra khỏi dịch lỏng nghèo và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh và dòng khí từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo, khí ra khỏi thiết bị cất nghèo này bao gồm hơi nước và khí tạp. Môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh này được tái tuần hoàn đến thiết bị hấp thụ khí giàu để loại bỏ khí tạp ra khỏi dòng khí nguyên liệu bổ sung và môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh được tái tuần hoàn đến thiết bị hấp thụ khí nghèo để loại bỏ khí tạp ra khỏi dòng khí nghèo bổ sung.

Sáng chế cũng đề xuất quy trình loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit và thu hồi lưu huỳnh đioxit trong đó dòng nguyên liệu bao gồm nguồn khí được cho tiếp xúc, trong thiết bị hấp thụ khí giàu, với môi trường hấp thụ khí giàu chứa chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit, nhờ đó hấp thụ lưu huỳnh đioxit từ dòng khí nguyên liệu vào môi trường hấp thụ và tạo ra khí nghèo mà lưu huỳnh đioxit đã được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ giàu chứa lưu huỳnh đioxit được hấp thụ. Khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu này được cho tiếp xúc với môi trường hấp thụ khí nghèo chứa chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit, nhờ đó hấp thụ lưu huỳnh đioxit còn dư từ khí nghèo đi vào môi trường hấp thụ khí nghèo và tạo ra khí xả mà lưu huỳnh đioxit còn dư đã được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ nghèo chứa lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ. Dịch lỏng hấp thụ giàu được cho tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng giàu để giải hấp lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng giàu và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh và khí từ thiết bị cất giàu ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu, khí ra khỏi thiết bị cất giàu này bao gồm hơi nước và lưu huỳnh đioxit. Dịch lỏng hấp thụ nghèo được cho tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo để giải hấp lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng nghèo và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh và dòng khí thoát từ thiết bị cất nghèo từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo, khí từ thiết bị cất nghèo này chứa hơi nước và lưu huỳnh đioxit. Môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh này được tái tuần hoàn đến thiết bị hấp thụ khí giàu để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi dòng khí nguyên liệu bổ sung và môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh được tái tuần hoàn đến thiết bị hấp thụ nghèo để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi dòng khí nghèo bổ sung.

Ngoài ra, sáng chế còn đề xuất quy trình loại bỏ khí tạp ra khỏi nguồn khí chứa tạp chất và thu hồi khí tạp này. Trong quy trình này, dòng khí nguyên liệu bao gồm nguồn khí được cho tiếp xúc, trong thiết bị hấp thụ khí tạp, với môi trường nước hấp

thụ chứa chất hấp thụ khí tạp, nhờ đó hấp thụ khí tạp ra khỏi dòng khí nguyên liệu vào môi trường hấp thụ và tạo ra khí xả mà khí tạp đã được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ được làm giàu tạp chất. Dịch lỏng hấp thụ được làm giàu tạp chất này được cho tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ để giải hấp tạp chất ra khỏi dịch lỏng hấp thụ được làm giàu tạp chất và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ tạp chất tái sinh và dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ chứa hơi nước và khí tạp. Môi trường hấp thụ tái sinh được lấy ra từ cửa thoát chất lỏng của thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ và dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ được lấy từ cửa thoát hơi của thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ. Độ pH của môi trường hấp thụ được điều chỉnh trong thiết bị hấp thụ đến trị số khác với độ pH mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất cho sự hấp thụ nhưng tại trị số này mức tiêu thụ hơi trong thiết bị cất để giảm hàm lượng khí tạp của môi trường hấp thụ tái sinh đến mức mục tiêu là nhỏ hơn mức tiêu thụ hơi để giảm hàm lượng khí tạp của môi trường hấp thụ tái sinh đến mức mục tiêu này với cách vận hành so sánh được thực hiện trong các điều kiện về cơ bản là giống như các điều kiện mà theo đó quy trình này được thực hiện ngoại trừ việc trong cách vận hành so sánh này, độ pH của môi trường hấp thụ được duy trì ở trị số mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất cho sự hấp thụ.

Các đối tượng và các dấu hiệu khác phần nào sẽ được mô tả rõ ràng và được chỉ ra sau đây.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 và Fig.2 là các sơ đồ công nghệ khác nhau của các quy trình hấp thụ/giải hấp để loại bỏ và thu hồi một cách chọn lọc lưu huỳnh đioxit từ nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit trong đó việc giải hấp lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng hấp thụ đạt được bằng cách tiếp xúc với hơi trực tiếp trong cột cất, và hơi trực tiếp này được tạo ra bằng cách truyền gián tiếp nhiệt từ khí từ đỉnh thiết bị cất vào môi trường làm nguội chứa dòng nước sôi trong trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất;

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

Fig.5 là sơ đồ công nghệ của quy trình hấp thụ/giải hấp để loại bỏ và thu hồi một cách chọn lọc lưu huỳnh đioxit từ nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit trong đó dịch lỏng hấp thụ được tuần hoàn giữa thiết bị hấp thụ và một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt

bên ngoài để làm nguội dịch lỏng hấp thụ và tăng cường khả năng của môi trường hấp thụ trong việc truyền lưu huỳnh đioxit từ pha khí;

Fig.6 là biểu đồ hàm lượng lưu huỳnh đioxit trong pha khí và phần trăm thu hồi lưu huỳnh đioxit từ pha khí dưới dạng hàm số của khoảng cách từ đáy của thiết bị hấp thụ ngược dòng đối với các cách kết hợp khác nhau của thành phần khí, thành phần môi trường hấp thụ, và lưu lượng dịch lỏng;

Fig.7 mô tả biên dạng của nhiệt độ của dịch lỏng hấp thụ và phần trăm mol lưu huỳnh đioxit trong pha hơi của quy trình hấp thụ/giải hấp để thu hồi lưu huỳnh đioxit trong đó số lượng vòng lạnh được cung cấp cho thiết bị hấp thụ là khác nhau;

Fig.8 và Fig.9 là các sơ đồ công nghệ khác nhau của quy trình trong đó quá trình hấp thụ lưu huỳnh đioxit từ khí nguyên liệu được phân chia giữa mạch hấp thụ khí giàu bao gồm thiết bị hấp thụ khí giàu kết hợp với thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu và mạch hấp thụ khí nghèo bao gồm thiết bị hấp thụ khí nghèo kết hợp với thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ khí nghèo;

Fig.10 là biểu đồ thang tuyến tính của SO_2 còn dư trong khí xả từ thiết bị hấp thụ dưới dạng hàm số của tỷ số giữa hơi cấp vào thiết bị cất và SO_2 được loại bỏ trong thiết bị hấp thụ trong hệ thống hấp thụ chứa một mạch thiết bị hấp thụ và thiết bị cất duy nhất;

Fig.11 là biểu đồ tương tự như biểu đồ trên Fig.10 nhưng với hàm lượng SO_2 còn dư của khí xả được dựng biểu đồ theo thang loga;

Fig.12 là biểu đồ mà tương ứng với Fig.10 và Fig.11 trong đó SO_2 còn dư trong khí xả từ thiết bị hấp thụ được dựng biểu đồ theo thang loga dưới dạng hàm số của hàm lượng SO_2 còn dư của môi trường hấp thụ tái sinh được tái tuần hoàn từ thiết bị cất đến thiết bị hấp thụ, được dựng biểu đồ theo thang tuyến tính;

Fig.13 là sơ đồ công nghệ tương tự như Fig.5, nhưng được thực hiện trong quy trình có các mạch hấp thụ và cất khí giàu và khí nghèo riêng biệt và theo mô hình nối tiếp như được minh họa trên Fig.8;

Fig.14 là biểu đồ thể hiện tác động của độ pH tại đáy của thiết bị hấp thụ malat SO_2 đối với việc sử dụng hơi cần thiết để thu hồi SO_2 trong quy trình bao gồm một mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất trong khi vẫn duy trì mỗi mức trong số các

mức phát thải riêng biệt trong khí xả từ thiết bị hấp thụ trong đó hàm lượng SO_2 của khí nguyên liệu là 0,24% thể tích và dịch lỏng hấp thụ được cất được tái tuần hoàn vào thiết bị hấp thụ làm môi trường hấp thụ SO_2;

Fig.15 được dựa trên mô hình toán học mô phỏng cách vận hành của mạch hấp thụ và cất duy nhất để thu hồi SO_2, và cả hai: (i) dựng biểu đồ tỷ số giữa hơi và SO_2 trong thiết bị cất mà cần thiết để tạo ra dòng xả chứa 1ppm SO_2 từ dòng khí nguyên liệu chứa 2400ppm SO_2 dưới dạng hàm số của tỷ số kiềm/malic trong dung môi hấp thụ chứa chất hấp thụ natri malat (chất rắn, 20% trọng lượng); và (ii) với cùng năng suất, tạo mối tương quan giữa lưu lượng dung môi trên mỗi đơn vị SO_2 được loại bỏ với tỷ số hơi/SO_2 cần thiết trong thiết bị cất;

Fig.16 cũng đề cập đến cách vận hành được mô phỏng về mặt toán học của mạch hấp thụ và cất duy nhất và dựng biểu đồ tỷ số giữa hơi và SO_2 đối với cả tỷ số kiềm/malic và độ pH tại đáy thiết bị cất để tạo ra dòng xả chứa 1ppm SO_2 từ dòng khí nguyên liệu chứa 2400ppm SO_2, sử dụng dung môi hấp thụ chứa chất hấp thụ natri malat với lượng 20% trọng lượng chất rắn;

Fig.17 là các biểu đồ của cả hàm lượng SO_2 của khí xả ("mức phát thải SO_2 (ppm)") và độ pH ở đáy của thiết bị cất dưới dạng hàm số của tỷ số kiềm/malic trong mô hình toán học của mạch hấp thụ và cất duy nhất trong đó khí xả chứa 1ppm SO_2 được tạo ra từ khí nguyên liệu chứa 2400ppm SO_2 sử dụng dung môi hấp thụ mà chứa natri malat với nồng độ chất hấp thụ là 20% trọng lượng chất rắn, tỷ số dung môi là 80 pao dung môi/pao SO_2 (1 pao = 453,6g) và hơi cấp vào thiết bị cất là 6 pao hơi/pao SO_2 được thu hồi;

Fig.18 bao gồm các biểu đồ trên Fig.17 nhưng phủ lên biểu đồ của mức phát thải SO_2 và độ pH dưới dạng hàm số của tỷ số kiềm/malic trong quy trình vận hành thử nghiệm trong điều kiện và năng suất giống như trong quy trình vận hành được mô phỏng mà từ đó thu được dữ liệu cho các biểu đồ trên Fig.17;

Fig.19 dựng biểu đồ mối quan hệ giống như Fig.17 đối với quy trình vận hành được mô phỏng mạch hấp thụ và cất trong điều kiện và năng suất giống như điều kiện và năng suất được mô phỏng trong các biểu đồ của Fig.17, ngoại trừ việc Fig.19 bao gồm họ các đường cong đối với các quy trình vận hành riêng rẽ ở chuỗi các tỷ số hơi/SO_2 riêng biệt;

Fig.20 thể hiện hai họ đường cong thu được từ mô hình quy trình với năng suất và điều kiện giống như đối với Fig.19, một họ đường cong là thể hiện mức phát thải SO_2 đối với tỷ số kiềm/malic ở ba tỷ số hơi/SO_2 riêng biệt trong đó dịch lỏng hấp thụ chứa 0% sulfat và họ đường cong còn lại thể hiện mức phát thải SO_2 ở ba tỷ số hơi/SO_2 riêng biệt giống như trên nhưng dịch lỏng hấp thụ chứa 7% trọng lượng ion sulfat;

Fig.21 thể hiện hai họ đường cong thu được từ sáu mô hình giống như các mô hình trên Fig.19 ngoại trừ việc mức phát thải SO_2 được dựng biểu đồ theo độ pH ở đáy của thiết bị cất thay vì theo tỷ số kiềm/malic;

Fig.22 thể hiện hai họ đường cong là biểu đồ của tỷ phần khối lượng SO_2 ở đáy thiết bị cất theo độ pH ở đáy thiết bị cất đối với sáu mô hình giống như các mô hình mà các đường cong trên các Fig.20 và Fig. 21 đề cập;

Fig.23 thể hiện hai họ đường cong là biểu đồ của tỷ phần khối lượng SO_2 ở đáy của thiết bị cất theo tỷ số kiềm/malic đối với sáu mô hình giống như các mô hình mà các đường cong trên các Fig.20-22 đề cập;

Fig.24 thể hiện hai họ đường cong là biểu đồ của mức phát thải SO_2 theo tỷ số kiềm/malic ở đáy thiết bị cất đối với sáu mô hình quy trình trong các điều kiện giống như các điều kiện mà các Fig.20-23 đề cập ngoại trừ việc hàm lượng chất rắn của dung môi chỉ là 10% trọng lượng nhưng tỷ số dung môi/SO_2 là 140 pao/pao;

Fig.25 thể hiện hai họ đường cong là biểu đồ của mức phát thải SO_2 theo độ pH ở đáy của thiết bị cất đối với sáu mô hình giống như các mô hình mà Fig.24 đề cập; và

Fig.26 thể hiện hai họ đường cong là biểu đồ của tỷ phần khối lượng SO_2 ở đáy của thiết bị cất theo độ pH ở đáy của thiết bị cất đối với sáu mô hình quy trình giống như các mô hình mà Fig.24 và Fig.25 đề cập.

Các số tham chiếu 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 số sơ đồ quy trình mới đã được phát triển để thu hồi khí tạp từ nguồn khí với hiệu suất năng lượng tương đối cao. Các quy trình theo sáng chế là đặc biệt khả dụng để thu hồi các khí axit như lưu huỳnh đioxit, các nitơ oxit, hydro sulfua, cacbon đioxit, và các khí tương tự, và còn hữu dụng và có giá trị trong việc thu hồi các khí tạp khác như, ví dụ, amoniac. Thuật ngữ chung "tạp chất" được sử dụng ở đây vì thông thường các quy trình theo sáng chế được sử dụng trong việc làm sạch dòng khí thoát từ các nhà máy điện, luyện kim hoặc hóa chất để tối thiểu hóa mức phát thải của các khí axit hoặc các thành phần khí khác mà sẽ là các tạp chất trong khí quyển. Tuy nhiên, như được người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực này hiểu rõ, các khí tạp mà được loại bỏ ra khỏi dòng khí thoát thường có giá trị kinh tế và được thu hồi bằng các quy trình theo sáng chế và sau đó được sử dụng trong các ứng dụng có giá trị về mặt thương mại như, ví dụ, ứng dụng chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit và axit sulfuric, thu hồi lưu huỳnh nguyên tố từ lưu huỳnh đioxit và hydro sulfua, thu hồi axit clohydric hoặc dung dịch amoniac để sử dụng trong quy trình hóa học, thu hồi và chuyển hóa hydro clorua thành clo và hydro nguyên tố, v.v..

Quy trình theo sáng chế có thể được minh họa bằng trường hợp cụ thể là thu hồi lưu huỳnh đioxit. Trên thực tiễn theo sáng chế, rất nhiều dung môi nước và hữu cơ có thể được sử dụng làm môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Ví dụ, môi trường hấp thụ này có thể bao gồm các dung dịch nước của kim loại kiềm (ví dụ, dung dịch natri sulfit/bisulfit), các amin (ví dụ, các alkanolamin, tetrahydroxyetylalkylendiamin, v.v.), các muối amin hoặc các muối của các axit hữu cơ khác nhau. 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 phải sử dụng cấu trúc kim loại và thường yêu cầu việc tái sinh dung môi do sự tạo thành 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 giữa lưu huỳnh đioxit và oxy trong quá trình hấp thụ/giải hấp và thường đắt hơn so với môi trường hấp thụ vô cơ. Lưu lượng khí ống khói khá lớn phát thải từ nhà máy điện đốt than dẫn đến kích cỡ thiết bị phải rất lớn để thu hồi được lưu huỳnh đioxit. Các dung môi hữu cơ thông thường có thể còn bị trở ngại bởi một hoặc nhiều nhược điểm liên quan đến các đặc tính mong muốn trong môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit, bao gồm: khả năng hấp thụ lưu huỳnh đioxit tương đối

thấp, đặc biệt là ở áp suất riêng phần lưu huỳnh đioxit thường gặp trong các dòng thoát yếu chứa lưu huỳnh đioxit; khả năng hấp thụ lưu huỳnh đioxit giảm do sự hấp thụ lượng hơi nước đáng kể từ dòng thoát chứa lưu huỳnh đioxit, điều này có thể còn dẫn đến sự ăn mòn quá mức thiết bị xử lý; tính nhạy với sự thoái hóa quá mức, như thủy phân, hoặc các phản ứng phụ khác hoặc sự phân hủy khi dung môi tiếp xúc với nhiệt độ cao trong môi trường axit; và/hoặc độ bay hơi cao, dẫn đến sự tổn thất dung môi lớn.

Xem xét đến các vấn đề nêu trên và các vấn đề khác nữa, theo các phương án được ưu tiên của sáng chế như được thực hiện trong quá trình thu hồi lưu huỳnh đioxit, môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit bao gồm dung dịch nước đệm của muối của axit carboxylic đa axit yếu (ví dụ, natri malat) như được mô tả trong đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 13/283,671, tên sáng chế là REGENERATIVE RECOVERY OF SULFUR DIOXIDE FROM EFFLUENT GASES và nộp ngày 28/10/2011, toàn bộ nội dung của đơn này được đính kèm ở đây bằng cách viện dẫn. Trong phần mô tả dưới đây, môi trường hấp thụ được nhắc đến là môi trường hấp thụ được ưu tiên chứa muối của axit carboxylic đa axit cũng như môi trường hấp thụ chứa tetraetylen glycol dimetyl ete (tetraglyme). Tuy nhiên, cần phải hiểu là các đặc điểm khác của các quy trình được mô tả ở đây là dễ dàng điều chỉnh cho thích hợp với các hệ thống trong đó các dung môi hấp thụ khác được sử dụng. Như nêu trên, cần phải hiểu là các cải tiến được mô tả ở đây là cũng khả dụng đối với các hệ thống để loại bỏ và thu hồi các khí axit và các tạp chất khác bằng cách sử dụng môi trường hấp thụ tạp chất thích hợp thông thường đã biết trong lĩnh vực này. Ví dụ, các quy trình được mô tả ở đây có thể được sử dụng trong việc hấp thụ và giải hấp tái sinh các tạp chất khác ra khỏi dòng khí thoát, bao gồm hydro sulfua, cacbon đioxit, và hydro clorua, các nitơ oxit, cũng như các khí tạp khác như amoniac.

Như được thể hiện trên Fig.1, dòng khí nguyên liệu 10 của quy trình có điều kiện tùy ý bao gồm nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit được cấp vào thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit 11 có một hoặc nhiều tầng lý thuyết tại đó nó được cho tiếp xúc với môi trường nước hấp thụ chứa chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit để hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit 11 bao gồm cột đứng hoặc tháp 12 chứa vùng tiếp xúc khí/lỏng 13 bao gồm công cụ để thúc đẩy sự truyền khối giữa pha khí và pha lỏng mà có thể bao gồm tầng các vật nhồi ngẫu nhiên như các vật hình yên ngựa hoặc các vòng, các vật nhồi được tạo cấu trúc, hoặc các công cụ tiếp xúc khác. Tốt hơn là, để tối đa hóa

việc truyền lưu huỳnh đioxit, dòng khí nguyên liệu cho quy trình được cho tiếp xúc theo cách ngược dòng với dung dịch nước hấp thụ. Như được thể hiện trên Fig.1, dòng khí nguyên liệu cho quy trình 10 được cấp vào cửa khí vào 14 gần đáy của tháp 12 và đi vào đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng 13, trong khi đó, dòng 15 chứa môi trường nước hấp thụ tái sinh tái tuần hoàn từ thiết bị cất lưu huỳnh đioxit 30 được cấp vào qua cửa chất lỏng vào 16 gần đỉnh tháp và được phân bố phía trên và đi vào đỉnh của vùng tiếp xúc khí/lỏng. Dòng dịch lỏng hấp thụ được làm giàu lưu huỳnh đioxit 17 ra khỏi đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng 13 được lấy ra từ cửa thoát chất lỏng 18 gần đáy của tháp 12 và dòng khí xả 19 hầu như không chứa lưu huỳnh đioxit ra khỏi đỉnh của vùng 13 được lấy ra từ cửa thoát khí 20 gần đỉnh tháp. Mặc dù tháp thông thường, được nhồi một cách ngẫu nhiên có thể được sử dụng làm thiết bị hấp thụ 11, nhưng người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực này sẽ hiểu rõ là các cấu hình khác cũng có thể được sử dụng một cách thích hợp. Ví dụ, tháp 12 có thể chứa các vật nhồi được tạo cấu trúc hoặc bao gồm tháp đĩa, trong các kiểu tháp này, các dòng của quy trình tốt hơn là chảy ngược dòng. Mặc dù việc chảy ngược dòng giữa dòng khí nguyên liệu cho quy trình 10 và môi trường nước hấp thụ trong thiết bị hấp thụ là được ưu tiên nhưng thiết bị hấp thụ có thể được vận hành theo cách xuôi dòng. Tuy nhiên, việc sắp xếp này có xu hướng tác động tiêu cực đến hiệu suất và khả năng hấp thụ và thường kém được ưu tiên hơn.

Nếu chất hấp thụ muối axit hoặc các loại chất khác mà kết hợp về mặt hóa học với lưu huỳnh đioxit có mặt làm chất hấp thụ chính trong môi trường nước hấp thụ thì nồng độ của chất hấp thụ trong môi trường hấp thụ và tốc độ của dòng môi trường hấp thụ nên ở mức sao cho, ở nhiệt độ phổ biến ở đầu thoát dịch lỏng của thiết bị hấp thụ, khả năng hấp thụ dư vẫn duy trì trong dịch lỏng hấp thụ. Tốt hơn là, khả năng vẫn duy trì này là ít nhất 10%, tốt hơn là ít nhất 20% tổng khả năng hấp thụ đi vào thiết bị hấp thụ. Nhằm mục đích này, nồng độ chất hấp thụ và lưu lượng môi trường hấp thụ đi vào thiết bị hấp thụ nên đủ để cung cấp mức dư tỷ lượng về tốc độ của chất hấp thụ chảy qua thiết bị hấp thụ so với tốc độ mà lưu huỳnh đioxit sẽ được loại bỏ ra khỏi dòng khí nguyên liệu cho quy trình, tốt hơn là với mức dư so với tổng hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dòng nguyên liệu, nhờ đó bù đắp cho một số yếu tố như hàm lượng lưu huỳnh đioxit còn lại trong môi trường hấp thụ sau khi tái sinh nó, nồng độ của lưu huỳnh đioxit trong khí từ thiết bị cất được làm giàu lưu huỳnh đioxit, sự có mặt khả dĩ của các thành phần axit nhẹ như cacbon đioxit và chủ yếu là để bù đắp cho ái lực hấp

thụ tương đối yếu mong muốn của các chất hấp thụ được ưu tiên như hệ hấp thụ nước axit carboxylic đa axit/muối. Ái lực hấp thụ tương đối yếu được ưu tiên để tạo điều kiện thuận lợi cho việc giải hấp sau đó lưu huỳnh đioxit bằng cách tăng nhiệt nhẹ và/hoặc giảm áp suất. Do đó, nồng độ của chất hấp thụ trong môi trường nước hấp thụ cần thiết để đạt được hiệu suất loại bỏ mong muốn sẽ thay đổi tùy theo axit được sử dụng, nồng độ của lưu huỳnh đioxit trong khí cần được xử lý cũng như các đặc tính truyền khối của thiết bị hấp thụ và có thể dễ dàng xác định được bởi người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực này. Thông thường, tỷ số đương lượng tỷ lượng của lưu huỳnh đioxit được hấp thụ trên mỗi mol muối của axit carboxylic đa axit trong dung dịch hấp thụ nằm trong khoảng từ 0,1 đến 1. Trong trường hợp môi trường nước hấp thụ chứa muối natri của axit malic làm dung môi hấp thụ được sử dụng để xử lý khí chứa khoảng 2600ppm thể tích lưu huỳnh đioxit, nồng độ của malat trong dung dịch hấp thụ có thể thích hợp là nằm trong khoảng từ 1% mol đến 7% mol.

Tỷ số lưu lượng khối (L/G) của dòng dung dịch nước hấp thụ 15 và dòng khí nguyên liệu cho quy trình 10 được cấp vào thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit 11 cần thiết để đạt được sự truyền đáng kể lưu huỳnh đioxit từ nguồn khí sang môi trường hấp thụ có thể được xác định bằng thực tiễn thiết kế thông thường. Cụ thể hơn là, L/G có thể được chọn dựa trên hàm lượng tạp chất của dòng khí đi vào thiết bị hấp thụ, nồng độ của chất hấp thụ trong môi trường nước hấp thụ, và khả năng hấp thụ đơn vị của chất hấp thụ ở nhiệt độ lỏng/khí phổ biến trong thiết bị hấp thụ. Thông thường là, tỷ số L/G được chọn sao cho dòng chất hấp thụ đi vào thiết bị hấp thụ là ở mức dư ít nhất 10 đến 20% trên lưu lượng khí tạp đi vào thiết bị hấp thụ. Mức dư tối ưu tùy thuộc vào tốc độ truyền khối và sự truyền nhiệt trong vùng tiếp xúc khí/lỏng.

Tốt hơn là, thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit được thiết kế và vận hành sao cho hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí xả 19 ra khỏi thiết bị hấp thụ là nhỏ hơn 500ppm thể tích, tốt hơn nữa là nhỏ hơn 200ppm thể tích (ví dụ, nhỏ bằng khoảng 10-20ppm thể tích). Lượng rất nhỏ này của lưu huỳnh đioxit cùng với cacbon đioxit, oxy, nitơ và các khí trơ khác có trong dòng khí nguyên liệu cho quy trình được loại trừ ra khỏi hệ thống dưới dạng một phần của dòng khí xả bay ra từ đỉnh của thiết bị hấp thụ. Khí xả này ở trạng thái cân bằng đáng kể với dung dịch hấp thụ và tùy thuộc vào hàm lượng hơi nước của dòng khí nguyên liệu cho quy trình được cấp vào thiết bị hấp thụ và điều kiện của thiết bị hấp thụ, có thể có thực thu hoặc tổn thất nước trong thiết bị hấp

thụ. Nếu cần, máy phun 21 được sử dụng để dẫn khí đến ống khói. Để đạt được chuẩn mức phát thải theo yêu cầu, dòng khí xả 19 có thể được cho qua thiết bị tách ẩm hoặc thiết bị tương tự để thu hồi dịch lỏng cuốn vào trước khi được tháo qua ống khói. Ngoài ra hoặc cách khác, trong một số trường hợp, dòng khí xả 19 có thể được gia nhiệt bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp trong thiết bị trao đổi nhiệt 22 với dòng khí nguyên liệu cho quy trình đi vào hoặc sử dụng môi trường gia nhiệt khác hoặc trong thiết bị trao đổi nhiệt 64 như được mô tả dưới đây nhờ đó chùm khí bất kỳ sẽ không có xu hướng đi xuống sau khi được phát thải qua ống khói.

Như được thể hiện trên Fig.1, nếu chất hấp thụ chứa axit carboxylic đa axit, nguồn bazơ kim loại bổ sung 23 như natri hyđroxit, kali hyđroxit, natri cacbonat, v.v., được kết hợp với dòng 15 chứa môi trường nước hấp thụ tái sinh trong thùng dung môi 24 trước khi được cấp gần đỉnh của tháp hấp thụ 12. Bazơ kim loại phản ứng với axit carboxylic đa axit và tạo ra chất hấp thụ muối kim loại. Theo đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 13/283,671, lượng bazơ kim loại đủ được cấp vào để trung hòa ít nhất một số nhóm axit sao cho axit được trung hòa đến mức trong khoảng 20%, tốt hơn nữa là đến mức trong 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. Người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực này có thể sử dụng các kỹ thuật và trang thiết bị điều chỉnh độ pH đã biết để bổ sung bazơ vào môi trường hấp thụ tái sinh trước khi tiếp xúc với khí chứa lưu huỳnh đioxit trong thiết bị hấp thụ để duy trì mức độ trung hòa mong muốn theo điểm cân bằng của trị số pKa. Hơn nữa, cần bổ sung lượng bazơ đủ để duy trì nồng độ ion kim loại. Ví dụ, như nêu dưới đây, một số lượng ion kim loại bị mất đi cùng với việc muối sulfat bị loại bỏ trong quá trình vận hành thiết bị kết tinh. Hai mol bazơ (ví dụ, natri hyđroxit), được bổ sung trên mỗi mol natri sulfat bị loại bỏ. Nồng độ ion kim loại có thể được giám sát một cách thích hợp và được kiểm soát bằng cách lấy mẫu và thực hiện phân tích kim loại trong phòng thí nghiệm của nhà máy.

Dịch lỏng hấp thụ được làm giàu lưu huỳnh đioxit 17 ra khỏi thiết bị hấp thụ 11 được gia nhiệt đến nhiệt độ trung gian (như nêu dưới đây) và dịch lỏng hấp thụ được gia nhiệt sơ bộ được cấp vào thiết bị cất lưu huỳnh đioxit 30 trong đó lưu huỳnh đioxit được phân ly ra khỏi chất hấp thụ và được giải hấp ra khỏi dịch lỏng hấp thụ. Thiết bị cất 30 bao gồm cột đứng hoặc tháp 31 chứa vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 bao gồm công cụ để thúc đẩy sự truyền khối giữa pha khí và pha lỏng. Giống như thiết bị hấp thụ 11,

thiết bị cất 30 có thể được tạo cấu hình dưới dạng tháp được nhồi chứa tầng vật nhồi ngẫu nhiên thông thường, vật nhồi được tạo cấu trúc, các đĩa hoặc dụng cụ tiếp xúc khí-lỏng khác. Phân đoạn (cất) phía dưới của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 trong tháp 31 có thể được cấp hơi trực tiếp được sinh ra theo sáng chế (như được nêu dưới đây) và được sử dụng để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng hấp thụ. Dòng khí thoát từ thiết bị cất được làm giàu lưu huỳnh đioxit sơ bộ 33, chứa lưu huỳnh đioxit hầu như đã bão hòa hơi nước, được tạo ra ở phần đỉnh của thiết bị cất 30 phía trên vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 và được lấy ra từ cửa thoát hơi 34 ở đỉnh của tháp 31; và môi trường hấp thụ tái sinh 15 ra khỏi vùng tiếp xúc hơi/lỏng được lấy ra từ cửa thoát chất lỏng 35 ở đáy tháp và được tái tuần hoàn trở lại thiết bị hấp thụ 11 hoàn thành chu trình. Mặc dù việc chảy ngược dòng giữa dịch lỏng hấp thụ được làm giàu lưu huỳnh đioxit và hơi cất trong thiết bị cất như được thể hiện trên Fig.1 là được ưu tiên nhưng thiết bị cất vẫn có thể được vận hành theo cách xuôi dòng. Tuy nhiên, việc sắp xếp này có xu hướng tác động tiêu cực đến hiệu suất cất và thường kém được ưu tiên hơn.

Nhiệt độ trung bình của môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong thiết bị hấp thụ 11 thường được duy trì trong khoảng từ 10°C đến khoảng 70°C. Theo sáng chế, nhiệt độ trung bình của dịch lỏng hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong thiết bị hấp thụ tốt hơn là được duy trì trong khoảng từ 20°C đến 60°C. Mặc dù thông thường khả năng hấp thụ lưu huỳnh đioxit được tăng cường ở nhiệt độ môi trường hấp thụ thấp hơn nhưng dịch lỏng hấp thụ lại cần được gia nhiệt từ nhiệt độ hấp thụ đến nhiệt độ đủ cao và/hoặc dưới áp suất giảm để giải phóng lưu huỳnh đioxit và việc cung cấp nhiệt cảm biến này dẫn đến nhu cầu năng lượng cao hơn. Trong quá trình tái sinh, còn mong muốn là giảm lượng nước bốc hơi để làm giảm năng lượng tiêu thụ và tránh được tình trạng nồng độ nước thấp trong môi trường hấp thụ mà có thể gây ra sự kết tủa chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit (ví dụ, axit polycarboxylic yếu hoặc các muối). Hiệu suất chung của quy trình hấp thụ/giải hấp lưu huỳnh đioxit được cải thiện nếu khả năng hấp thụ phụ thuộc tương đối mạnh vào nhiệt độ và trong khoảng nhiệt độ hẹp hơn giữa các giai đoạn hấp thụ và giải hấp của chu trình.

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

Khả năng hấp thụ và giải hấp lưu huỳnh đioxit có thể được tăng cường bằng cách gia tăng hoặc làm giảm áp suất vận hành tương ứng của thiết bị hấp thụ 11 và thiết bị cất 30. Áp suất vận hành thích hợp trong thiết bị hấp thụ 11 là nằm trong khoảng từ 70 đến 200kPa áp suất tuyệt đối. Áp suất cao hơn có thể được sử dụng nếu cần, lên tới 700kPa hoặc cao hơn. Áp suất tăng trong thiết bị hấp thụ làm tăng tỷ phần lưu huỳnh đioxit mà môi trường hấp thụ có thể hấp thụ, nhưng sự hấp thụ tốt hơn là được thực hiện ở áp suất tương đối thấp nhờ đó giảm được chi phí đầu tư thiết bị. Tương tự, áp suất vận hành thích hợp trong thiết bị cất 30 là nằm trong khoảng từ 40 đến 200kPa áp suất tuyệt đối, nhưng áp suất vận hành cao hơn hoặc thấp hơn vẫn có thể được áp dụng.

Sự kiểm soát nhiệt độ trong thiết bị hấp thụ 11 và thiết bị cất 30 có thể đạt được bằng cách kiểm soát nhiệt độ và thể tích của các dòng khác nhau được cấp cho các quy trình vận hành này. Tốt hơn là, nhiệt độ trong thiết bị cất 30 được duy trì trong khoảng mong muốn bằng cách kiểm soát nhiệt độ của dịch lỏng hấp thụ được làm giàu lưu huỳnh đioxit 17 và hơi cấp vào gần đáy của thiết bị cất ở phân đoạn cất của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32. Tiếp tục liên quan đến Fig.1, dịch lỏng hấp thụ được làm giàu lưu huỳnh đioxit 17 ra khỏi thiết bị 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 qua thiết bị trao đổi nhiệt 40 tại đó nó được gia nhiệt sơ bộ đến nhiệt độ trung gian bằng cách truyền gián tiếp nhiệt từ môi trường hấp thụ tái sinh 15 được tái tuần hoàn từ thiết bị cất 30 đến thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Việc truyền nhiệt từ môi trường hấp thụ tái sinh sang dịch lỏng hấp thụ trong thiết bị trao đổi nhiệt làm tăng khả năng hấp thụ của môi trường hấp thụ tái sinh và gia nhiệt dịch lỏng hấp thụ giúp thúc đẩy sự cất lưu huỳnh đioxit ra khỏi đó. Nếu việc gia nhiệt thêm là cần thiết để đạt được nhiệt độ mong muốn trong thiết bị cất thì dịch lỏng được làm giàu lưu huỳnh đioxit 17 có thể được cho qua thiết bị gia nhiệt dung môi 41, tại đó nó được gia nhiệt sơ bộ (ví dụ, bằng cách truyền gián tiếp nhiệt từ dòng sản phẩm lưu huỳnh đioxit được thu hồi ra khỏi quy trình), và/hoặc được gia nhiệt thêm bằng cách trao đổi nhiệt gián tiếp với hơi hoặc với dòng ngưng nóng 70. Theo các phương án nhất định, dịch lỏng hấp thụ được làm giàu lưu huỳnh đioxit được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ dòng khí nguyên liệu cho quy trình và/hoặc môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái sinh mà không bổ sung nhiệt từ bên ngoài. Theo phương án này, nhiệt độ của dòng khí nguyên liệu cho quy trình tốt hơn là không bị giảm xuống dưới khoảng 50°C và chênh lệch nhiệt độ giữa dịch lỏng hấp thụ được làm

giàu lưu huỳnh đioxit cấp vào thiết bị cất và môi trường hấp thụ tái sinh là dưới khoảng 40°C.

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

Theo các phương án được ưu tiên của sáng chế, lượng tạp chất muối sulfat trong dung dịch nước hấp thụ chứa muối của axit carboxylic đa axit được duy trì ở mức chấp nhận được bằng cách tùy ý làm chuyển hướng ít nhất một phần làm sạch 90 của môi trường hấp thụ tái sinh 15 ra khỏi thiết bị cất 30 để xử lý để loại bỏ sulfat. Thể tích tương đối của phần làm sạch thay đổi theo nồng độ của chất hấp thụ trong môi trường hấp thụ tái sinh và độ nhạy của lưu huỳnh đioxit đối với sự oxy hóa trong quá trình hấp thụ và cất. Thông thường, trong quá trình vận hành sử dụng malat làm chất hấp thụ, phần làm sạch có thể chiếm mức nhỏ hơn khoảng 10,1% đối với dòng môi trường hấp thụ tái sinh.

Công đoạn xử lý phần làm sạch bao gồm bay hơi nước từ phần làm sạch 90 trong thiết bị kết tinh bay hơi 92 để tạo ra dung dịch đặc được làm quá bão hòa muối sulfat. Các tinh thể muối sulfat sau đó được kết tủa ra khỏi dung dịch nước hấp thụ đặc trong thiết bị kết tinh để tạo ra huyền phù đặc kết tinh 94 chứa các tinh thể muối sulfat kết tủa và nước cái. Các tinh thể natri sulfat được tách ra khỏi huyền phù đặc này trong thiết bị tách rắn/lỏng thông thường 96 như bộ lọc chân không hoặc máy ly tâm và phần nước cái 98 được tái tuần hoàn vào thùng dung môi 24 tại đó nó được trộn với dòng môi trường hấp thụ tái sinh chính để trở lại thiết bị hấp thụ 11. Nồng độ dung dịch nước hấp thụ có thể đạt được một cách thích hợp bằng cách gia nhiệt và/hoặc giảm áp suất, hoặc tăng dòng hơi đến nồi đun lại, để bay hơi nhanh nước. Thông thường, dung dịch nước

hấp thụ được gia nhiệt đến nhiệt độ ít nhất là khoảng 40°C, tốt hơn nữa là ít nhất là khoảng 60°C và tốt hơn là đến nhiệt độ sôi của dung dịch hấp thụ ở áp suất vận hành thiết bị cất, trong quá trình cô để ngăn cản sự tạo thành và kết tủa natri sulfat decahyđrat hoặc muối Glauber ($Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$). Muối Glauber có xu hướng tạo ra kết tủa sệt hoặc dính mà không dễ tách ra khỏi nước cái bằng cách ly tâm hoặc lọc.

Thiết bị kết tinh có thể được vận hành ở áp suất khí quyển hoặc trong chân không. Là phương án khác để tách các tinh thể muối natri sulfat bằng cách ly tâm hoặc lọc, thiết bị kết tinh có thể được thiết kế để gạn liên tục nước cái ra khỏi huyền phù đặc kết tinh. Hơn nữa, các tinh thể muối sulfat có thể được rửa bằng nước và nước rửa thu được chứa chất hấp thụ muối của axit carboxylic đa axit cũng được hướng đến thùng dung môi để quay trở lại thiết bị hấp thụ. Dòng hơi đỉnh từ thiết bị kết tinh có thể được ngưng tụ và được quay trở lại thiết bị hấp thụ. Cách khác, dòng đỉnh từ thiết bị kết tinh có thể được dẫn đến thiết bị cất làm nguồn hơi cất.

Mặc dù việc xử lý nêu trên là hiệu quả để duy trì mức muối sulfat chấp nhận được trong dung dịch hấp thụ tuần hoàn nhưng theo một số phương án của sáng chế, chất ức chế oxy hóa có thể được chứa trong dung dịch hấp thụ để giảm sự oxy hóa bisulfit và sulfit lần lượt thành các tạp chất bisulfat và sulfat. Có một số loại chất ức chế oxy hóa khác nhau mà có thể hữu dụng trong thực tiễn sáng chế, bao gồm: các chất khử oxy và các chất bẫy gốc tự do như p-phenylendiamin và hydroquinon; các chất ức chế sự oxy hóa được xúc tác bởi NO_x như axit ascorbic; và các chất chelạt hóa như axit etylendiamintetraaxetic (EDTA) mà cô lập và ức chế sự oxy hóa được xúc tác bởi kim loại. Các chất ức chế oxy hóa này có thể được sử dụng riêng rẽ hoặc trong các kết hợp khác nhau và có thể được bổ sung nếu cần vào dung dịch nước hấp thụ tái sinh được cấp vào thiết bị hấp thụ. Tùy thuộc vào loại chất ức chế được sử dụng, nồng độ của nó trong dung dịch hấp thụ thường nằm trong khoảng từ vài ppm đến khoảng từ 1 đến 10 phần trăm trọng lượng. Lượng dư thường được bổ sung (ví dụ, ít nhất là khoảng 1000ppm) vì các chất ức chế sẽ dần dần được tiêu thụ bởi quá trình oxy hóa. Axit ascorbic và hydroquinon là đặc biệt hữu hiệu trong việc ức chế sự oxy hóa trong dung dịch hấp thụ natri malat. EDTA được cho rằng là chất ức chế oxy hóa hữu hiệu nếu kim loại có mặt trong dung dịch hấp thụ.

Độ axit gia tăng trong dung dịch hấp thụ có tác dụng làm tăng hiệu suất cất lưu huỳnh đioxit. Do đó, việc để nồng độ lưu huỳnh đioxit hòa tan nhỏ hoặc duy trì một lượng sulfat trong dung dịch hấp thụ dẫn đến hiệu suất trong thiết bị cất cao hơn. Ví dụ, nồng độ natri sulfat và/hoặc axit sulfurơ nhỏ trong thiết bị cất giúp sự tái sinh dung dịch hấp thụ cần ít năng lượng hơn. Tuy nhiên, sự có mặt của SO_2 trong môi trường hấp thụ tái sinh lại tác động bất lợi đến trạng thái cân bằng thiết bị hấp thụ. Do đó, nếu độ axit được điều chỉnh bằng cách cho phép tích tụ các thành phần của môi trường hấp thụ/dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn thì tốt hơn là thực hiện điều này bằng cách cho phép ion sulfat tích tụ thay vì tích tụ mức SO_2 ở trạng thái đều đặn đáng kể bất kỳ. Theo các phương án khác nhau của sáng chế, nồng độ muối sulfat được duy trì nằm trong khoảng từ 0,5 đến 11% trọng lượng, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 3 đến 11% trọng lượng trong dung dịch hấp thụ và một phần nhỏ lưu huỳnh đioxit đi vào dung dịch nước hấp thụ tái sinh do vậy làm cho dung dịch này thêm chút tính axit và do đó làm cho quy trình giải hấp lưu huỳnh đioxit đỡ tốn năng lượng hơn.

Tạo ra hơi cất từ phần ngưng được cất

Để cung cấp nguồn năng lượng để tái sinh hơi cất, dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ 33 từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ 30 được nén trong thiết bị thích hợp để gia tăng áp suất của dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ. Thiết bị thích hợp bao gồm các máy nén cơ và máy nén nhiệt (tức là, máy phun hơi nước). Như được thể hiện trên Fig.1, dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ tốt hơn là được nén bằng cách cho qua máy phun hơi nước 36. Khi lưu huỳnh đioxit được thu hồi từ khí thải của nhà máy sản xuất axit sulfuric tiếp xúc, hơi được sinh ra trong quá trình thu hồi nhiệt hấp thụ lưu huỳnh trioxit có thể cung cấp hơi lưu động cho máy phun.

Mặc dù các hệ thống hấp thụ/giải hấp để thu hồi lưu huỳnh đioxit là đã được biết đến trong đó khí từ thiết bị cất lưu huỳnh đioxit ướt được nén và ẩn nhiệt của việc ngưng tụ hơi nước được chuyển từ khí nén đến dịch lỏng hấp thụ được làm giàu lưu huỳnh đioxit, nhưng trong các hệ thống này phần ngưng ra khỏi hệ thống này được bão hòa lưu huỳnh đioxit. Trừ khi sự phát tán lưu huỳnh đioxit từ phần ngưng được giữ lại trong hệ thống riêng biệt, sơ đồ này tạo ra mức phát thải không thể chấp nhận được đến mức còn được xem như là làm tổn thất lưu huỳnh đioxit.

Trong quy trình được mô tả trong đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 13/283,671, lưu huỳnh đioxit được thu hồi từ phần ngưng ở cột cất phần ngưng, nhưng quy trình này lại đòi hỏi việc tiêu thụ năng lượng bổ sung.

Theo quy trình được ưu tiên của sáng chế, năng lượng cần thiết để cất phần ngưng được thu hồi một cách đáng kể bằng cách sử dụng phần ngưng được cất làm nguồn hơi cất cho thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ. Năng lượng cấp bổ sung là cần thiết để làm bay hơi phần ngưng ở áp suất đủ để khiến nó chảy vào đáy của thiết bị cất. Trong quy trình theo sáng chế, ẩn nhiệt trong thành phần hơi nước của khí từ thiết bị cất cung cấp nguồn năng lượng đó. Sự nén vừa phải khí từ thiết bị cất ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ tạo ra nhiệt độ vừa phải đủ chênh lệch để truyền nhiệt từ khí từ thiết bị cất được nén đến phần ngưng được cất, nhờ đó làm bay hơi phần ngưng được cất ở áp suất đủ để dẫn hơi thu được vào thiết bị cất.

Việc nén dòng khí thoát chứa lưu huỳnh đioxit ướt ra khỏi thiết bị cất tốt hơn là làm tăng áp suất của dòng này với lượng gia nằm trong khoảng từ 30kPa đến 65kPa. Lượng gia áp suất cao hơn có thể dễ dàng đạt được bằng cách sử dụng máy nén cơ. Khả năng tách lưu huỳnh đioxit sẽ được tăng cường nếu thiết bị cất 30 được vận hành ở áp suất thấp (ví dụ, trong chân không) để tăng độ bay hơi tương đối của lưu huỳnh đioxit so với nước và tăng cường giải hấp và giảm số tầng lý thuyết cần thiết đối với dòng hồi lưu nhất định. Ngoài ra, áp suất thấp hơn dẫn đến nhiệt độ thấp hơn trong hệ thống cho phép việc sử dụng hơi ở áp suất thấp hơn để gia nhiệt dịch lỏng hấp thụ được làm giàu lưu huỳnh đioxit. Tuy nhiên, khả năng thu hồi năng lượng được tối ưu hóa ở áp suất vận hành cao hơn một chút, và điều này cũng làm giảm đường kính cần thiết của tháp 31 và giảm chi phí đầu tư đi kèm. Bằng cách ví dụ, việc vận hành thiết bị cất trong điều kiện chân không nhẹ (ví dụ, -35kPa áp suất áp kế) và việc gia tăng một cách vừa phải áp suất của khí từ thiết bị cất được làm giàu lưu huỳnh đioxit ra khỏi thiết bị cất (ví dụ, đến khoảng 20kPa áp suất áp kế) là một biện pháp kinh tế. Tuy nhiên, việc vận hành thiết bị cất tại áp suất bằng hoặc cao hơn áp suất khí quyển cũng có thể là một biện pháp thu hút. Việc tối ưu hóa về mặt kinh tế có thể xác định các điều kiện vận hành cụ thể. Cân bằng các mối quan tâm này, áp suất của dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ tốt nhất là được duy trì nằm trong khoảng từ 40 đến 170kPa áp suất tuyệt đối.

Dòng khí từ thiết bị cất chứa lưu huỳnh đioxit được nén được hướng đến thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50. Một phần đáng kể của hơi nước được ngưng tụ ra khỏi dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 bằng cách truyền gián tiếp nhiệt đến môi trường làm nguội. Theo sáng chế, phần ngưng được cất trong dòng 51 chảy đến thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 từ thiết bị cất phần ngưng hoặc cột nước 60 (việc vận hành thiết bị này sẽ được mô tả dưới đây) đóng vai trò như là môi trường làm nguội và ẩn nhiệt ngưng tụ được chuyển vào phần ngưng được cất nhờ đó tạo ra hơi mà được sử dụng làm môi trường cất trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ 30. Như được thể hiện trên Fig.1, dòng ngưng được cất 51 ra khỏi cột 60 được hướng đến thiết bị tách lỏng hơi 52 và tuần hoàn qua đường 54 giữa thiết bị tách và thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 tại đó sự truyền nhiệt từ khí từ thiết bị cất sơ bộ tạo ra hơi cho thiết bị cất. Phần ngưng được cất và hơi được tách ra trong thiết bị tách 52, hơi được hướng đến thiết bị cất 30, ít nhất một phần của phần ngưng tuần hoàn đến thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50 qua đường 54 và phần còn lại có thể tùy ý được tái tuần hoàn và kết hợp với dung dịch hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái sinh 15 qua đường 55 và quay trở lại thiết bị hấp thụ 11 và/hoặc phần 56 có thể được thải bỏ ra khỏi hệ thống. Cách khác, phía ngưng của thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất 50 có thể được thiết kế để cho phép phần hơi bay ra khỏi nước trong chính thiết bị trao đổi nhiệt này, cho phép dòng hơi tự do của nước bị cuốn vào chảy trực tiếp từ thiết bị làm nguội/ngưng tụ đến thiết bị hấp thụ, mà không cần thiết bị tách hơi/lỏng riêng biệt.

Hơi được sinh ra trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50 được cấp vào thiết bị cất 30 qua đường 57 tại đó nó tiếp xúc với dịch lỏng hấp thụ trong vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32, cung cấp nhiệt cho dịch lỏng hấp thụ và có chức năng như là khí cất để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi pha lỏng. Việc gia nhiệt pha lỏng trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ làm giảm nồng độ cân bằng của lưu huỳnh đioxit trong đó và tăng cường lực dẫn động để truyền lưu huỳnh đioxit đến pha hơi. Trong quá trình truyền nhiệt đến pha lỏng, hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 ngưng tụ một phần trong thiết bị cất, do đó có chức năng chủ yếu là khí cất có thể ngưng tụ. Tùy ý, nhiệt cất được cung cấp bởi hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ có thể được bổ sung bằng nhiệt được cung cấp từ nguồn bên ngoài trong nồi đun lại 37 qua đó pha lỏng từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ được tuần hoàn. Nồi đun lại phụ trợ này tạo sự linh

hoạt đầy đủ cho việc kiểm soát sự cân bằng nước của quy trình. Thông thường, dịch lỏng hấp thụ đi qua nồi đun lại được lấy ra từ bể gom của thiết bị cất và quay trở lại phần thấp hơn của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 phía trên bể gom.

Trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50, hầu hết lượng hơi nước của dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ 33 được ngưng tụ và do đó hầu hết ẩn nhiệt được loại bỏ bằng cách truyền đến phần ngưng được cất quay trở lại từ thiết bị cất phần ngưng 60. Phần ngưng nước, thu được bằng cách ngưng tụ hơi nước từ dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ, chứa lưu huỳnh đioxit hòa tan. Phần ngưng này được loại bỏ ra khỏi thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 và cấp qua đường 58 đến thiết bị cất phần ngưng hoặc cột nước 60 và được gia nhiệt (ví dụ, bằng hơi hoặc nồi đun lại) để giải hấp lưu huỳnh đioxit và tạo ra khí từ thiết bị cất phần ngưng chứa hơi nước và lưu huỳnh đioxit được giải hấp ra khỏi phần ngưng nước. Như được thể hiện trên Fig.1, khí từ thiết bị cất phần ngưng được kết hợp với khí bay ra chứa lưu huỳnh đioxit ướt 59 từ thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50. Khí từ thiết bị cất phần ngưng cuối cùng được kết hợp (dòng SO_2 được thu hồi ướt) 61 ra khỏi đỉnh của cột cất phần ngưng 60 được làm nguội đến nhiệt độ thông thường dưới khoảng 70°C trong thiết bị ngưng tụ nhiệt độ thấp 62 (ví dụ, với nước làm nguội ở 50°C) để ngưng tụ hơi nước và tạo ra dòng sản phẩm 63 chứa lưu huỳnh đioxit được thu hồi. Như được thể hiện trên Fig.1, phần ngưng bổ sung biên có thể được rút ra khỏi khí từ thiết bị cất phần ngưng, hoặc khí từ thiết bị cất phần ngưng cuối cùng được kết hợp (dòng SO_2 được thu hồi ướt) 61 ra khỏi đỉnh của cột cất phần ngưng 60, bằng cách cho khí này đầu tiên đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 64 trong đó khí từ thiết bị cất phần ngưng được làm nguội bằng cách truyền nhiệt đến một phần của khí xả 19 ra khỏi thiết bị hấp thụ 11. Sau khi làm nguội, dòng sản phẩm lưu huỳnh đioxit được thu hồi 63 được loại bỏ ra khỏi quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit và hướng đến đích tại đó nó có thể được sử dụng, ví dụ, đến tháp làm khô hoặc tầng xúc tác của nhà máy sản xuất axit sulfuric tiếp xúc để chuyển hóa thành lưu huỳnh trioxit, đến quy trình Claus để sản xuất lưu huỳnh nguyên tố, đến quy trình sản xuất sulfit hoặc bisulfit của kim loại kiềm, đến quy trình sản xuất giấy, hoặc đến máy nén và làm lạnh để hóa lỏng thành lưu huỳnh đioxit lỏng.

Dòng ngưng được cất 51 được rút hết lưu huỳnh đioxit ra khỏi đáy của cột cất phần ngưng 60 và được hướng đến thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50 trong đó quá trình ngưng tụ hơi nước ra khỏi dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ

được nén 33 truyền nhiệt đến phần ngưng được cất, nhờ đó tạo ra hơi để sử dụng làm môi trường gia nhiệt kết hợp và khí cất (ví dụ, làm môi trường cất phần ngưng) trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ 30. Tùy ý, một phần có thể được thải bỏ ra khỏi hệ thống.

Mức độ nén dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ 33 từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ 30 cần phải đủ để đưa hơi nén đến nhiệt độ đủ cao đến mức mà hơi có áp suất cao hơn áp suất trong phân đoạn (cất) phía dưới của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 trong tháp 31 có thể được tạo ra bằng cách gia nhiệt phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50. Tuy nhiên mức độ nén này tốt hơn là được kiểm soát đến mức cần thiết tối thiểu để hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất chảy vào thiết bị cất. Cụ thể hơn, tốt hơn là hơi được tạo ra từ phần ngưng được cất ở nhiệt độ không lớn hơn khoảng 30°C so với nhiệt độ của pha lỏng trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng 35 của thiết bị này, hoặc cụ thể hơn là, không lớn hơn khoảng 20°C hoặc không lớn hơn khoảng từ 5 đến 10°C so với nhiệt độ của pha lỏng ra khỏi đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 trong thiết bị cất. Theo các phương án được đặc biệt ưu tiên nhất định, nhiệt độ của hơi được tạo ra bằng cách gia nhiệt phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50 là không lớn hơn mức bằng, hoặc thậm chí có thể thấp hơn nhiệt độ của pha lỏng trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ ở cửa thoát chất lỏng của thiết bị này, hoặc ở đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng. Thông thường hơn, tốt hơn là nhiệt độ của hơi được tạo ra trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50 khác biệt so với nhiệt độ của môi trường hấp thụ tái sinh trong thiết bị cất ở cửa thoát chất lỏng của thiết bị này, hoặc so với nhiệt độ của pha lỏng ra khỏi phần (cất) phía dưới của vùng tiếp xúc hơi/lỏng trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ, là không lớn hơn khoảng ±10°C. Để hơi chảy vào thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ, áp suất của hơi được tạo ra trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 cần phải cao hơn so với áp suất toàn bộ trong thiết bị cất, và do đó cao hơn áp suất hơi cân bằng của pha lỏng trong phân đoạn cất của vùng tiếp xúc hơi/lỏng, thậm chí ở cửa thoát pha lỏng của phần cất tại đó áp suất riêng phần của lưu huỳnh đioxit đến gần giới hạn bằng không.

Do đó, lực dẫn động áp suất nước pha hơi hệ quả khiến cho sự ngưng tụ hơi nước xảy ra trong thiết bị cất bất chấp chênh lệch nhiệt độ giữa pha hơi và pha lỏng, dẫn đến sự ngưng tụ và gia nhiệt pha lỏng trong phần cất của vùng tiếp xúc hơi/lỏng ngay cả khi hơi được cấp vào vùng này ở nhiệt độ không lớn hơn, hoặc thậm chí nhỏ

hơn một chút, so với nhiệt độ của pha lỏng. Do tác dụng ức chế của chất tan, tức là, chất hấp thụ như muối của axit carboxylic đa axit, trong pha lỏng, nên áp suất hơi của pha lỏng có thể nhỏ hơn một chút so với áp suất của hơi nước ở cùng nhiệt độ, hoặc thậm chí ở nhiệt độ của pha lỏng cao hơn một chút so với nhiệt độ của hơi nước.

Để thỏa mãn các điều kiện được ưu tiên này, chênh lệch nhiệt độ trung bình log (Δt) trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ không nhỏ hơn khoảng 1,5°C, khoảng 2°C, khoảng 3°C, khoảng 4°C, hoặc khoảng 5°C và không lớn hơn khoảng 10°C, khoảng 8°C, khoảng 6°C hoặc khoảng 5°C. Ví dụ, chênh lệch nhiệt độ trung bình log (Δt) trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ là nằm trong khoảng từ 1,5°C đến 10°C, hoặc nằm trong khoảng từ 2°C đến 9°C, hoặc nằm trong khoảng từ 2,5°C đến 8°C.

Tùy thuộc vào sự cân bằng nước và năng lượng của toàn bộ quy trình, thể tích của phần ngưng được cất từ thiết bị cất phần ngưng 60 có thể vượt quá nhu cầu đối với hơi trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ 30. Do đó, phần ngưng được cất có thể được phân chia một cách hữu ích thành (i) dòng ngưng hướng đến thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 50 làm dịch lỏng làm nguội cho nước ngưng từ khí từ thiết bị cất, nhờ đó chuyển hóa phần ngưng được cất ít nhất một phần thành hơi để cấp vào thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ; và (ii) dòng nước thải để loại bỏ nước ra khỏi quy trình.

Một phần của phần ngưng được cất từ thiết bị cất phần ngưng 60 dưới dạng nước thải cũng có thể tùy ý được sử dụng để quy định nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit hoặc dòng khí nguyên liệu 10. Như được thể hiện trên Fig.1, phần ngưng được cất từ trống hơi 52 được cho qua đường 70 và cấp vào thiết bị bão hòa 71 được bố trí ngược dòng, xét về dòng khí nguyên liệu, so với thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit 11. Thiết bị bão hòa có thể bao gồm bộ tiếp xúc một tầng (thường bao gồm cột hoặc tháp được nhồi chứa vật nhồi ngẫu nhiên hoặc được tạo cấu trúc hoặc cột phun), trong đó phần ngưng được cất tiếp xúc với dòng khí, nhờ đó gia tăng độ ẩm của khí nguyên liệu đi vào thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Dòng nước ra khỏi thiết bị bão hòa có thể được loại bỏ ra khỏi quy trình. Thiết bị bão hòa còn làm nguội khí chứa lưu huỳnh đioxit bằng cách làm nguội bay hơi và loại bỏ các khí axit (ví dụ, axit sulfuric, axit clohydric, lưu huỳnh trioxit) trước khi đi vào thiết bị hấp thụ. Thiết bị bão hòa thuận lợi là cho phép làm ẩm dòng khí nguyên liệu sử dụng nước có chất lượng kém hơn, điều này giúp tiết kiệm chi

phí tăng thêm so với việc làm ẩm khí trong thiết bị hấp thụ trong đó nước được sử dụng cần được khử ion hoặc được cất để tránh việc tích tụ tạp chất. Mặc dù dòng nước ra khỏi the thiết bị bão hòa được bão hòa lưu huỳnh đioxit nhưng thể tích dòng này vẫn nhỏ. Hơn nữa, trong trường hợp, ví dụ, 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 thiết bị bão hòa có thể được sử dụng làm nước pha loãng trong thiết bị hấp thụ SO_3. Ở nhà máy liên chuyển, nước được sử dụng một cách thuận lợi để pha loãng trong thiết bị hấp thụ trung gian, nhưng trong trường hợp xấu nhất, lưu lượng thực tối thiểu của lưu huỳnh đioxit cuốn theo quay trở lại qua bộ thu hồi lưu huỳnh đioxit và không bị mất khỏi quy trình.

Quy trình theo Fig.1 nén dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ để tạo ra chênh lệch nhiệt độ nhờ đó ẩn nhiệt được lấy lại bằng cách ngưng tụ hơi nước ra khỏi khí từ thiết bị cất sơ bộ được chuyển đến phần ngưng được cất để tạo ra hơi mà được cấp vào để thực hiện quá trình cất dịch lỏng hấp thụ trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ. Theo sáng chế, các phương án khác được cung cấp để tạo ra sự chênh lệch nhiệt độ này và để thực hiện công đoạn cất.

Fig.2 minh họa phương án khác cho quy trình theo Fig.1 trong đó hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất được nén bằng máy nén 39 trong quá trình chảy từ cửa thoát hơi của thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 đến thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ 30. Hình vẽ này thể hiện sự nén hơi bằng máy nén cơ, nhưng hơi này cũng có thể được cấp vào cổ của máy phun hơi nước để đạt được mức độ nén cần thiết. Đường kính của thiết bị cất 30 được định cỡ, và vật nhồi hoặc cấu trúc thúc đẩy sự truyền khối khác trong vùng tiếp xúc hơi/lỏng 32 của thiết bị cất 30 được thiết kế, để tránh sự giảm áp quá mức trong quá trình di chuyển của pha khí/hơi hướng lên trên qua vùng này. Cửa thoát khí của thiết bị cất sơ bộ 34 và đường ống được sử dụng để truyền dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ 33 đến thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 cũng được định cỡ để tránh sự giảm áp quá mức. Bằng cách bảo toàn áp suất ở phía khí từ thiết bị cất sơ bộ của thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 mà cao hơn áp suất ở phía phần ngưng được cất của thiết bị trao đổi đó, chênh lệch nhiệt độ được thiết lập nhờ đó nhiệt được chuyển đến phần ngưng được cất khi hơi nước ngưng tụ ra khỏi dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ và hơi được tạo ra ở phía phần ngưng được sử dụng trong thiết bị cất 30. Hơi được tạo ra trong thiết bị làm

nguội/ngưng tụ 50 được cấp vào phía hút của máy nén 39, máy nén này nén hơi để cấp vào thiết bị cất qua đường 57.

Để thu hồi ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi nước từ khí cất, máy nén 39 gia tăng áp suất của hơi đến mức sao cho, khi khí từ thiết bị cất sơ bộ đi đến thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50, áp suất ở phía khí từ thiết bị cất của thiết bị làm nguội/ngưng tụ cao hơn áp suất của hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất ở phía phần ngưng được cất của thiết bị làm nguội/ngưng tụ. Cụ thể hơn là, mức độ nén phải đủ sao cho áp suất bão hòa nước tại đó hơi nước ngưng tụ ở phía khí từ thiết bị cất sơ bộ của thiết bị làm nguội/ngưng tụ là cao hơn áp suất tại đó hơi được tạo ra ở phía phần ngưng được cất của thiết bị làm nguội/ngưng tụ.

Tốt hơn là chênh lệch nhiệt độ và áp suất đạt được trong quy trình trên Fig.2 về cơ bản là giống như chênh lệch nhiệt độ và áp suất mà phổ biến trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50 theo phương án trên Fig.1 trong đó dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ được nén trong quá trình chảy từ cửa thoát khí của thiết bị cất đến cửa khí vào của thiết bị làm nguội/ngưng tụ. Áp suất tuyệt đối phổ biến trong vùng tiếp xúc hơi/lỏng tốt hơn là cũng nằm trong khoảng giống như khoảng của mỗi phương án lần lượt được thể hiện trên Fig.1 và 2. Trong cả hai trường hợp, mong muốn là duy trì áp suất trong thiết bị cất cao hơn áp suất khí quyển một chút, ví dụ, khoảng 15 đến khoảng 18 psia (khoảng 100 đến khoảng 125kPa áp suất tuyệt đối). Tuy nhiên, vì chỉ có hơi được nén trong quy trình trên Fig.2 nên áp suất tối ưu trong vùng cất dịch lỏng hấp thụ trong quy trình trên Fig.2 có thể thấp hơn cận biên so với áp suất tối ưu trong quy trình trên Fig.1 trong đó thành phần lưu huỳnh đioxit của khí từ thiết bị cất sơ bộ cũng phải được nén trong khi nâng áp suất riêng phần của hơi nước đến mức mà tại đó hơi nước sẽ ngưng tụ ở nhiệt độ cao hơn nhiệt độ sôi của nước ở phía phần ngưng được cất của thiết bị làm nguội/ngưng tụ 50.

Phần còn lại của quy trình trên Fig.2 được vận hành theo cách thức về cơ bản là giống như cách thức được mô tả trên đây cho Fig.1.

Mặc dù các quy trình trên Fig.1 và 2 cung cấp hiệu suất năng lượng cạnh tranh nhưng ưu điểm của quy trình trên Fig.2 là sự vắng mặt đáng kể của lưu huỳnh đioxit từ dòng được cấp vào bộ phận nén. Điều này có nghĩa là dịch lỏng được nén thường ít ăn mòn hơn so với dịch lỏng được nén trong quy trình trên Fig.1, và do đó giúp tiết kiệm

chi phí cả trong việc bảo dưỡng và chọn lựa vật liệu để chế tạo máy nén hoặc máy phun.

Việc dựa vào hơi bão hòa được sinh ra từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ làm nguồn năng lượng duy nhất để cất lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng hấp thụ có thể dẫn đến sự tăng dần thực của nước trong môi trường hấp thụ tái sinh được tuần hoàn trở lại thiết bị hấp thụ, và cuối cùng là trong mạch môi trường chất hấp thụ giữa thiết bị hấp thụ và thiết bị cất. Trên thực tế, việc vận hành thiết bị cất bất kỳ mà chỉ dựa vào hơi trực tiếp tất yếu có tác dụng này do lượng gia của hơi mà phải được bổ sung để cung cấp nhiệt cho quá trình bay hơi lưu huỳnh đioxit và lượng gia này là do sự mất nhiệt vào môi trường gây ra. Do đó, việc kiểm soát sự cân bằng nước trong mạch này cần một số biện pháp để loại bỏ phần nước mà có thể nhận được theo cách khác trong sơ đồ vận hành này. Nhằm mục đích này, còn có các lựa chọn khác. Ví dụ, năng lượng được cung cấp từ nguồn bên ngoài trong nồi đun lại 37 có thể tăng cận biên nhiệt độ của khí từ thiết bị cất sơ bộ đến mức mà nó mang lượng hơi nước cao hơn một chút, và thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ có thể được vận hành ở Δt cao hơn cận biên và nhiệt độ khí bay ra cao hơn cận biên để loại bỏ lượng gia đủ của hơi nước để duy trì sự cân bằng nước. Điều này có thể cần sự nén lớn hơn cận biên đối với khí từ thiết bị cất sơ bộ trong phương án trên Fig.1, hoặc sự nén lớn hơn cận biên đối với hơi cất trong phương án trên Fig.2. Cách khác, một số hoặc toàn bộ dịch lỏng hấp thụ tái sinh có thể đi vòng quanh thiết bị trao đổi 40 và/hoặc thiết bị làm nguội kiểu dầm (trim cooler) 42, nhờ đó cho phép thiết bị hấp thụ vận hành ở nhiệt độ cao hơn cận biên mà làm tăng thêm hàm lượng hơi nước của khí xả để duy trì cân bằng.

Theo quy trình vận hành thông thường đối với quy trình trên Fig.1, nhận được khoảng 2% thể tích nước trong mỗi lần luân chuyển trong mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất. Theo một phương án trong đó khí ống khói chứa lưu huỳnh đioxit ở mức phản ánh hàm lượng lưu huỳnh của than được vận chuyển đến thiết bị hấp thụ ở 27°C, sự cân bằng có thể đạt được bằng cách cho môi trường hấp thụ tái sinh đi vòng quanh bộ trao đổi 40 và thiết bị làm nguội kiểu dầm 42 và cấp môi trường hấp thụ vào thiết bị hấp thụ ở 40°C. Khí xả rời khỏi thiết bị hấp thụ ở 35°C mang đủ hơi nước để cân bằng lượng thu được phát sinh từ lượng gia hơi cần thiết để bay hơi lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng hấp thụ trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ.

Thu hồi lưu huỳnh đioxit từ các dòng khí giàu

Quy trình theo sáng chế là thích hợp để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ khí thải của nhà máy sản xuất axit sulfuric tiếp xúc. Tuy nhiên, nó có thể áp dụng được đối với các công đoạn của quy trình khác mà yêu cầu thu hồi lưu huỳnh đioxit, bao gồm các công đoạn mà tạo ra dòng khí lưu huỳnh đioxit tương đối giàu. Vì các phản ứng để hấp thụ lưu huỳnh đioxit từ khí nguyên liệu thường là tỏa nhiệt nên nhiệt phản ứng đáng kể được tạo ra trong thiết bị hấp thụ tại đó quy trình được sử dụng để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ các khí giàu chứa, ví dụ, lưu huỳnh đioxit với lượng nằm trong khoảng từ 2 đến 4% thể tích hoặc cao hơn, bao gồm các dòng khí trong đó hàm lượng lưu huỳnh đioxit có thể cao đến mức 10% thể tích, 15% thể tích, 20% thể tích, 25% thể tích, 30% thể tích, 40% thể tích, hoặc thậm chí còn cao hơn. Ví dụ, nồng độ lưu huỳnh đioxit có thể ít nhất là khoảng 4% thể tích, hoặc ít nhất là khoảng 5% thể tích, hoặc ít nhất là khoảng 10% thể tích, hoặc ít nhất là khoảng 15% thể tích, hoặc ít nhất là khoảng 20% thể tích, hoặc ít nhất là khoảng 30% thể tích.

Quy trình theo sáng chế là khá dễ thích ứng để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ các dòng khí giàu lưu huỳnh đioxit này. Tuy nhiên, nếu hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí này là cao thì nhiệt cảm biến được tạo ra trong phản ứng hấp thụ tỏa nhiệt có thể làm gia tăng đột ngột nhiệt độ của dịch lỏng hấp thụ, trong một số trường hợp đến mức mà có thể làm ảnh hưởng một cách nghiêm trọng đến hiệu suất hấp thụ và/hoặc khả năng hấp thụ của môi trường hấp thụ tuần hoàn. Ví dụ, trong hệ thống hấp thụ sử dụng tetraglyme làm chất hấp thụ, trong đó nồng độ lưu huỳnh đioxit của khí nguyên liệu cấp vào đạt đến 2,9% thể tích, nhiệt độ của dịch lỏng hấp thụ có thể gia tăng từ nhiệt độ thường được ưu tiên là 17°C đến nhiệt độ là 30°C ở các tỷ số L/G thích hợp khác trong thiết bị hấp thụ. Khi hàm lượng lưu huỳnh đioxit của khí cấp vào là 43% mol, nhiệt độ này có thể thường tăng từ 17°C đến 49°C. Đối với hệ thống hấp thụ tetraglyme, sự tăng nhiệt độ này có thể làm ảnh hưởng một cách nghiêm trọng đến khả năng của môi trường hấp thụ trong việc hấp thụ lưu huỳnh đioxit.

Fig.3 và 4 minh họa tác dụng bất lợi của nhiệt độ đối với khả năng hấp thụ cân bằng của hai dung môi hấp thụ lưu huỳnh đioxit đã biết. Như được minh họa trên Fig.3, việc sử dụng tetraglyme tinh khiết (100S) đối với khí chứa SO_2 với lượng 4% mol (100S), khả năng hấp thụ của môi trường nước hấp thụ giảm dần từ khoảng 13% trọng

lượng đến khoảng 8% trọng lượng nếu sự tăng nhiệt độ thậm chí trong khoảng hẹp từ 20°C đến 30°C. Ở 40°C, khả năng hấp thụ rơi xuống khoảng 5% trọng lượng, và ở 50°C, nó rơi xuống khoảng 4% trọng lượng. Như được minh họa trên Fig.4, khi khí nguyên liệu chứa SO_2 với lượng 30% mol, khả năng hấp thụ giảm dần từ khoảng 25% trọng lượng ở 20°C đến khoảng 21% trọng lượng ở 30°C, rơi xuống khoảng 17% trọng lượng ở 40°C, và đến dưới khoảng 14% trọng lượng ở 50°C. Cũng vậy, như được thể hiện trên Fig.3 và 4, mức giảm có thể so sánh được ở khả năng hấp thụ được thấy nếu sử dụng chất hấp thụ tetraglyme khác, tức là, 95S_5 W (95% tetraglyme). Do đó, đối với các khí giàu chứa lưu huỳnh đioxit với lượng trên 2% thể tích, thường cần phải tăng lưu lượng môi trường nước hấp thụ để giảm mức độ tăng nhiệt độ trong pha lỏng đi qua thiết bị hấp thụ, điều này dẫn đến nồng độ lưu huỳnh đioxit tương đối thấp hơn trong dịch lỏng hấp thụ được làm giàu lưu huỳnh đioxit.

Sự tăng lưu lượng môi trường hấp thụ và dịch lỏng hấp thụ đánh thuế thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ hai yếu tố quan trọng. Nó gia tăng nhu cầu năng lượng để gia nhiệt dịch lỏng hấp thụ đến nhiệt độ thích hợp để cất lưu huỳnh đioxit ra khỏi đó, do đó giảm hiệu suất năng lượng của quy trình. Ngoài ra nó còn áp đặt lưu lượng tăng trong suốt cột cất, điều này làm tăng đường kính của toàn bộ cột cần thiết để điều tiết dòng dịch lỏng mà không làm ngập tràn vùng tiếp xúc hơi/lỏng. Lưu lượng pha lỏng cao hơn cũng yêu cầu gia tăng đường kính cột hấp thụ.

Theo đặc điểm được ưu tiên hơn của quy trình hấp thụ lưu huỳnh đioxit, việc làm nguội được cung cấp ở đáy của thiết bị hấp thụ để giảm sự gia tăng nhiệt độ trong môi trường hấp thụ khi nó đi qua vùng hấp thụ (tức là vùng tiếp xúc khí/lỏng), và do đó tạo điều kiện cho cả thiết bị hấp thụ và thiết bị cất được vận hành ở tỷ số L/G tương đối thấp. Việc kiểm soát sự gia tăng nhiệt độ trong môi trường hấp thụ, đặc biệt là ở phần phía dưới của vùng hấp thụ, giúp bảo toàn khả năng cân bằng của môi trường hấp thụ, và do đó giúp bảo toàn lực dẫn động cho sự truyền khối lưu huỳnh đioxit từ pha khí sang pha lỏng trong vùng hấp thụ cũng như lực dẫn động cho phản ứng của lưu huỳnh đioxit với chất hấp thụ trong pha lỏng. Nhiệt độ pha lỏng tương đối thấp còn hỗ trợ mức độ chuyển hóa thành sản phẩm cộng lưu huỳnh đioxit trong pha lỏng tại đó phản ứng giữa lưu huỳnh đioxit và chất hấp thụ là phản ứng cân bằng tỏa nhiệt. Tốt hơn là, dịch lỏng hấp thụ được lấy ra từ vùng tiếp xúc khí/lỏng trong thiết bị hấp thụ, được tuần hoàn qua thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài và quay trở lại vùng hấp thụ. Cụ thể hơn là,

dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được loại bỏ ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng trong khu vực đặt dưới khu vực mà tại đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được làm nguội được quay trở lại vào vùng tiếp xúc, do đó xác định phân đoạn trong vùng hấp thụ phía dưới khu vực mà tại đó dịch lỏng hấp thụ được làm nguội được quay trở lại, trong khu vực này khối hấp thụ lưu huỳnh đioxit tốt hơn là diễn ra và khối nhiệt hấp thụ được sinh ra.

Ví dụ, như được minh họa trên Fig.5, một phần của dịch lỏng hấp thụ nóng được làm giàu lưu huỳnh đioxit 17 được lấy ra từ cửa thoát chất lỏng 18 hoặc lấy ra từ khu vực 13.1 gần đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng thẳng đứng 13 trong thiết bị hấp thụ 11 và được tuần hoàn qua thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài 80 tại đó nhiệt của quá trình hấp thụ được loại bỏ bằng cách truyền đến dịch lỏng làm nguội. Dịch lỏng hấp thụ được làm nguội được quay trở lại thiết bị hấp thụ ở khu vực 13.2 của vùng tiếp xúc khí/lỏng mà được đặt phía trên khu vực từ đó dịch lỏng hấp thụ nóng được lấy ra, nhưng ở phía dưới đỉnh của vùng tiếp xúc khí/lỏng. Tốt hơn nữa là, khu vực 13.2 mà dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được làm nguội được quay trở lại nằm ở phần phía dưới của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

Việc tuần hoàn dịch lỏng hấp thụ giữa thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit và thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài gây ra sự tăng lưu lượng và sự trộn ngược tất yếu của dịch lỏng hấp thụ trong phân đoạn tuần hoàn của vùng hấp thụ nằm giữa các khu vực 13.1 và 13.2, và điều này có thể làm lệch cận biên mức thu được sự truyền khối để loại bỏ lưu huỳnh đioxit trong phân đoạn này của vùng hấp thụ. Do đó, tốt hơn là, khu vực quay trở lại 13.2 được đặt với độ cao ít nhất là một đơn vị truyền khối dưới đỉnh của vùng tiếp xúc khí/lỏng, nhờ đó xác định phân đoạn tinh cất của vùng hấp thụ bao gồm ít nhất một đơn vị truyền khối dưới đỉnh của vùng hấp thụ. Tốt hơn là, phân đoạn tinh cất này bao gồm ít nhất hai đơn vị truyền khối. Cũng được ưu tiên là khu vực quay trở lại 13.2 được đặt với độ cao ít nhất là một đơn vị truyền khối, tốt hơn nữa là ít nhất hai đơn vị truyền khối trên khu vực lấy ra 13.1. Để điều tiết khả năng truyền khối thích hợp ở cả phân đoạn tuần hoàn của vùng hấp thụ giữa khu vực quay trở lại 13.2 và khu vực lấy ra 13.1 và phân đoạn tinh cất giữa khu vực quay trở lại 13.2 và đỉnh của vùng hấp thụ, toàn bộ vùng hấp thụ tốt hơn là bao gồm ít nhất ba, tốt hơn nữa là ít nhất bốn đơn vị truyền khối. Vì cả dòng khí và dòng dịch lỏng đều dưới dạng dòng chảy cả khối thực chất trong phân đoạn tinh cất nên lực dẫn động tối đa cho việc truyền khối được cung cấp trong phân đoạn đó cho phép giảm nồng độ lưu huỳnh đioxit trong khí xả đến mức thỏa

mãn chuẩn phát thải. Việc chọn đúng vị trí cho khu vực quay trở lại dịch lỏng tuần hoàn 13.2 được dựa trên việc chọn khu vực trong đó mức lưu huỳnh đioxit trong khí chảy ngược lên ra khỏi đó là không đủ cao để tạo ra nhiệt phản ứng hấp thụ trong phân đoạn tinh cất mà sẽ có tác động bất lợi đáng kể đối với khả năng hấp thụ của môi trường nước hấp thụ, hoặc đối với lực dẫn động truyền khối ở phân đoạn tinh cất.

Tốt hơn là, nếu chất hấp thụ là tetraglyme thì khu vực 13.2 mà tại đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được làm nguội được quay trở lại vào vùng tiếp xúc khí/lỏng được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn 40°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn 30°C, thông thường nhất là nằm trong khoảng từ 15°C đến 25°C. Trong hệ thống tetraglyme, nhiệt độ của khu vực 13.1 mà từ đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được loại bỏ ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng tốt hơn là được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn 45°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn 35°C, thông thường hơn là nằm trong khoảng từ 15°C đến 30°C. Người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực này sẽ hiểu rõ là các khoảng nhiệt độ khác nhau, trong một số trường hợp là khác nhau đáng kể, là tối ưu đối với các chất hấp thụ khác. Ví dụ, nếu chất hấp thụ là natri malat thì khu vực 13.2 mà tại đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được làm nguội quay trở lại vào vùng tiếp xúc khí/lỏng được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn 45°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn 45°C, thông thường nhất là nằm trong khoảng từ 20°C đến 40°C. Trong trường hợp này, nhiệt độ của khu vực 13.1 mà từ đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được loại bỏ ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng tốt hơn là được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn 50°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn 40°C, thông thường hơn là nằm trong khoảng từ 25°C đến 35°C. Trong mỗi trường hợp, tốc độ tuần hoàn giữa các khu vực 13.1 và 13.2 được yêu cầu bởi các điều kiện ràng buộc về nhiệt độ này và sự phát sinh năng lượng đơn vị của quy trình hấp thụ.

Thuận tiện là, phần dòng chuyển tiếp của dịch lỏng hấp thụ nóng được làm giàu lưu huỳnh đioxit 17 được lấy ra từ dòng dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn ngược dòng đối với thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài 80 và hướng đến thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ 30.

Vị trí của khu vực quay trở lại của dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn 13.2 có thể được chọn dựa vào biên dạng hấp thụ đối với vùng hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Các biên dạng thông thường sử dụng môi trường hấp thụ khác được minh họa trên Fig.6.

Nếu sự hấp thụ diễn ra ngay và về cơ bản là định lượng khi khí nguyên liệu tiếp xúc với môi trường hấp thụ trong vùng tiếp xúc khí/lỏng thì mạch làm nguội dịch lỏng

hấp thụ duy nhất thường đủ để giúp bảo toàn hiệu suất hấp thụ và kiểm soát lưu lượng theo thể tích của dịch lỏng hấp thụ đến mức thích hợp với việc sử dụng năng lượng hiệu quả trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ. Tuy nhiên, nếu ái lực của chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit bị hạn chế hơn, cũng như mong muốn vận hành hiệu quả thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ thì gradien nồng độ lưu huỳnh đioxit qua vùng hấp thụ, tức là, tốc độ tại đó nồng độ lưu huỳnh đioxit trong dòng khí (và dòng lỏng) giảm theo khoảng cách từ phía trên cửa khí vào đến vùng hấp thụ, có thể chỉ là vừa phải. Trong các trường hợp này, có thể đạt được hiệu suất lớn hơn trong việc vận hành thiết bị hấp thụ và thiết bị cất bằng cách sử dụng hai hoặc nhiều vòng lạnh được đặt thẳng đứng dọc theo đường chảy khí trong vùng hấp thụ. Ví dụ, như được minh họa trên Fig.5, hai vòng lạnh này được thể hiện. Trong vòng lạnh thứ hai, phần thứ hai của dịch lỏng hấp thụ nóng được làm giàu lưu huỳnh đioxit đi xuống vùng tiếp xúc khí/lỏng 13 của thiết bị hấp thụ 11 được lấy ra từ khu vực 13.3 phía trên khu vực 13.2 mà tại đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được làm nguội quay trở lại vào vùng tiếp xúc khí/lỏng trong vòng lạnh thứ nhất và được tuần hoàn qua thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài 81 tại đó nhiệt của quá trình hấp thụ được loại bỏ bằng cách truyền đến dịch lỏng làm nguội. Dịch lỏng hấp thụ được làm nguội được quay trở lại thiết bị hấp thụ trong khu vực 13.4 của vùng tiếp xúc khí/lỏng mà được đặt phía trên khu vực 13.3 mà từ đó dịch lỏng hấp thụ nóng được lấy ra, nhưng ở phía dưới đỉnh của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

Fig.7 minh họa quá trình vận hành hệ thống thiết bị hấp thụ/thiết bị cất trong đó lưu huỳnh đioxit chỉ có ái lực vừa phải đối với chất hấp thụ, do đó gradien lưu huỳnh đioxit là tương đối nông. Fig.7 thể hiện biểu đồ nhiệt độ của dịch lỏng hấp thụ và nồng độ lưu huỳnh đioxit trong dòng khí trong vùng hấp thụ, trong mỗi trường hợp dưới dạng hàm số của vị trí trong vùng hấp thụ được biểu thị dưới dạng khoảng cách trong các đơn vị truyền khối từ đỉnh, tức là, cửa thoát khí của vùng hấp thụ, với các đường cong khác nhau đối với các hệ thống lần lượt không có vòng lạnh, có một vòng lạnh, có hai vòng lạnh, và ba vòng lạnh. Số liệu về tác dụng của một, hai, hoặc ba vòng lạnh cũng được thể hiện dưới đây trên Bảng 1.

Bảng 1: Tác động của các vòng lạnh đối với nhu cầu hơi

Số lượng vòng lạnh trên thiết bị hấp thụ	0	1	2	3
Nhiệt độ đáy thiết bị hấp thụ (°C)	30	20	20	20
Mức phát thải (SO_2ppm)	929	948	970	985
Lưu lượng dung môi (MM pao/giờ)	2,1	1,6	1,3	1,3
Năng suất nồi đun lại (MM Btu/giờ)	70,5	59,4	53,3	52,7
Tỷ số Hơi/SO_2	1,1	0,93	0,83	0,82
Mức tiết kiệm hơi	0%	15,70%	24,40%	25,20%

Số liệu được thể hiện bằng biểu đồ trên Fig.7 và được lập bảng trên Bảng 1 là từ hệ thống hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong đó thiết bị hấp thụ bao gồm 15 tầng (chủ yếu là tương ứng với các đơn vị truyền khối). Trong mỗi trường hợp khi dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được làm nguội, có ít nhất một vòng trong đó khu vực lấy ra là tầng 15 và khu vực quay trở lại là tầng 13, tức là, khu vực quay trở lại được đặt với độ cao của về cơ bản là hai đơn vị truyền khối từ đáy của vùng hấp thụ và được đặt với độ cao của 12 đơn vị truyền khối từ đỉnh của vùng hấp thụ. Nếu vòng thứ hai được bổ sung thì khu vực lấy ra là tầng 10 và khu vực quay trở lại là tầng 8, và nếu vòng thứ ba được sử dụng thì khu vực lấy ra là tầng 5 và khu vực quay trở lại là tầng 3.

Các biểu đồ này và các bảng minh họa giá trị của một hoặc nhiều vòng lạnh trong việc góp phần vào hiệu suất năng lượng chung của quy trình. Như được thể hiện trên Bảng 1, một vòng lạnh làm giảm mức sử dụng hơi trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ khoảng 15% so với việc vận hành không có vòng lạnh. Việc vận hành với hai vòng lạnh làm giảm mức tiêu thụ hơi khoảng 24% so với việc vận hành không có vòng lạnh; và việc vận hành với ba vòng lạnh làm giảm mức tiêu thụ hơi khoảng 25% so với việc vận hành không có vòng lạnh. Không có vòng lạnh, nhiệt độ đạt đến tối đa là 31°C. Nhiệt độ tối đa này giảm xuống 27°C, 22,5°C, và 19°C, lần lượt theo việc đưa vào sử dụng một, hai, hoặc ba mạch làm nguội.

Bằng cách so sánh với hệ thống mà việc vận hành nó được phản ánh trên Fig.7 và Bảng 1, chỉ một vòng lạnh duy nhất sẽ thường được bảo đảm trong quy trình hấp thụ lưu huỳnh đioxit mà sử dụng axit đa axit như natri malat làm chất hấp thụ.

Phần còn lại của quy trình như được minh họa trên Fig.5 được vận hành về cơ bản là theo cách thức nêu trên liên quan đến Fig.1 hoặc Fig.2. Tuy nhiên, cần phải hiểu là việc kiểm soát sự tăng nhiệt độ trong môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ 11 theo sáng chế có thể được thực hiện một cách độc lập với việc cung cấp nguồn năng lượng để tạo ra hơi cất bằng cách nén dòng khí thoát từ thiết bị cất sơ bộ hoặc hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất (tức là, quy trình có thể phụ thuộc hoàn toàn vào nồi đun lại 37 làm nguồn năng lượng cho cột cất dịch lỏng hấp thụ 30).

Mạch hấp thụ và cất khí giàu và nghèo nối tiếp

Fig.8 minh họa hệ thống trong đó việc tiết kiệm năng lượng đáng kể trong khi vẫn đạt được mức phát thải khá thấp có thể đạt được bằng cách phân chia năng suất hấp thụ khí tạp thành hai mạch hấp thụ và cất riêng biệt vận hành nối tiếp nhau. Như được mô tả liên quan đến Fig.8, quy trình được áp dụng để thu hồi lưu huỳnh đioxit. Tuy nhiên, quy trình này cũng có thể áp dụng để thu hồi các khí khác được cấp vào hấp thụ trong hệ thống nước để tạo ra dịch lỏng hấp thụ trong đó có sự khác biệt toàn bộ về độ bay hơi giữa khí được hấp thụ và dung môi, thường là nước. Trong các hệ hấp thụ này, như được đề cập trong đơn yêu cầu patent Mỹ số 13/283,671, phản ứng hấp thụ thường có bậc không phải bậc không. Như được minh họa trên các Fig.10 và 11, ở tỷ số L/G và chất hấp thụ/SO_2 nhất định bất kỳ trong thiết bị hấp thụ, nồng độ SO_2 còn dư trong khí xả từ thiết bị hấp thụ thay đổi theo tốc độ hơi đến thiết bị cất trong đó SO_2 được thu hồi từ dịch lỏng hấp thụ. Như được minh họa trên Fig.12, điều này là do nồng độ SO_2 còn dư trong môi trường hấp thụ tái sinh được tái tuần hoàn lại thiết bị hấp thụ gia tăng vì tốc độ hơi đến thiết bị cất giảm, nhờ đó giảm lực dẫn động cho quy trình hấp thụ SO_2. Việc phân chia năng suất hấp thụ giữa hai thiết bị hấp thụ mà sắp thành hàng theo dòng khí cho phép khối lưu huỳnh đioxit được loại bỏ ra khỏi khí nguyên liệu ở tỷ số L/G và chất hấp thụ/SO_2 vừa phải trong thiết bị hấp thụ khí giàu thứ nhất, tạo ra khí nghèo có hàm lượng lưu huỳnh đioxit được giảm xuống rất nhiều, nhưng thường không giảm xuống đến mức mà thỏa mãn tiêu chuẩn phát thải và/hoặc đáp ứng hiệu suất lưu huỳnh mục tiêu. Phần còn lại của lưu huỳnh đioxit, xuống đến nồng độ mục tiêu thiết kế dư

chấp nhận được, sau đó có thể được loại bỏ ra khỏi khí nghèo trong thiết bị hấp thụ khí nghèo xuôi dòng với thiết bị hấp thụ khí giàu theo hướng dòng khí, cũng ở L/G tương đối vừa phải mặc dù tỷ số chất hấp thụ/SO_2 tương đối cao.

Liên quan đến Fig.8, có thể thấy rằng mỗi thiết bị hấp thụ được kết hợp với thiết bị cất để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng hấp thụ đi ra từ thiết bị hấp thụ. Trong quá trình vận hành quy trình này, dòng khí nguyên liệu 110 bao gồm nguồn khí được cho tiếp xúc với môi trường nước hấp thụ khí giàu 103 trong thiết bị hấp thụ khí giàu 101. Khối lưu huỳnh đioxit trong khí nguyên liệu được loại bỏ ra khỏi dòng khí, tạo ra khí nghèo 113 chứa lưu huỳnh đioxit còn dư và dịch lỏng hấp thụ giàu 105 chứa lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ. Dịch lỏng hấp thụ khí giàu được chuyển đến thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu 107 tại đó lưu huỳnh đioxit được cất ra khỏi dịch lỏng hấp thụ giàu, tốt hơn là bằng cách cho dịch lỏng hấp thụ tiếp xúc với hơi trong thiết bị cất. Tốt hơn là, thiết bị hấp thụ khí giàu 101 bao gồm cột chứa vùng tiếp xúc khí/lỏng thẳng đứng 101.1 mà chứa vật nhồi, đĩa, hoặc công cụ khác để thúc đẩy sự truyền khối giữa pha khí và pha lỏng. Khí nguyên liệu đi vào đáy và khí nghèo đi ra từ đỉnh của vùng tiếp xúc khí/lỏng và được lấy ra qua cửa thoát khí của thiết bị hấp thụ, trong khi môi trường nước hấp thụ khí giàu đi vào đỉnh của vùng này và dịch lỏng hấp thụ giàu đi ra từ đáy, tức là, môi trường hấp thụ và pha khí chảy ngược dòng nhau qua vùng hấp thụ. Dịch lỏng hấp thụ giàu 105 ra khỏi đáy của vùng hấp thụ khí giàu được lấy ra qua cửa thoát chất lỏng của thiết bị hấp thụ và được truyền đến thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu 107.

Trên đường đi đến thiết bị cất dịch lỏng giàu 107, dịch lỏng hấp thụ khí giàu 105 tốt hơn là được gia nhiệt sơ bộ bằng cách thu hồi năng lượng từ dòng bất kỳ trong số các dòng xử lý khác, nhờ đó bảo tồn nhiệt được cấp vào quy trình trong các công đoạn khác của quy trình mà các dòng này bắt nguồn từ đó. Theo một ví dụ cơ bản, dịch lỏng hấp thụ có thể được cho qua thiết bị trao đổi 147 trong đó nhiệt được truyền từ môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh 103 được quay trở lại từ thiết bị cất dịch lỏng giàu đến thiết bị hấp thụ khí giàu 101. Trước khi đi vào thiết bị trao đổi 147, dịch lỏng hấp thụ có thể tùy ý được cho qua thiết bị trao đổi nhiệt khác 149 tại đó nó được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ nguồn thuận tiện khác như nêu dưới đây.

Thiết bị cất dịch lỏng giàu 107 tốt hơn là còn bao gồm cột chứa vùng cất bao gồm vùng tiếp xúc hơi/lỏng thẳng đứng 107.1 mà chứa vật nhồi, đĩa hoặc công cụ khác để thúc đẩy sự truyền khối giữa pha lỏng và pha hơi. Thiết bị cất tốt hơn là còn vận hành theo cách ngược dòng với dịch lỏng hấp thụ giàu được cấp vào đỉnh của vùng tiếp xúc và hơi được cấp vào đáy. Tùy ý, thay cho hơi hoặc ngoài hơi, pha lỏng có thể được tuần hoàn từ hoặc gần đáy của vùng tiếp xúc qua nồi đun lại (không được thể hiện) mà truyền nhiệt cho pha lỏng để cất lưu huỳnh đioxit ra khỏi đó. Môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh 103 ra khỏi đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng, được lấy ra qua cửa thoát chất lỏng của thiết bị cất dịch lỏng giàu 107 và được tái tuần hoàn đến thiết bị hấp thụ khí giàu 101 để loại bỏ lưu huỳnh ra khỏi dòng khí nguyên liệu bổ sung. Thuận lợi là, môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh được làm nguội khi nó quay trở lại bằng cách truyền nhiệt đến dịch lỏng hấp thụ khí giàu 105 trong thiết bị trao đổi nhiệt 147. Nếu sulfat tích tụ trong mạch môi trường hấp thụ hệ thống khí giàu, nó có thể được loại bỏ bằng cách làm lạnh dòng chảy sau của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh trong thiết bị trao đổi nhiệt 111 đến nhiệt độ đủ để kết tinh natri sulfat, chất này sau đó có thể được loại bỏ bằng máy lọc hoặc ly tâm 151.

Khí nghèo 113 chứa SO_2 mà chưa được loại bỏ trong thiết bị hấp thụ khí giàu đi ra khỏi đỉnh của vùng hấp thụ khí giàu 101.1, được lấy ra từ cửa thoát khí của thiết bị hấp thụ khí giàu 101, và được hướng đến cửa khí vào của thiết bị hấp thụ khí nghèo 115. Thiết bị hấp thụ khí nghèo tốt hơn là còn bao gồm cột chứa vùng hấp thụ thẳng đứng bao gồm vùng tiếp xúc khí/lỏng 115.1 mà chứa công cụ để thúc đẩy sự truyền khối như vật nhồi hoặc các đĩa. Khí nghèo đi vào đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng trong khi môi trường hấp thụ khí nghèo đi vào đỉnh của vùng này, pha khí và pha lỏng tốt hơn là chảy ngược dòng nhau qua vùng này. Lưu huỳnh đioxit còn dư trong khí nghèo được loại bỏ trong thiết bị hấp thụ khí nghèo và được chuyển đến môi trường hấp thụ tạo ra dịch lỏng hấp thụ khí nghèo 117 mà đi ra khỏi đáy của vùng hấp thụ khí nghèo 115.1 và được lấy ra từ thiết bị hấp thụ khí nghèo 115 qua cửa thoát chất lỏng của thiết bị này. Dòng khí sạch đáp ứng tiêu chuẩn mục tiêu đối với mức mức phát thải chấp nhận được từ quy trình và/hoặc đáp ứng tiêu chuẩn mục tiêu đối với hiệu suất lưu huỳnh đi ra từ đỉnh của vùng hấp thụ khí nghèo và được lấy ra từ thiết bị hấp thụ khí nghèo qua cửa thoát khí của thiết bị này. Như nêu trên, khí này có thể được cho qua thiết bị tách ẩm và được gia nhiệt nhẹ để ngăn chặn sự tạo thành chùm khí.

Dịch lỏng hấp thụ nghèo 117 được hướng đến thiết bị cất dịch lỏng nghèo 119. Thiết bị cất dịch lỏng nghèo tốt hơn là còn bao gồm cột chứa vùng tiếp xúc hơi/lỏng thẳng đứng 119.1 mà chứa vật nhồi, đĩa hoặc công cụ khác để thúc đẩy sự truyền khối giữa pha lỏng và pha hơi. Thiết bị cất tốt hơn là còn vận hành theo cách ngược dòng với dịch lỏng hấp thụ nghèo được cấp vào đỉnh của vùng và hơi được cấp vào đáy của vùng. Tùy ý, thay cho hơi hoặc ngoài hơi, pha lỏng có thể được tuần hoàn từ hoặc gần đáy của vùng qua nồi đun lại 109, nồi này truyền nhiệt cho pha lỏng để cất lưu huỳnh đioxit ra khỏi đó. Môi trường hấp thụ nghèo tái sinh 121 đi ra từ đáy của vùng tiếp xúc hơi/lỏng, được lấy ra qua cửa thoát chất lỏng của thiết bị cất và được tái tuần hoàn đến thiết bị hấp thụ khí nghèo. Trên đường quay trở lại thiết bị hấp thụ khí nghèo 115, môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh có thể tùy ý được làm nguội, ví dụ, trong thiết bị trao đổi nhiệt 153 bằng cách truyền nhiệt đến nước trong tháp hoặc đến dịch lỏng làm nguội thuận tiện khác. Ví dụ, như được thể hiện trên Fig.8, thiết bị trao đổi nhiệt 153 có thể là thiết bị trao đổi với nhiệt được truyền từ môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh được sử dụng để gia nhiệt sơ bộ dịch lỏng hấp thụ nghèo trên đường đến thiết bị cất dịch lỏng nghèo.

Nếu và vì natri sulfat tích tụ trong môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh, dòng làm sạch có thể được làm chuyển hướng đến hệ thống kết tinh và lọc tại đó natri sulfat được loại bỏ. Mạch thiết bị kết tinh/lọc thông thường có thể đáp ứng được cả mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất giàu và nghèo. Trong trường hợp này, phần làm sạch của môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh tốt hơn là được trộn với phần làm sạch của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh mà được chuyển đến thiết bị kết tinh. Mặc dù thiết bị kết tinh thông thường có thể đáp ứng cả hai mạch này nhưng cần có các thùng dung môi riêng biệt để bảo quản, trong quá trình xử lý, các môi trường hấp thụ tái sinh tương ứng, điều chỉnh độ pH của các môi trường này và bổ sung chất hấp thụ.

Trong quy trình được ưu tiên như được minh họa trên Fig.8, khí từ thiết bị cất từ cả hai thiết bị cất có thể được kết hợp một cách thuận tiện để tạo ra khí xử lý từ thiết bị cất 123, khí này tốt hơn là được nén trong máy phun hơi hoặc máy nén (không được thể hiện) và sau đó được làm nguội để ngưng tụ hơi nước trong thiết bị làm nguội ngưng tụ 125. Phần ngưng từ thiết bị làm nguội/ngưng tụ được hướng đến thiết bị cất phần ngưng 127 tại đó nó được cho tiếp xúc với hơi để cất SO_2 dư. Khí bay ra từ thiết bị làm nguội/ngưng tụ 125 được kết hợp với khí từ thiết bị cất phần ngưng ra khỏi thiết bị cất

phần ngưng 127 để tạo ra khí từ thiết bị cất kết hợp cuối cùng (dòng SO_2 được thu hồi ướt) 133 mà thường được làm nguội tiếp, ví dụ, trong các thiết bị trao đổi nhiệt 135 và 137 và được loại bỏ ra khỏi quy trình. Phần ngưng dạng nước thêm nữa được tạo ra bằng cách làm nguội dòng SO_2 được thu hồi ướt trong các thiết bị trao đổi nhiệt 135 và 137 được cho quay trở lại đến thiết bị cất phần ngưng 127. Môi trường làm nguội trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ SO_2 được thu hồi 135 có thể là, ví dụ, khí xả từ thiết bị hấp thụ khí nghèo 115 và môi trường làm nguội trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ SO_2 được thu hồi 137 có thể là dịch lỏng hấp thụ khí giàu ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu 101, trong trường hợp này thiết bị trao đổi nhiệt 137 và thiết bị trao đổi nhiệt 149 có thể là một và giống nhau. Việc gia nhiệt khí xả giúp ngăn chặn sự tạo thành chùm khí ở ống khói trong khi việc gia nhiệt sơ bộ dịch lỏng hấp thụ giúp bảo tồn năng lượng trong thiết bị cất dịch lỏng giàu. Việc làm nguội và ngưng tụ nước từ dòng SO_2 được thu hồi giúp tạo điều kiện cho dòng này thích hợp với các công đoạn xuôi dòng, ví dụ, nó có thể giảm tải lượng đối với tháp làm khô mà SO_2 được thu hồi có thể đi qua đó trước khi được cấp vào lò chuyển hóa của nhà máy sản xuất axit sulfuric tiếp xúc.

Theo phương án được ưu tiên của quy trình như được minh họa trên Fig.8, dòng khí thoát từ thiết bị cất ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo, mà chứa lưu huỳnh đioxit về cơ bản là đã bão hòa hơi nước ở nhiệt độ của dịch lỏng hấp thụ nghèo ở phân đoạn đỉnh của thiết bị cất dịch lỏng nghèo, được sử dụng làm nguồn hơi cất cho thiết bị cất dịch lỏng giàu. Mô hình dòng này có thể đặc biệt có lợi khi dòng khí đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu có hàm lượng SO_2 hoặc khí tạp khác tương đối cao, ví dụ, lớn hơn khoảng 40% thể tích, tốt hơn là lớn hơn khoảng 30% thể tích, thông thường hơn nằm trong khoảng từ 0,2 đến 10% thể tích. Nếu dòng khí cấp vào có hàm lượng SO_2 tương đối thấp, ví dụ, nhỏ hơn khoảng 5% trọng lượng, hoặc nằm trong khoảng từ 0,1 đến 2% thể tích, có thể cần cung cấp nguồn nhiệt riêng biệt cho thiết bị cất dịch lỏng giàu, hoặc gián tiếp cho nồi đun lại cho thiết bị cất dịch lỏng giàu hoặc trực tiếp qua hơi trực tiếp được bơm trực tiếp vào chính cột cất.

Theo phương án được ưu tiên khác, hơi trực tiếp 129a từ nguồn khác, tốt hơn là có hàm lượng SO_2 thấp hơn khí xử lý từ thiết bị cất nghèo 131 và tốt hơn nữa là hầu như không chứa SO_2, được cấp vào đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng 107.1 trong thiết bị cất dịch lỏng giàu 107. Theo phương án này, khí từ thiết bị cất nghèo 131 ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo 119 tốt hơn là đi vòng quanh cửa thoát chất lỏng ở đáy của vùng

tiếp xúc khí/lỏng 107.1 của thiết bị cất dịch lỏng giàu và được cấp vào vùng 107.1 ở vị trí được đặt đủ trên cửa thoát pha lỏng (môi trường hấp thụ tái sinh) để tạo điều kiện cho việc cất SO_2 ra khỏi pha lỏng với hơi 129a đi vào hầu như không chứa SO_2. Theo phương án này, đường ống 131a để phân phối khí ra khỏi thiết bị cất nghèo đến thiết bị cất 107 cần được định cỡ đầy đủ để tối thiểu hóa sự giảm áp giữa cửa thoát pha khí của thiết bị cất 119 và điểm vào của khí từ thiết bị cất nghèo vào vùng tiếp xúc 107.1 của thiết bị cất dịch lỏng giàu.

Theo phương án tùy ý khác, khí từ thiết bị cất nghèo 131 có thể hoàn toàn đi vòng quanh thiết bị cất dịch lỏng giàu 107 qua đường ống 131b nhờ đó hơi cất cho dịch lỏng hấp thụ giàu hầu như không chứa SO_2 thay vì nó được truyền từ dịch lỏng hấp thụ giàu trong vùng cất dịch lỏng giàu 107.1. Sau đó, khí ra khỏi thiết bị cất giàu 122 có thể được kết hợp với khí ra khỏi thiết bị cất nghèo 131 để tạo ra dòng khí xử lý từ thiết bị cất 123. Do đó, theo phương án này, hai thiết bị cất hoạt động hoàn toàn song song với nhau thay vì nối tiếp nhau, nhưng khí thoát vẫn được kết hợp để tạo ra dòng khí xử lý từ thiết bị cất 123. Để tạo sự linh hoạt, cả thiết bị cất 107 và thiết bị cất 119 đều được định cỡ để có tải lượng cất toàn bộ để duy trì việc vận hành nếu cột cất này hoặc cột cất kia cần phải bảo dưỡng. Khả năng này có thể là đặc biệt quan trọng đối với các nhà máy vốn đầu tư lớn phải được vận hành một cách đáng tin cậy ở mức dung lượng sản xuất cao với sự gián đoạn hay ngắt quãng quy trình là tối thiểu, ví dụ, trong quy trình sản xuất axit sulfuric hoặc trong các thiết bị loại lưu huỳnh của công đoạn tinh chế dầu mỏ. Theo cách vận hành này, nếu một trong số các cột cất cần được bảo dưỡng thì việc vận hành quy trình được chuyển sang mạch hấp thụ và cất đơn trong đó, ví dụ, môi trường hấp thụ tái sinh có thể được tái tuần hoàn đến đỉnh của thiết bị hấp thụ 115, pha lỏng ra khỏi thiết bị hấp thụ 115 có thể được phân phối đến cửa chất lỏng vào ở đỉnh của thiết bị hấp thụ 101, và dịch lỏng hấp thụ ra khỏi thiết bị hấp thụ 101 có thể được phân phối đến thiết bị cất đơn mà đang hoạt động.

Theo phương án khác (không được thể hiện), cột cất thứ ba được cung cấp và được định cỡ, nhờ đó hai thiết bị cất bất kỳ có thể được vận hành cùng lúc theo sơ đồ trên Fig.8, còn thiết bị còn lại ở tình trạng dự phòng; hoặc, nếu muốn, được vận hành song song với thiết bị cất 107 hoặc 119 cung cấp công suất bổ sung để cất dịch lỏng hấp thụ giàu hoặc dịch lỏng hấp thụ nghèo trong quá trình vận hành giàu/nghèo công suất cao.

Theo phương án được ưu tiên khác, việc ngưng tụ hơi nước ra khỏi khí xử lý từ thiết bị cất được sử dụng để tạo ra hơi cất cho một hoặc cả hai thiết bị cất dịch lỏng giàu và thiết bị cất dịch lỏng nghèo. Khí xử lý từ thiết bị cất có thể bao gồm dòng khí từ thiết bị cất giàu ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu 107, khí từ thiết bị cất nghèo ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo 119, hoặc, như nêu trên, kết hợp cả hai dòng này. Theo phương án được ưu tiên một cách đặc biệt, như được minh họa trên Fig.8, khí xử lý từ thiết bị cất về cơ bản là bao gồm khí từ thiết bị cất giàu 123 được lấy từ thiết bị cất dịch lỏng giàu 107, mà chứa SO_2 được cất từ cả dịch lỏng giàu và dịch lỏng nghèo. Cách khác, khí xử lý từ thiết bị cất 123 có thể được tạo thành bằng cách kết hợp khí từ thiết bị cất dịch lỏng giàu 122 ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu 107 với khí từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo 131b đi vòng quanh thiết bị cất dịch lỏng giàu 107 và được trộn với khí từ thiết bị cất giàu 122 xuôi dòng thiết bị cất 107 theo dòng khí. Khí xử lý từ thiết bị cất được làm nguội trong thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất 125 để ngưng tụ nước ra khỏi đó và tạo ra phần ngưng mà được hướng đến thiết bị cất phần ngưng 127 được vận hành theo cách về cơ bản là giống như cách vận hành thiết bị cất phần ngưng trên Fig.1 và 2. Cũng được ưu tiên là ít nhất một phần của phần ngưng được cất ra khỏi thiết bị cất phần ngưng 127 được hướng ngược trở lại thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất 125 để làm dịch lỏng làm nguội để ngưng tụ nước ra khỏi khí từ thiết bị cất. Cũng được ưu tiên nữa là, thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất được vận hành để tạo ra hơi từ phần ngưng được cất, và ít nhất một phần của hơi 129 được sinh ra này được hướng đến một hoặc cả thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ 107 qua đường ống 129a và thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ 119 qua đường ống 129 để làm nguồn hơi cất. Theo phương án được đặc biệt ưu tiên, như được minh họa bằng các đường nét đậm trên Fig.8, hơi 129 được sinh ra bằng sự trao đổi nhiệt giữa khí xử lý từ thiết bị cất và phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất 125 được hướng chủ yếu đến cửa hơi vào của thiết bị cất dịch lỏng nghèo 119, và nguồn hơi 131 cho thiết bị cất dịch lỏng giàu chủ yếu được lấy ra từ dòng khí thoát của thiết bị cất dịch lỏng nghèo như được minh họa thêm trên Fig.8. Do đó, đạt thêm hiệu suất năng lượng. Mặc dù lực dẫn động cho việc giải hấp trong thiết bị cất hệ giàu 107 có thể không bị tổn hại về mặt vật chất bởi lượng gia nhỏ đối với hàm lượng SO_2 pha khí góp phần bởi SO_2 được cất trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo 119 nhưng có thể tránh được tác động bất lợi bất kỳ bằng cách hướng một phần của hơi được tạo ra trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ 125 trực

tiếp đến thiết bị cất dịch lỏng giàu qua đường 129a và cấp khí ra khỏi thiết bị cất nghèo vào thiết bị cất dịch lỏng giàu ở điểm đặt phía trên cửa thoát pha lỏng từ vùng cất dịch lỏng giàu 107.1.

Như cũng được minh họa trên Fig.8, tốt hơn nữa là khí xử lý từ thiết bị cất 123 ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu được nén, ví dụ, qua máy phun hơi 155, đến áp suất đủ để nó có thể được sử dụng để tạo ra hơi từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất 125. Các điều kiện vận hành thiết bị cất dịch lỏng giàu, thiết bị nén hơi, và nồi đun phần ngưng từ thiết bị làm nguội-ngưng tụ/thiết bị cất khí xử lý từ thiết bị cất về cơ bản là như được mô tả trên đây liên quan đến Fig.1.

Như được thể hiện trên Fig.8, dòng ngưng được cất 139 ra khỏi thiết bị cất phần ngưng 127 được hướng đến thiết bị tách hơi/lỏng 141 và tuần hoàn qua đường 143 giữa thiết bị tách và thiết bị làm nguội/ngưng tụ 125 tại đó việc truyền nhiệt từ khí xử lý từ thiết bị cất tạo ra hơi 129 cho thiết bị cất dịch lỏng nghèo 119. Phần ngưng được cất và hơi được tách riêng trong thiết bị tách 141, hơi 129 tốt hơn là được hướng đến thiết bị cất 119, và ít nhất một phần của phần ngưng được cất tuần hoàn đến thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo 125 qua đường 143 để chuyển hóa thành hơi cất. Các phần khác của phần ngưng được cất ra khỏi thiết bị tách hơi/lỏng 141 có thể tùy ý được tái tuần hoàn và được kết hợp với môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh 121 hoặc môi trường hấp thụ khí giàu 103 (qua đường không được thể hiện) để quay trở lại thiết bị hấp thụ khí nghèo 115, thiết bị hấp thụ khí giàu 101 hoặc cả hai thiết bị này, và phần còn lại của phần ngưng được cất 145 có thể được thải bỏ ra khỏi hệ thống.

Cách khác, phía phần ngưng được cất của thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất 125 có thể được thiết kế để cho phép phần hơi bay ra khỏi nước trong chính thiết bị trao đổi nhiệt, cho phép dòng hơi hầu như không chứa nước cuốn vào đi trực tiếp từ thiết bị làm nguội/ngưng tụ đến thiết bị hấp thụ, mà không cần thiết bị tách hơi/lỏng riêng biệt. Trong trường hợp này, phần ngưng được cất ra khỏi nồi đun phần ngưng được cất 125 có thể được phân phối theo cách giống như phần ngưng được cất ra khỏi thiết bị tách hơi/lỏng, như nêu trên liên quan đến thiết bị tách 141.

Hơi được tạo ra trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí từ thiết bị cất sơ bộ 125 được cấp vào thiết bị cất 119 qua đường 129 tại đó nó tiếp xúc với dịch lỏng hấp thụ

nghèo trong vùng tiếp xúc hơi/lỏng 119.1, cung cấp nhiệt cho dịch lỏng hấp thụ nghèo và có chức năng như là khí cất để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi pha lỏng. Việc gia nhiệt pha lỏng trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ nghèo làm giảm nồng độ cân bằng của lưu huỳnh đioxit trong pha lỏng và tăng cường lực dẫn động để chuyển lưu huỳnh đioxit sang pha hơi. Trong quá trình truyền nhiệt đến pha lỏng, hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ 125 một phần ngưng tụ trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo, do đó có tác dụng chủ yếu như là khí cất có thể ngưng tụ. Tùy ý, nhiệt cất được cung cấp bởi hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất có thể được bổ sung thêm bằng nhiệt từ nguồn bên ngoài trong nồi đun lại 109 mà qua đó pha lỏng từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ được tuần hoàn. Nồi đun lại phụ trợ này tạo sự linh hoạt đầy đủ cho việc kiểm soát cân bằng nước của quy trình. Thông thường, dịch lỏng hấp thụ được cho qua nồi đun lại được lấy ra từ bể gom của thiết bị cất và được quay trở lại phần thấp hơn của vùng tiếp xúc hơi/lỏng của thiết bị cất dịch lỏng nghèo 119.1 phía trên bể gom.

Việc vận hành hệ thống mà bao gồm các mạch cất và hấp thụ khí nghèo và khí giàu riêng biệt tạo cơ hội cho việc tiết kiệm năng lượng lớn bằng cách lợi dụng khác biệt hiển nhiên về độ bay hơi giữa SO_2 và H_2O. Do đó, thiết bị hấp thụ khí giàu không cần đạt được mức loại bỏ định lượng đối với lưu huỳnh đioxit, điều này có nghĩa là thể tích tương đối vừa phải của môi trường nước hấp thụ khí giàu và tỷ số đương lượng tương đối thấp giữa chất hấp thụ và SO_2 là có đủ tác dụng để loại bỏ khối lưu huỳnh đioxit, đủ để chỉ áp đặt tải lượng vừa phải lên khả năng hấp thụ của thiết bị hấp thụ khí nghèo. Ví dụ, trong trường hợp hấp thụ SO_2 trong chất hấp thụ muối của axit carboxylic đa axit như malat, tỷ số tỷ lượng giữa tốc độ mà chất hấp thụ được cấp vào thiết bị hấp thụ khí giàu và tốc độ mà SO_2 được cấp vào thiết bị hấp thụ tốt hơn là không lớn hơn 0,6, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,3 đến 0,5. Tỷ số khối lượng L/G trong thiết bị hấp thụ khí giàu thường nằm trong khoảng từ 0,1 đến 50, thông thường hơn là nằm trong khoảng từ 0,1 đến 40, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,1 đến 30. Giới hạn nhỏ hơn của các khoảng này thường được ưu tiên hơn khi nồng độ SO_2 ở cửa vào từ tương đối thấp đến vừa phải, ví dụ, ≤5% thể tích trong khi giới hạn cao hơn của khoảng này sẽ được ưu tiên ở nồng độ SO_2 cao, ví dụ, 30-40% hoặc cao hơn. Cùng với tỷ số L/G tương đối thấp, lực dẫn động tối đa mà phổ biến trong thiết bị hấp thụ khí giàu có thể thường tạo ra dịch lỏng hấp thụ khí giàu chứa SO_2 với lượng ít nhất là khoảng 0,5%

trọng lượng, thông thường hơn nằm trong khoảng từ 0,8 đến 15% trọng lượng. Các thông số quy trình tương tự được áp dụng cho các chất hấp thụ SO_2 ngoài malat, và cho quy trình hấp thụ các khí axit khác như CO_2, NO_x, H_2S, hoặc HCl, cũng như cho các khí có thể hấp thụ khác như NH_3.

Vì dịch lỏng hấp thụ khí giàu tương đối đặc nên SO_2 dễ dàng được thu hồi trong thiết bị cất dịch lỏng giàu với mức tiêu thụ hơi chỉ là vừa phải. Vì một số nguyên nhân, tỷ số giữa hơi và dòng dịch lỏng hấp thụ chỉ cần tương đối thấp trong thiết bị cất dịch lỏng giàu. Nồng độ lưu huỳnh đioxit tương đối cao trong dịch lỏng hấp thụ giàu làm tăng áp suất riêng phần lưu huỳnh đioxit cân bằng trong pha hơi của thiết bị cất dịch lỏng giàu và do đó hỗ trợ sự truyền khối đến pha hơi. Đồng thời, vì khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ dịch lỏng giàu có thể được làm sạch trong thiết bị hấp thụ dịch lỏng nghèo nên nồng độ lưu huỳnh đioxit còn dư tương đối cao trong môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh có thể được chấp nhận. Do sự khác biệt hiển nhiên về độ bay hơi giữa nước và lưu huỳnh đioxit nên tỷ số giữa hơi và dịch lỏng hấp thụ giàu chỉ cần tương đối nhỏ là đạt được khả năng loại bỏ gần định lượng SO_2 xuống mức mà không có ảnh hưởng về mặt vật chất đối với khả năng hấp thụ SO_2 cần thiết của dung môi được giải hấp quay trở lại thiết bị hấp thụ SO_2 khí giàu. Do đó, ví dụ, tỷ số khối lượng giữa hơi và SO_2 được cấp vào thiết bị cất dịch lỏng giàu có thể được kiểm soát ở trị số không lớn hơn khoảng 8, thông thường hơn nằm trong khoảng từ 0,2 đến 8, thông thường hơn là nằm trong khoảng từ 0,3 đến 6, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,3 đến 4. Tỷ số khối lượng này về cơ bản là tương đương với các tỷ số tương tự giữa hơi và SO_2 đi vào thiết bị hấp thụ dịch lỏng giàu. Trong thiết bị cất dịch lỏng giàu, nồng độ SO_2 còn dư trong môi trường hấp thụ tái sinh thường được giảm xuống mức không thấp hơn khoảng 0,02% trọng lượng, hoặc nằm trong khoảng từ 0,02% trọng lượng đến 1,5% trọng lượng, hoặc nằm trong khoảng từ 0,02% trọng lượng đến 0,5% trọng lượng hoặc nằm trong khoảng từ 0,03% trọng lượng đến 0,3% trọng lượng trong trường hợp hàm lượng SO_2 trong nguồn khí là nhỏ hơn 4%. Với hàm lượng SO_2 trong khí nguyên liệu cao hơn, hàm lượng the SO_2 trong môi trường hấp thụ tái sinh có thể rơi vào khoảng cao hơn đáng kể, ví dụ, ít nhất là khoảng 0,3% trọng lượng, hoặc nằm trong khoảng từ 0,2 đến 8% trọng lượng, hoặc nằm trong khoảng từ 0,4 đến 7% trọng lượng, hoặc nằm trong khoảng từ 0,5 đến 6% trọng lượng, hoặc nằm trong khoảng từ 0,8 đến 15% trọng lượng.

Thậm chí trong các điều kiện tương đối kém được duy trì trong thiết bị hấp thụ khí giàu, tỷ phần cao, ví dụ, ít nhất 85%, hoặc thông thường hơn 90%, 95% hoặc thậm chí 99% tổng số khí được loại bỏ bằng cách vận hành kết hợp thiết bị hấp thụ khí giàu và thiết bị hấp thụ khí nghèo có thể được loại bỏ trong một mình thiết bị hấp thụ khí giàu, và tỷ phần về cơ bản là giống đối với tổng hàm lượng khí tạp cấp vào cũng có thể được loại bỏ trong thiết bị hấp thụ khí giàu. Ví dụ, trong trường hợp hấp thụ SO_2 trong dung dịch chất hấp thụ malat hoặc tetraglyme, khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu thường chứa SO_2 với lượng không lớn hơn khoảng 0,5% thể tích, thông thường hơn là không lớn hơn khoảng 0,4% thể tích, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,01 đến 0,3% thể tích, tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 2000, và tốt nhất là nằm trong khoảng từ 100 đến 1500ppm. Cần phải hiểu rằng việc làm giảm mức SO_2 quá nhiều trong thiết bị hấp thụ khí giàu có thể đòi hỏi việc làm giảm hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh đến mức rất thấp mà không cần thiết cho hiệu suất quy trình nói chung, mà còn đòi hỏi mức tiêu thụ hơi lớn hơn mức tiêu thụ hơi tối ưu trong thiết bị cất dịch lỏng giàu.

Hàm lượng SO_2 của khí từ thiết bị cất giàu ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu tốt hơn là ít nhất là 15%, tốt hơn nữa là ít nhất là khoảng 20%, tốt hơn nữa là ít nhất là khoảng 25% thể tích. Khí từ thiết bị cất giàu có thể thường chứa SO_2 với lượng nằm trong khoảng từ 10% đến 60%, hoặc nằm trong khoảng từ 20% đến 50%, hoặc tốt hơn là nằm trong khoảng từ 25% đến 40% thể tích. Bằng cách ví dụ thêm, hàm lượng SO_2 của khí từ thiết bị cất giàu có thể tương ứng với hàm lượng SO_2 của khí nguyên liệu đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu và hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ tái sinh. Do đó, nếu hàm lượng lưu huỳnh đioxit của khí nguyên liệu nằm trong khoảng từ 1000ppm đến 4000ppm và hàm lượng lưu huỳnh đioxit của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh nằm trong khoảng từ 0,5 đến 2% trọng lượng, thì hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí ra khỏi thiết bị cất giàu thoát ra từ thiết bị cất dịch lỏng giàu sẽ nằm trong khoảng từ 25% đến 45% thể tích, hàm lượng này tương ứng với tải lượng hơi nước về cơ bản là thấp hơn so với tải lượng hơi nước trong khí từ thiết bị cất được tạo ra trong mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất. Theo ví dụ khác, nếu hàm lượng SO_2 của khí nguyên liệu cao hơn nhiều, tức là, khoảng 40% thể tích, và hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh nằm trong khoảng từ 1,5 đến 8,0% trọng lượng thì hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí ra khỏi thiết bị cất giàu thoát ra từ thiết bị cất dịch lỏng giàu

nằm trong khoảng từ 40% đến 60% thể tích. Mức lưu huỳnh đioxit còn dư tương đối cao này trong môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh không tác động bất lợi đến khả năng của môi trường hấp thụ tái sinh trong việc loại bỏ tỷ phần SO_2 cao đi vào quy trình trong nguồn khí và khí nguyên liệu.

Tỷ số chất hấp thụ/SO_2 cao hơn có thể được đòi hỏi trong thiết bị hấp thụ khí nghèo so với trong thiết bị hấp thụ khí giàu để thỏa mãn các tiêu chuẩn mức phát thải hoặc đáp ứng mục tiêu hiệu suất lưu huỳnh, nhưng tỷ số khối lượng L/G trong thiết bị hấp thụ khí nghèo thường không cao hơn so với tỷ số khối lượng cần thiết trong thiết bị hấp thụ duy nhất như được mô tả trong đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 13/283,671, ví dụ, tỷ số khối lượng này không lớn hơn 0,8, nằm trong khoảng từ 0,02 đến 0,6, nằm trong khoảng từ 0,04 đến 0,4, 0,05 đến 0,3, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,08 đến 0,25, hoặc nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,2. Nhưng nếu khí nguyên liệu có hàm lượng SO_2 cao, ví dụ, nằm trong khoảng từ 30% đến 40% hoặc cao hơn thì tỷ số khối lượng 4G trong thiết bị hấp thụ khí nghèo có thể cao đến mức bằng 2,5 hoặc cao hơn. Tỷ số đương lượng tương đối cao giữa chất hấp thụ và SO_2 cũng thường được đòi hỏi trong thiết bị hấp thụ khí nghèo, ví dụ, nằm trong khoảng từ 1 đến 6, thông thường hơn nằm trong khoảng từ 2 đến 4, nhưng vì khối SO_2 đã được loại bỏ trong thiết bị hấp thụ khí giàu, nên cả tỷ số L/G và dòng chất hấp thụ tuyệt đối đi vào thiết bị hấp thụ khí nghèo đều không cần cao hơn, và nói chung có thể thấp hơn một cách đáng kể so với tỷ số L/G và dòng chất hấp thụ tuyệt đối đi vào thiết bị hấp thụ khí nghèo cần thiết đối với thiết bị hấp thụ trong quy trình dựa trên mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất. Do đó, tỷ số tỷ lượng giữa tốc độ cấp chất hấp thụ vào thiết bị hấp thụ khí nghèo so với tốc độ mà lưu huỳnh đioxit được cấp vào thiết bị hấp thụ khí giàu thường không lớn hơn khoảng 0,8, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,02 đến 0,6, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,04 đến 0,4. Thậm chí ở mức lưu lượng chất hấp thụ thấp này, hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dịch lỏng hấp thụ nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ thường vẫn không lớn hơn 10% trọng lượng, hoặc không lớn hơn 9% trọng lượng, hoặc không lớn hơn 8% trọng lượng, hoặc không lớn hơn 7% trọng lượng hoặc không lớn hơn 6% trọng lượng, hoặc không lớn hơn 5% trọng lượng, hoặc không lớn hơn 4,5% trọng lượng, hoặc không lớn hơn 4% trọng lượng, thường nằm trong khoảng từ 0,1 đến 8%, hoặc nằm trong khoảng từ 0,1% đến 5% trọng lượng.

Quan trọng là giảm hàm lượng lưu huỳnh đioxit của môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh đến mức thấp để đảm bảo sự truyền khối và lực dẫn động cân bằng phản ứng đủ cho quá trình hấp thụ trong thiết bị hấp thụ khí nghèo để cho chuẩn phát thải và/hoặc mục tiêu hiệu suất được đáp ứng, và do đó tỷ số hơi/pha lỏng cao là cần thiết để cất SO_2 còn dư ra khỏi dịch lỏng hấp thụ nghèo. Tốt hơn là, hàm lượng lưu huỳnh đioxit còn lại trong môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh nằm trong khoảng từ 100ppb đến 0,5% trọng lượng, hoặc nằm trong khoảng từ 500ppb đến 0,2% trọng lượng, hoặc nằm trong khoảng từ 700ppb đến 500ppm. Đặc biệt tốt hơn nữa là hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh là nhỏ hơn khoảng 500ppm, hoặc nhỏ hơn khoảng 100ppm, tốt hơn nữa là nhỏ hơn khoảng 50ppm, tốt hơn nữa là nhỏ hơn khoảng 10ppm theo trọng lượng, thường là nằm trong khoảng từ 0,1 đến 25 hoặc 0,1 đến 10ppm theo trọng lượng.

Trong quy trình theo Fig.8, trong đó SO_2 từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo đóng vai trò làm nguồn hơi cho thiết bị cất dịch lỏng giàu, tỷ số giữa hơi và dịch lỏng hấp thụ nghèo cấp vào thiết bị cất dịch lỏng nghèo nằm trong khoảng từ 0,05 đến 0,8, thông thường hơn là nằm trong khoảng từ 0,1 đến 0,5. Tỷ số hơi/dịch lỏng nghèo thấp hơn có thể đủ nếu nguồn hơi độc lập được cung cấp cho thiết bị cất dịch lỏng giàu. Điều này còn tạo điều kiện cho tỷ số cao giữa hơi và SO_2 trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo, nhưng vì tải lượng lưu huỳnh đioxit trên thiết bị cất dịch lỏng nghèo rất thấp nên tải lượng hơi trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ nghèo vẫn duy trì ở mức thấp dưới dạng hàm số của lưu lượng lưu huỳnh đioxit trong nguồn khí và khí nguyên liệu đi vào hệ thống.

Nói chung, hàm lượng SO_2 của khí ra khỏi thiết bị cất nghèo nằm trong khoảng từ 0,1% đến 10%, hoặc nằm trong khoảng từ 0,2% đến 6% thể tích.

Dòng hơi thoát (khí từ thiết bị cất) từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu và thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ nghèo được kết hợp một cách thuận lợi trước hoặc sau khi ngưng tụ để tạo ra dòng ngưng duy nhất để truyền đến thiết bị cất phần ngưng. Tuy nhiên, hai dòng có thể được cấp một cách riêng rẽ vào thiết bị cất phần ngưng, hoặc thậm chí là cấp vào các thiết bị cất riêng rẽ, nếu muốn.

Mặc dù tỷ số hơi/SO_2 tương đối cao là cần thiết để cất SO_2 còn dư ra khỏi dịch lỏng hấp thụ nghèo nhưng thể tích SO_2 thấp cần được loại bỏ ra khỏi dịch lỏng nghèo

chỉ đòi hỏi dòng hơi cất vừa phải so với dòng dịch lỏng hấp thụ nghèo và, như nêu trên, tỷ số thấp đối với tải lượng lưu huỳnh đioxit trong khí nguyên liệu cấp vào thiết bị hấp thụ khí giàu. Hơn nữa, lưu lượng thể tích của dịch lỏng hấp thụ nghèo cũng tương đối thấp làm cho tải lượng hấp thụ tương đối nhỏ trong đó tải lượng này còn lại sau khi SO_2 đã được loại bỏ gần như định lượng trong thiết bị hấp thụ khí giàu. Vì lượng SO_2 còn dư cao mà có thể được chấp nhận trong môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu, cùng với lưu lượng thể tích tương đối thấp của môi trường hấp thụ khí nghèo nên tổng nhu cầu hơi để vận hành kết hợp hai thiết bị cất là thấp hơn đáng kể so với nhu cầu hơi cho thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ trong quy trình chỉ sử dụng một mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất với mức phát thải như nhau.

Do đó, tổng dòng ngưng là vừa phải, và tải lượng lên (các) thiết bị cất phần ngưng cũng vừa phải tương ứng. Nhu cầu hơi thấp hệ quả trong thiết bị cất phần ngưng, cùng với nhu cầu hơi thực giảm của các mạch hấp thụ và cất giàu và nghèo nối tiếp, dẫn đến việc tạo ra khí từ thiết bị cất kết hợp cuối cùng (dòng SO_2 được thu hồi ướt) có hàm lượng SO_2 tương đối cao. Vì tỷ số SO_2/nước cao hơn trong khí xử lý từ thiết bị cất so với khí từ thiết bị cất từ quy trình chỉ có một mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất nên hàm lượng SO_2 cân bằng của phần ngưng có thể cao hơn cận biên hàm lượng SO_2 của phần ngưng từ quy trình một mạch duy nhất. Hiệu suất lưu huỳnh cao có thể vẫn được đảm bảo bằng cách cất phần ngưng ra khỏi thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất ở tỷ số hơi/nước cao hơn cận biên trong cột nước (thiết bị cất phần ngưng), nhưng thậm chí nếu tỷ số này chỉ tương đối cao thì sự gia tăng gia lượng đối với lưu lượng hơi vào thiết bị cất phần ngưng sẽ nhỏ hơn nhiều sự giảm gia lượng đối với lưu lượng hơi được thực hiện bằng cách xóa bỏ nhu cầu đạt được sự loại bỏ định lượng SO_2 ra khỏi dịch dung môi chảy qua thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu. Bằng cách lợi dụng sự khác biệt hiển nhiên về độ bay hơi giữa nước và SO_2, tổng nhu cầu hơi của quy trình, bao gồm hơi cất cho thiết bị cất dịch lỏng giàu, hơi cất cho thiết bị cất dịch lỏng nghèo, hơi cất cho thiết bị cất phần ngưng, và hơi vào máy phun hơi để nén khí xử lý từ thiết bị cất trên hàm lượng lưu huỳnh đioxit của khí nguyên liệu thường là không lớn hơn 15 pao hơi/pao SO_2 hoặc tốt hơn là nằm trong khoảng từ 5 đến 10 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 là nằm trong khoảng từ 1000 đến 2000ppm trong khí nguyên liệu cấp cho thiết bị hấp thụ khí giàu, không lớn hơn 8 pao hơi/pao SO_2 hoặc tốt hơn là nằm trong khoảng từ 1,5 đến 5 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 là nằm trong

khoảng từ 2000ppm đến 2% thể tích trong khí, không lớn hơn 4 pao hơi/pao SO_2 hoặc tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,8 đến 3 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 là nằm trong khoảng từ 2 đến 4% thể tích trong khí, và không lớn hơn 3 pao hơi/pao SO_2 hoặc tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,5 đến 2,5 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 lớn hơn 4% thể tích. Hơi bổ sung có thể là cần thiết đối với thiết bị kết tinh để loại bỏ sulfat ra khỏi môi trường hấp thụ tái sinh, nhưng lượng gia hơi này trong hệ giàu/nghèo nên chủ yếu là giống như trong hệ hấp thụ/cất duy nhất thông thường. Ở nhu cầu tốc độ hơi này, hệ giàu/nghèo nối tiếp có thể làm giảm hàm lượng SO_2 của khí xả từ thiết bị hấp thụ khí nghèo đến mức $\leq$20ppm, hoặc thậm chí $\geq$10ppm. Việc nén khí xử lý từ thiết bị cất có thể tạo điều kiện cho việc giảm thêm nữa các mức phát thải này.

Các nguyên tắc tiết kiệm năng lượng được bàn luận trên đây có thể được tổng kết và bổ sung chi tiết như sau. Vì lưu lượng hơi tương đối thấp cần thiết cho thiết bị cất dịch lỏng giàu nên dòng hơi thoát ra từ thiết bị cất dịch lỏng giàu có hàm lượng SO_2 cao hơn so với dòng hơi thoát ra từ hệ thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất mà cần phải được vận hành để đạt được hàm lượng SO_2 ở trạng thái ổn định thấp hơn trong môi trường hấp thụ tái sinh. Vì tỷ phần SO_2 còn lại cần được loại bỏ trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo là tương đối nhỏ, và thể tích dòng dịch lỏng hấp thụ khí nghèo là vừa phải nên nhu cầu năng lượng và dòng hơi của thiết bị cất dịch lỏng nghèo cũng thấp. Do đó, hàm lượng SO_2 của dòng khí kết hợp thoát ra từ hai thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ (dòng này trên Fig.8 có chức năng như là dòng khí xử lý từ thiết bị cất) cũng lớn hơn so với dòng hơi thoát ra từ hệ thiết bị cất duy nhất, như bằng hàm lượng SO_2 của dòng khí thoát ra từ thiết bị cất dịch lỏng giàu ngay cả khi dòng khí thoát ra từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo được hướng toàn bộ đến cửa hơi vào của thiết bị cất dịch lỏng giàu, và khí ra khỏi thiết bị cất nghèo được sử dụng làm nguồn hơi cất cho thiết bị cất dịch lỏng giàu, như trong một phương án được ưu tiên được minh họa trên Fig.8. Sơ đồ này thu hồi thêm lượng gia SO_2 mà được loại bỏ ra khỏi dòng khí trong thiết bị hấp thụ khí nghèo 115, và đạt hiệu suất năng lượng thêm nữa bằng cách sử dụng thành phần hơi của dòng khí/hơi thoát ra từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo làm khí cất cho thiết bị cất dịch lỏng giàu. Lượng gia SO_2 bổ sung mà đã được loại bỏ ra khỏi dòng khí nghèo trong thiết bị hấp thụ hệ nghèo được loại bỏ ra khỏi dịch lỏng nghèo trong thiết bị cất khí nghèo và đi qua thiết bị cất hệ giàu để thu hồi cuối cùng, ví dụ, như là khí bay ra khỏi thiết bị làm nguội/ngưng tụ 125.

Vì hiệu quả kinh tế đạt được trong việc tiêu thụ hơi trong quá trình cất dòng dịch lỏng hấp thụ giàu và dòng dịch lỏng hấp thụ nghèo nên phần ngưng thu được khi làm nguội dòng thoát hơi kết hợp có hàm lượng SO_2 cao tương ứng. Như đã nêu, điều này có thể đòi hỏi tỷ số dòng hơi/dòng ngưng cao hơn ở mức độ nhất định trong thiết bị cất phần ngưng 129 so với trong quy trình mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất được minh họa trên Fig.1. Tuy nhiên, vì thể tích phần ngưng trong quy trình theo Fig.8 là tương đối thấp, và khác biệt hiển nhiên về độ bay hơi giữa SO_2 và nước, nên SO_2 vẫn dễ dàng được loại bỏ ra khỏi phần ngưng ở lưu lượng hơi mà là thấp so với lưu lượng khí nguyên liệu và thành phần SO_2 của nó. Việc nén nhiệt của hơi đỉnh còn góp phần tăng hiệu suất năng lượng. Như được minh họa trên Fig.8, khí xử lý từ thiết bị cất được nén trong máy phun hơi 155, tốt hơn là tăng áp suất khí xử lý từ thiết bị cất đến mức cao hơn từ 12 đến 18 psi so với áp suất tại đỉnh của thiết bị cất dịch lỏng giàu mà áp suất này tốt hơn là nằm trong khoảng từ 16 đến 20 psia.

Các Fig.10 đến 12 minh họa khả năng đạt được mức thu hồi SO_2 85-90% trong thiết bị cất hệ khí giàu ở mức tiêu thụ hơi vừa phải là 5-10 pao hơi/pao SO_2 trong khi đạt được mức thu hồi SO_2 định lượng ở thiết bị cất hệ khí nghèo ở tỷ số hơi/SO_2 cao hơn đáng kể nhưng ở tỷ lệ tiêu thụ hơi tuyệt đối thấp hơn rất nhiều. Tất cả các Fig.10 đến 12 đều phản ánh cách vận hành quy trình trong đó SO_2 được loại bỏ ra khỏi khí nguyên liệu chứa SO_2 với lượng 0,24% thể tích trong mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất. Fig.10 là biểu đồ tuyến tính của lượng SO_2 còn dư trong khí xả từ thiết bị hấp thụ dưới dạng hàm số của tỷ số giữa hơi cấp vào thiết bị cất và SO_2 đi vào thiết bị hấp thụ, trong khi Fig.11 là biểu đồ của lượng SO_2 còn dư theo thang log đối với tỷ số hơi/SO_2 theo thang tuyến tính. Fig.12 là biểu đồ lượng SO_2 còn dư trong khí xả dưới dạng hàm số của hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ, tham biến này tương quan nghịch đảo với tỷ số hơi/SO_2 trên trục hoành của các Fig.10 và 11. Cả hai thông số trên Fig.10 đều là theo thang tuyến tính. Ba biểu đồ này chứng minh rằng: (i) tỷ phần SO_2 lớn có thể được loại bỏ ở mức tiêu thụ hơi thấp trong quy trình bao gồm một mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất nhưng quy trình này vẫn để lại nồng độ SO_2 cao ở mức độ không chấp nhận được trong khí xả; (ii) mức tiêu thụ hơi rất cao trên mỗi đơn vị SO_2 cấp vào là cần thiết trong hệ mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất để khiến cho hàm lượng SO_2 của khí xả giảm đến mức chấp nhận được theo các chuẩn mức phát thải

thông thường; và (iii) các hiện tượng này phản ánh bản chất bậc không phải bậc không của quá trình vận hành phản ứng hấp thụ và cất.

Bằng cách so sánh, hiệu quả chính trong việc tiêu thụ năng lượng và hơi đạt được trong quy trình theo Fig.8 trong đó tải lượng hấp thụ được phân chia giữa mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất khí giàu, được vận hành ở tỷ số thấp giữa hơi phân phối cho thiết bị cất dịch lỏng giàu và SO_2 trong khí nguyên liệu đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu, và mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất khí nghèo vận hành ở tỷ số cao giữa hơi phân phối cho thiết bị cất dịch lỏng nghèo và hàm lượng SO_2 của khí nghèo chảy từ cửa thoát của thiết bị hấp thụ khí giàu đến cửa vào của thiết bị hấp thụ khí nghèo. Các Fig.10 và 11 xác nhận và minh họa bằng biểu đồ rằng, vì tỷ phần lưu huỳnh đioxit cao cho dù tương đối thô được loại bỏ trong thiết bị hấp thụ khí giàu nên hàm lượng SO_2 tương đối cao có thể được cho phép còn lại trong môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh quay trở lại thiết bị hấp thụ khí giàu, do đó cho phép thiết bị cất dịch lỏng giàu được vận hành ở tỷ số hơi/SO_2 cấp vào tương đối thấp, tạo điều kiện cho việc bảo tồn thực đối với hơi trong mạch này. Vì tỷ phần của SO_2 cấp vào còn lại cần được loại bỏ trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo chỉ là rất nhỏ, thậm chí ở hiệu suất rất vừa phải trong quá trình vận hành thiết bị hấp thụ khí giàu, nên tải lượng loại bỏ SO_2 ở thiết bị cất dịch lỏng nghèo là rất thấp. Trong khi tỷ số cao giữa hơi và hàm lượng SO_2 của khí nghèo và dịch lỏng hấp thụ nghèo là cần thiết để tạo ra môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh có khả năng đạt được chuẩn phát thải và/hoặc hiệu suất lưu huỳnh mục tiêu bằng cách loại bỏ SO_2 còn dư trong thiết bị hấp thụ khí nghèo, tốc độ tuyệt đối của dòng hơi cần thiết vào thiết bị cất dịch lỏng nghèo lại thấp vì tải lượng SO_2 rất thấp được áp dụng cho mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất nghèo. Điều này tương ứng với lưu lượng khối thấp của môi trường hấp thụ khí nghèo vào thiết bị hấp thụ khí nghèo, tốc độ hơi từ vừa phải đến thấp tương ứng đi vào thiết bị cất dịch lỏng nghèo, và tỷ số thấp giữa tổng lượng hơi tiêu thụ và hàm lượng SO_2 của khí nguyên liệu cấp vào đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu.

Do đó, ví dụ, để giảm hàm lượng SO_2 đến mức nằm trong khoảng từ 100 đến 200ppm trong khí nghèo 113 trong quy trình được minh họa trên Fig.8, tỷ số giữa hơi đi vào thiết bị cất dịch lỏng giàu và SO_2 đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu cần thiết là nằm trong khoảng từ 4 đến 15 tốt hơn là nằm trong khoảng từ 5 đến 10 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu vào thiết bị hấp thụ khí giàu là nằm trong khoảng từ 1000 đến 2000ppm, nằm trong khoảng từ 2 đến 8 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong

khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2000ppm đến 2% thể tích, nằm trong khoảng từ 1 đến 4 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2% thể tích đến 4% thể tích, và nằm trong khoảng từ 1 đến 3 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu lớn hơn 4% thể tích. Để giảm hàm lượng SO_2 của khí nghèo 113 từ 200ppm đến mức đạt được chuẩn phát thải thông thường là 50ppm trong khí xả 18 ra khỏi thiết bị hấp thụ khí nghèo, tỷ số giữa hơi đi vào thiết bị cất dịch lỏng nghèo và SO_2 đi vào thiết bị hấp thụ khí nghèo phải cao hơn nhiều so với tỷ số tương ứng trong mạch thiết bị hấp thụ/ thiết bị cất khí giàu. Ví dụ, nhu cầu hơi cho thiết bị cất dịch lỏng nghèo thường ít nhất là khoảng 15 pao hơi/pao SO_2 trong khí nghèo, ví dụ, nằm trong khoảng từ 15 đến 100, thông thường hơn nằm trong khoảng từ 10 đến 80 pao hơi/pao SO_2 trong khí nghèo với lượng SO_2 trong khí nghèo đi vào thiết bị hấp thụ khí nghèo là 200ppm, hoặc nằm trong khoảng từ 20 đến 120 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nghèo là 100ppm. Tuy nhiên, vì hàm lượng SO_2 của khí nghèo là rất thấp nên lưu lượng môi trường hấp thụ vào thiết bị hấp thụ khí nghèo cần thiết là tương đối thấp và nhu cầu hơi thực trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo vẫn rất vừa phải, cả về số lượng tuyệt đối và dưới dạng hàm số của hàm lượng SO_2 trong khí nguyên liệu đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu, tức là, nằm trong khoảng từ 0,2 đến 5, thông thường hơn nằm trong khoảng từ 0,2 đến 3 pao trên mỗi pao SO_2 trong khí nguyên liệu.

Hơn nữa, đặc biệt nếu khí từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo 131 được hướng đến thiết bị cất dịch lỏng giàu để có chức năng như là hơi cất cho dịch lỏng hấp thụ giàu, và khí từ thiết bị cất ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu có chức năng như là khí xử lý từ thiết bị cất mà cung cấp năng lượng để tạo ra hơi cất trong thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất 125, thì tổng nhu cầu hơi thực không lớn hơn nhu cầu hơi cho một mình thiết bị cất khí giàu, tức là, nằm trong khoảng từ 4 đến 14 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu vào thiết bị hấp thụ khí giàu là nằm trong khoảng từ 1000 đến 2000ppm, nằm trong khoảng từ 2 đến 8 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2000ppm đến 2% thể tích, nằm trong khoảng từ 1 đến 4 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2% thể tích đến 4% thể tích, và nằm trong khoảng từ 1 đến 3 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu lớn hơn 4% thể tích.

Thông thường hơn, hàm lượng SO_2 hoặc khí tạp khác có trong dòng khí được giảm xuống một đến ba bậc đại lượng trong thiết bị hấp thụ khí giàu và một đến ba bậc

đại lượng khác trong thiết bị hấp thụ khí nghèo, dẫn đến mức giảm chung là ba đến sáu bậc đại lượng trên toàn hệ hấp thụ giàu/nghèo. Sự tiêu thụ hơi thay đổi chỉ ở mức vừa phải theo mức độ mà hàm lượng khí tạp của dòng khí được giảm xuống. Ở nồng độ SO_2 trong khí nguyên liệu thấp, ví dụ, từ 1000 đến 2000ppm, nhu cầu hơi để giảm hàm lượng SO_2 khoảng 3 đến 5 bậc đại lượng nằm trong khoảng từ 5 đến 15, hoặc nằm trong khoảng từ 7 đến 12 pao hơi/pao SO_2 được loại bỏ; ở nồng độ SO_2 trong khí nguyên liệu cao hơn ở mức nhất định, tức là, từ 2000ppm đến 2% thể tích, nhu cầu hơi để có sự giảm hàm lượng SO_2 ở mức cân xứng giống như vậy thay đổi nằm trong khoảng từ 3 đến 10, hoặc nằm trong khoảng từ 3 đến 8 pao hơi/pao SO_2 được loại bỏ; ở nồng độ SO_2 từ 2 đến 4% thể tích trong khí nguyên liệu, mức giảm cân xứng giống như vậy yêu cầu từ 2 đến 4 hoặc từ 2,5 đến 4 pao hơi/pao SO_2 được loại bỏ; ở nồng độ SO_2 nằm trong khoảng từ 4 đến 20% thể tích trong khí nguyên liệu, nhu cầu hơi rơi vào khoảng từ 1 đến 3,5, hoặc từ 2 đến 3,5 pao hơi/pao SO_2 được loại bỏ; ở nồng độ SO_2 nằm trong khoảng từ 20 đến 40% thể tích trong khí nguyên liệu, nhu cầu hơi nằm trong khoảng từ 1 đến 3, hoặc nằm trong khoảng từ 0,8 đến 2,5 pao hơi/pao SO_2 được loại bỏ; và ở nồng độ SO_2 $\geq$40% thể tích trong khí nguyên liệu, nhu cầu hơi chỉ nằm trong khoảng từ 0,8 đến 2,5 hoặc nằm trong khoảng từ 0,5 đến 2,5 pao hơi/pao SO_2 được loại bỏ. Trong mỗi trường hợp, dòng SO_2 được thu hồi có hàm lượng SO_2 gấp từ 2 đến 20 lần hoặc cao hơn thế so với nồng độ SO_2 trong khí nguyên liệu. Đối với các dòng thoát chứa SO_2 thông thường như khí thải từ nhà máy sản xuất axit sulfuric tiếp xúc hấp thụ kép, quy trình giàu/nghèo sử dụng chất hấp thụ malat có thể tạo ra một cách kinh tế khí xả từ thiết bị hấp thụ nghèo có hàm lượng SO_2 còn dư <5ppm thể tích, hoặc thậm chí là <1ppm thể tích.

Như nêu trên, (tổng) nhu cầu hơi thực bao gồm tổng toàn bộ hơi được cung cấp cho quy trình từ nguồn bên ngoài, bao gồm: (i) hơi cất cho thiết bị cất dịch lỏng giàu; (ii) hơi cất cho thiết bị cất dịch lỏng nghèo; (iii) hơi cất cho phần ngưng thu được trong quá trình làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất; và (iv) hơi cho máy phun hơi để nén khí xử lý từ thiết bị cất giữa cửa thoát của (các) thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ và thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất, thiết bị này có chức năng như là nồi hơi để tạo ra hơi cất dịch lỏng hấp thụ, và/hoặc máy phun hơi để nén hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất để sử dụng làm hơi cất trong một hoặc nhiều thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ.

Fig.9 minh họa quy trình được vận hành chính xác theo nguyên tắc tương tự, theo các thông số tương tự, dựa vào sơ đồ tương tự, và sử dụng thiết bị tương tự như được vẽ và mô tả trên Fig.8, ngoại trừ việc thay vì nén khí xử lý từ thiết bị cất như được minh họa trên Fig.8, quy trình theo Fig.9 nén hơi được tạo ra trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất 125 theo cách chính xác là tương tự như quy trình theo Fig.2 như nêu trên. Liên quan đến cả Fig.2 và Fig.9, người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực này sẽ hiểu rằng, mặc dù nén hơi là cách thay thế cho nén khí từ thiết bị cất nhưng hai cách này không phải là loại trừ lẫn nhau. Do đó, sáng chế bao gồm hệ hỗn hợp kết hợp cách nén khí từ thiết bị cất theo Fig.1 và 8 với cách nén hơi theo Fig.2 và 9.

Các mạch hấp thụ/cất giàu/nghèo nối tiếp tạo lợi thế lớn nhất khi bước hấp thụ bao gồm phản ứng hóa học, cụ thể hơn là, khi phản ứng hấp thụ có bậc không phải bậc không, dẫn đến các đường vận hành không tuyến tính (biên dạng hàm lượng SO_2 khí và lỏng dọc theo đường chảy của dịch lỏng qua thiết bị hấp thụ) với độ dốc đặc biệt nhọn ở khu vực của thiết bị hấp thụ gần cửa khí vào như được minh họa gián tiếp, ví dụ, trên Fig.10 và 11. Quy trình nối tiếp cũng có thể được sử dụng trong các quy trình hấp thụ mà không có phản ứng hóa học, nhưng trong hầu hết các quy trình này, đường vận hành thiết bị hấp thụ là tuyến tính hơn và mức tiết kiệm tiêu thụ hơi là không lớn.

Dựa vào phần mô tả được cung cấp ở đây, người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực này sẽ hiểu rõ rằng việc hấp thụ và thu hồi khí tạp có thể được thực hiện trong quy trình bao gồm nhiều hơn hai mạch hấp thụ/cất nối tiếp. Trong nhiều nếu không phải là hầu hết các trường hợp, sự tiết kiệm hơi gia tăng mà có thể đạt được theo cách này có thể là sai nếu dùng để xác nhận chi phí vốn đầu tư bổ sung cần thiết. Tuy nhiên, trường hợp nếu nồng độ tạp chất trong nguồn khí là đặc biệt cao và mức xuất phát từ bậc không trong phản ứng hấp thụ là đặc biệt lớn, thì việc sử dụng ba hoặc hoặc thậm chí nhiều hơn ba mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất nối tiếp có thể là đáng giá. Việc định tuyến dòng hơi/khí từ thiết bị cất theo chuỗi từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo nhất đến thiết bị cất dịch lỏng dần dần giàu hơn có thể cung cấp lợi thế bổ sung, mặc dù tổn thất nhiệt có thể, là một vấn đề thực tiễn, đòi hỏi hơi bổ sung.

Các sơ đồ quy trình khác có thể được thực hiện theo các nguyên tắc mà dựa vào đó quy trình giàu/nghèo theo sáng chế được xác nhận.

Trong quá trình thực hiện khái niệm hấp thụ giàu/nghèo, quy trình nêu trên vận hành ở tỷ số L/G tương đối thấp và thường còn ở tỷ số giữa chất hấp thụ và khí tạp đầu vào tương đối thấp trong thiết bị hấp thụ khí giàu, do đó dẫn đến nồng độ tạp chất tương đối cao trong dịch lỏng hấp thụ giàu. Nồng độ tạp chất cao trong pha lỏng tạo ra lực dẫn động đáng kể cho quá trình giải hấp trong thiết bị cất dịch lỏng giàu, và nhờ đó dẫn đến mức thu hồi đáng kể khí tạp ở tỷ số tương đối thấp giữa hơi cất và khí tạp đi vào thiết bị hấp thụ.

Nếu quy trình hấp thụ bao gồm phản ứng axit/bazơ thì tham biến khác mà tác động đến sự phân bố cân bằng tạp chất giữa pha lỏng và pha hơi trong thiết bị cất dịch lỏng giàu là độ pH của dịch lỏng hấp thụ giàu. Như được áp dụng cho quy trình hấp thụ các khí axit, cần phải hiểu rằng các phản ứng "axit/bazơ" bao gồm phản ứng giữa khí axit và chất hấp thụ mà có thể không nhất thiết phải là kiềm, nhưng có pK_a về cơ bản là cao hơn pK_a của axit mà khí tạp là anhydrit của nó, hoặc phản ứng giữa khí ái nhân và chất hấp thụ mà có thể không nhất thiết phải là axit nhưng có pK_a thấp hơn pK_a của dung dịch kiềm mà tạp chất ái nhân là anhydrit của nó. Việc điều chỉnh độ pH cũng áp dụng cho các phản ứng này.

Ví dụ, trong quy trình hấp thụ SO_2 sử dụng chất hấp thụ như axit malic hoặc muối malat, độ pH của dịch lỏng hấp thụ giàu tác động đến sự phân bố cân bằng SO_2 giữa pha lỏng và pha hơi trong thiết bị cất dịch lỏng giàu. Nếu độ pH giảm thì cân bằng được biến đổi để phân bố tỷ phần SO_2 tương đối cao hơn sang pha khí ở nồng độ SO_2 và chất hấp thụ nhất định trong pha lỏng. Do đó, ở thành phần khí đầu vào, L/G, và tỷ số chất hấp thụ/SO_2 nhất định trong thiết bị hấp thụ, mức tiêu thụ hơi cần thiết để loại bỏ và thu hồi tỷ phần SO_2 nhất định trong thiết bị cất dịch lỏng giàu sẽ thay đổi trực tiếp tùy theo độ pH của dịch lỏng hấp thụ giàu ra khỏi thiết bị hấp thụ và đi vào thiết bị cất, tương tự như vậy đối với mức tiêu thụ hơi cần thiết để đạt được nồng độ SO_2 tương tự ngược lại trong dòng khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu.

Tác động này được minh họa trên Fig.14. Đường cong được xác định bằng các điểm số liệu hình tròn minh họa mối quan hệ giữa độ pH của dịch lỏng hấp thụ ra khỏi thiết bị hấp thụ và hơi được tiêu thụ trong thiết bị cất để loại bỏ lượng SO_2 đủ ra khỏi dịch lỏng hấp thụ tái sinh đến mức mà khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu có hàm lượng SO_2 là 450ppm thể tích. Đường cong được xác định bằng các điểm số liệu

hình tam giác thể hiện biểu đồ của, dưới dạng hàm số của độ pH, tỷ số hơi/SO_2 cần thiết để giảm hàm lượng SO_2 của dòng khí nghèo đến mức 200ppm, đường cong được xác định bằng các điểm số liệu hình thoi thể hiện biểu đồ của tỷ số hơi/SO_2 theo độ pH cần thiết để giảm hàm lượng SO_2 của dòng khí nghèo đến mức 100ppm, và đường cong được xác định bằng các điểm số liệu hình ngôi sao thể hiện biểu đồ của tỷ số hơi/SO_2 theo độ pH cần thiết để giảm hàm lượng SO_2 của dòng khí nghèo đến mức 17ppm. Dựa trên các mối quan hệ được minh họa bằng các biểu đồ số liệu trên Fig.14, độ pH của môi trường hấp thụ có thể được tối ưu hóa trong cả hệ thống hấp thụ trong đó các mạch thiết bị hấp thụ thiết bị cất giàu và nghèo là nối tiếp, hoặc trong hệ thống hấp thụ chuẩn bao gồm thiết bị hấp thụ và thiết bị cất duy nhất.

Trong quy trình chỉ bao gồm mạch hấp thụ và cất duy nhất, tác động có lợi của độ pH thấp trong dịch lỏng hấp thụ giàu đối với hiệu suất của thiết bị cất cũng đi kèm với cái giá nhất định vì nó thường tương quan với độ pH thấp trong môi trường hấp thụ tái sinh đi vào thiết bị hấp thụ, ít nhất trong trường hợp không có các biện pháp để kiểm soát một cách độc lập độ pH bằng cách cấp axit vào trong thiết bị hấp thụ và bù đắp lượng gia bazơ vào môi trường hấp thụ tái sinh được quay trở lại thiết bị hấp thụ. Độ pH thấp trong môi trường hấp thụ tái sinh làm giảm cận biên hiệu suất hấp thụ trong thiết bị hấp thụ khí giàu. Việc duy trì hiệu suất hấp thụ bằng cách kiểm soát một cách độc lập độ pH ở phân đoạn trên và phân đoạn dưới của thiết bị hấp thụ là khả thi và nằm trong phạm vi của sáng chế như là cách thức vận hành tùy ý, nhưng nó cũng đi kèm với cái giá nhất định trong việc tiêu thụ nguyên liệu axit và kiềm để điều chỉnh độ pH.

Các biểu đồ được vẽ trên Fig.14 không phản ánh sự điều chỉnh độ pH độc lập mà gộp lại tác động có lợi của độ pH thấp đối với hiệu suất cất và tác động có hại kém hơn đối với hiệu suất hấp thụ. Do đó, theo sáng chế, đã phát hiện được rằng, trong khoảng tối ưu như được thể hiện trên Fig.14, độ pH có thể được phép điều chỉnh đến mức tại đó tác động có lợi đối với sự tiêu thụ hơi trong thiết bị cất dịch lỏng giàu là nhiều hơn tác động có hại đối với hiệu suất hấp thụ kém hơn trong thiết bị hấp thụ khí giàu, và lợi thế này đạt được bằng cách khiến cho độ pH nằm ở trị số ưu tiên mà không cần bổ sung axit vào thiết bị hấp thụ hoặc bù đắp lượng gia bazơ vào môi trường hấp thụ tái sinh. Ví dụ, đối với mục tiêu phát thải khỏi thiết bị hấp thụ là 200ppm, mức tiêu thụ hơi cần thiết trên mỗi đơn vị khối lượng SO_2 có thể được giảm từ >10:1 đến khoảng 7:1 bằng

cách điều chỉnh độ pH ở trạng thái ổn định của môi trường hấp thụ ở phần dưới của thiết bị hấp thụ từ trị số bằng 4,5 đến trị số bằng 4,0. Hiệu quả kinh tế thậm chí lớn hơn có thể đạt được về mặt lý thuyết bằng cách cho phép độ pH ở trạng thái ổn định được điều chỉnh đến trị số nằm trong khoảng từ 3,6 đến 3,8. Sự hội tụ của các đường cong chỉ ra rằng, trong mạch hấp thụ và cất duy nhất, có thể cần thiết phải gia tăng một cách đáng kể dòng dung môi để đảm bảo loại bỏ một cách thích hợp SO_2 trong thiết bị hấp thụ trong khi tính đến ưu điểm của mối quan hệ được chỉ ra bằng cách giảm độ pH đến mức tại đó tỷ số hơi cần thiết/SO_2 giảm xuống đáng kể dưới mức khoảng bằng 7 đối với hệ thống nhất định mà Fig.14 được dựa trên đó. Tuy nhiên, trong hệ thống giàu/nghèo, thiết bị hấp thụ khí nghèo có thể vận hành một cách ổn định ở tỷ số L/G không đổi và hàm lượng chất hấp thụ của môi trường hấp thụ không đổi thậm chí trong điều kiện hàm lượng khí tạp đầu vào thay đổi một cách ngẫu nhiên trong khoảng được xác định bằng các trị số khác được chỉ ra trên Fig.14.

Do đó, mặc dù việc tối ưu hóa độ pH có thể đem lại lợi ích trong việc tiêu thụ hơi trong quy trình bao gồm một mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất, nhưng lợi ích bổ sung đáng kể của các mối quan hệ được minh họa trên Fig.14 cũng có thể đạt được trong quy trình có các mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất giàu và nghèo nối tiếp, như được thể hiện, ví dụ, trên Fig.8. Trong hệ thống mạch hấp thụ/cất duy nhất mà Fig.14 có nguồn gốc từ đó, độ pH của phần dưới của thiết bị hấp thụ có thể được thiết lập hoặc được cho phép điều chỉnh đến trị số trong khoảng từ 4,0 đến 4,2 và hơi vào thiết bị cất được đặt ở tỷ số hơi/SO_2 cấp vào nằm trong khoảng mà thay đổi tùy thuộc vào hàm lượng SO_2 của khí nguyên liệu và mức phát thải mục tiêu, nhưng thường có thể nằm trong khoảng từ 2 đến 10 pao hơi/pao SO_2. Theo cách vận hành này, lượng SO_2 còn dư chính xác trong dòng khí nghèo có thể bay hơi một chút, nhưng là bay hơi trong khoảng tương đối thấp từ đó thiết bị hấp thụ khí nghèo có thể giảm thêm hàm lượng SO_2 đến mức thấp đặc biệt mà thỏa mãn được quy định nghiêm ngặt nhất về môi trường.

Mối quan hệ đặc trưng giữa độ pH và mức phát thải khí tạp như được minh họa trên Fig.14 là đặc trưng đối với hệ thống hấp thụ SO_2 sử dụng chất hấp thụ bao gồm axit malic hoặc muối malat. Tuy nhiên, các mối quan hệ tương tự cũng có thể áp dụng cho các hệ thống hấp thụ khác mà bao gồm phản ứng axit/bazơ như, ví dụ, hệ thống thu hồi H_2S sử dụng chất hấp thụ amin hoặc thu hồi amoniac sử dụng chất hấp thụ axit. Trong

trường hợp amoniac, mức tiêu thụ hơi có thể được giảm xuống bằng cách gia tăng biên thay vì giảm độ pH của môi trường hấp thụ.

Như đã nêu, khái niệm điều chỉnh độ pH có thể được áp dụng để tối ưu hóa việc vận hành hệ thống hấp thụ bao gồm phản ứng hấp thụ axit/bazơ trong mạch thiết bị hấp thụ và thiết bị cất duy nhất. Trong mạch đơn hoặc mạch hấp thụ cất khí giàu của hệ giàu/nghèo, độ pH của môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ được điều chỉnh đến trị số khác với độ pH mà tạo ra sự cân bằng tốt nhất cho sự hấp thụ nhưng tại trị số này mức tiêu thụ hơi trong thiết bị cất để giảm hàm lượng khí tạp của môi trường hấp thụ tái sinh đến mức mục tiêu là thấp hơn so với mức tiêu thụ hơi để giảm hàm lượng khí tạp của môi trường hấp thụ tái sinh đến mức này với quy trình vận hành so sánh với quy trình vận hành trong đó độ pH của môi trường hấp thụ được duy trì ở trị số mà tạo ra sự cân bằng tốt nhất cho sự hấp thụ. Kết quả là, hàm lượng khí tạp của khí ra khỏi thiết bị hấp thụ có thể không cao hơn đáng kể, và đối với các hệ axit/bazơ nhất định, không cao hơn hàm lượng tạp chất của khí thoát trong hệ thống so sánh tương đương.

Tốt hơn là, dòng khí chảy một cách ngược dòng với dòng môi trường hấp thụ khí trong thiết bị hấp thụ khí, và độ pH của môi trường hấp thụ ở đáy của thiết bị hấp thụ được điều chỉnh đến trị số khác với độ pH mà tạo ra cân bằng tốt nhất cho sự hấp thụ. Thông thường hơn là, độ pH được điều chỉnh đến trị số mong muốn trong khu vực của thiết bị hấp thụ mà từ đó dịch lỏng hấp thụ được lấy ra. Việc tối ưu hóa thông thường có thể xác định độ pH cho khu vực này tại đó lợi ích của việc tiêu thụ hơi giảm vượt trên sự bất lợi bất kỳ do sự tổn thất biên của hiệu suất hấp thụ. Trong một số hệ thống, và đặc biệt trong các hệ thống giàu/nghèo trong đó sự tổn thất hiệu suất hấp thụ trong thiết bị hấp thụ khí giàu có thể dễ dàng được bù đắp bằng cách thiết kế và/hoặc vận hành thiết bị hấp thụ khí nghèo, lợi ích của việc tiêu thụ hơi giảm là không cân xứng với bất lợi, nếu có, đối với hiệu suất hấp thụ.

Nếu khí tạp bao gồm khí axit như SO_2 hoặc H_2S thì môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ, và đặc biệt nhất là ở đáy của thiết bị hấp thụ ngược dòng, tốt hơn là được điều chỉnh để có độ pH thấp hơn độ pH mà tạo ra cân bằng tốt nhất cho sự hấp thụ. Nếu khí tạp bao gồm khí kiềm như amoniac thì môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ tốt hơn là được điều chỉnh đến độ pH cao hơn độ pH mà tạo ra cân bằng tốt nhất cho sự hấp thụ.

Chất hấp thụ ví dụ đối với các khí axit bao gồm axit malic và các muối malat để hấp thụ SO_2 và các amin để hấp thụ H_2S. Nếu SO_2 được thu hồi bằng cách sử dụng chất hấp thụ bao gồm axit malic hoặc muối malat thì độ pH của môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ gần kề cửa thoát chất lỏng hấp thụ được duy trì, ví dụ, ở trị số nằm trong khoảng từ 3,4 đến 4,2, hoặc nằm trong khoảng từ 3,4 đến 4,0, hoặc nằm trong khoảng từ 3,5 đến 3,9, hoặc nằm trong khoảng từ 3,6 đến 3,8, hoặc nằm trong khoảng từ 3,7 đến 3,85 hoặc nằm trong khoảng từ 4,0 đến 4,2. Trong hệ giàu/nghèo, độ pH của môi trường hấp thụ muối malat trong thiết bị hấp thụ khí giàu tốt nhất là được duy trì trong khoảng từ 3,4 đến 4,2. Trong quá trình khởi động, độ pH ban đầu tốt hơn là được thiết lập ở trị số nằm trong khoảng từ 3,2 đến 3,6 bằng cách bổ sung cân xứng nguyên liệu axit malic và kiềm như NaOH hoặc KOH.

Như là một yếu tố của việc kiểm soát quy trình, có thể tốt hơn nếu tham biến kiểm soát là độ pH của môi trường hấp thụ tái sinh ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ, vì được điều chỉnh tùy ý bằng cách bổ sung kiềm và malat vào dòng này trước khi nó được quay trở lại thiết bị hấp thụ. Mặc dù độ pH này có thể thay đổi so với độ pH của dịch lỏng hấp thụ ở cửa thoát của thiết bị hấp thụ, nhưng khoảng trị số pH được ưu tiên như được tổng kết ngay trên đây cũng được áp dụng cho môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh.

Nếu độ pH của môi trường hấp thụ được duy trì trong khoảng được ưu tiên nêu trên thì mức độ tiêu thụ hơi trong thiết bị cất để đạt được mức SO_2 thích hợp trong môi trường hấp thụ tái sinh có thể không lớn hơn 7,5 pao, hoặc nằm trong khoảng từ 4,8 đến 7,5 pao hoặc nằm trong khoảng từ 5,0 đến 7,0 pao trên mỗi pao SO_2 được loại bỏ ra khỏi pha lỏng trong thiết bị cất của quy trình bao gồm một mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất. Như được minh họa trên Fig.14, mức SO_2 thích hợp trong môi trường hấp thụ tái sinh có thể là mức sao cho đạt được dòng khí ra khỏi thiết bị hấp thụ có hàm lượng SO_2 nhỏ hơn 450ppm, hoặc nhỏ hơn 200ppm, hoặc nhỏ hơn 100ppm, hoặc thậm chí là nhỏ hơn 17ppm. Thông thường là, mức SO_2 450ppm trong khí ra khỏi thiết bị hấp thụ sẽ là chấp nhận được trong quy trình vận hành các hệ thống hấp thụ giàu/nghèo mới theo sáng chế như được minh họa, ví dụ, trên Fig.8. Tuy nhiên, tùy thuộc vào thể tích của khí, chế độ điều chỉnh và các yếu tố khác, mức SO_2 là 200ppm hoặc 100ppm có thể chấp nhận được làm dòng khí thoát xả cuối cùng, và mức SO_2 không lớn hơn 17ppm sẽ có thể chấp nhận được trong phần lớn các trường hợp.

Nếu độ pH của môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ khí giàu của hệ giàu/nghèo được điều chỉnh để giảm mức tiêu thụ hơi thì độ pH gần với trị số tối ưu cho cân bằng khí/lỏng tốt hơn là được thiết lập và duy trì trong thiết bị hấp thụ khí nghèo mà tại đó mức tiêu thụ hơi là tương đối thấp trong trường hợp bất kỳ vì hàm lượng khí axit rất thấp của dịch lỏng hấp thụ nghèo không gây ra nhu cầu hơi cao bất kể độ pH ở trị số nào. Do đó, ví dụ, trong hệ thống để thu hồi SO_2 sử dụng chất hấp thụ malat, độ pH của môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ khí nghèo có thể được duy trì một cách thuận lợi ở mức cao hơn từ 0,1 đến 0,5 đơn vị so với độ pH trong thiết bị hấp thụ giàu. Nhằm mục đích kiểm soát quy trình, khoảng chênh lệch giống như vậy được áp dụng cho mức chênh lệch giữa độ pH của môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh và độ pH của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh, và cả mức chênh lệch về độ pH giữa dịch lỏng hấp thụ nghèo và dịch lỏng hấp thụ giàu cũng vậy. Trong hệ thống malat, độ pH trong thiết bị hấp thụ nghèo tốt hơn là nằm trong khoảng từ 3,8 đến 4,4.

Nếu độ pH trong thiết bị hấp thụ được điều chỉnh khác nhiều so với độ pH tối ưu để tối thiểu hóa mức tiêu thụ hơi ở thiết bị cất thì sự hy sinh hiệu suất hấp thụ cũng có thể được đền bù bằng cách bổ sung các đơn vị truyền khối vào thiết bị hấp thụ, tức là, bằng cách bổ sung các đĩa hoặc độ cao được nhồi.

Mặc dù việc điều chỉnh độ pH của môi trường hấp thụ có thể đòi hỏi gia tăng lượng gia axit hoặc bazơ được bổ sung vào hệ thống nhưng điều này không nhất thiết là sự thực. Ở các hệ thống trong đó độ pH có xu hướng bị cuốn đi theo hướng khác với hướng mà phổ biến ở trạng thái cân bằng khí/lỏng tối ưu, ví dụ, do kết quả của sự tạo thành các sulfat trong mạch loại bỏ SO_2, axit hoặc bazơ có thể cần thiết phải được bổ sung vào để ngăn chặn độ pH bị cuốn đi quá xa theo hướng đó. Ví dụ, kiềm như NaOH đều đặn được bổ sung vào trong quá trình vận hành môi trường hấp thụ malat cho SO_2. Theo cách vận hành này, việc điều chỉnh đến độ pH mà không tối ưu cho việc hấp thụ nhưng đáng giá trong việc tiêu thụ hơi có thể được thực hiện bằng cách chỉ bỏ qua việc bổ sung axit hoặc bazơ, hoặc bổ sung axit hoặc bazơ ở mức dưới tỷ lượng cho đến khi đạt được độ pH mong muốn, tại điểm đó việc bổ sung có thể được bắt đầu lại ở tốc độ tỷ lượng để bảo toàn độ pH ở trạng thái ổn định ở mức mong muốn.

Lợi ích của việc duy trì độ pH của pha nước trong thiết bị cất ở mức tương đối thấp được minh họa thêm trên các Fig.15-26, các Fig này chứng minh bằng đồ thị các

cơ hội để gia tăng hiệu suất của việc loại bỏ tạp chất, nhờ đó đạt được mức phát thải khí tạp thấp với mức tiêu thụ hơi cất tối thiểu.

Trong hệ giàu/nghèo, việc kiểm soát tối ưu độ pH của môi trường hấp thụ tạo điều kiện đạt được mức phát thải nhất định, tức là, nồng độ khí tạp trong khí xả từ thiết bị hấp thụ khí nghèo ở mức nhất định, với mức tiêu thụ hơi cất tối thiểu và/hoặc với mức phát thải khí tạp còn dư tối thiểu trong khí xả từ thiết bị hấp thụ nghèo ở tốc độ cấp hơi nhất định vào thiết bị cất. Nếu khí tạp chứa lưu huỳnh đioxit và môi trường hấp thụ chứa dung dịch nước chứa ion malat thì đã phát hiện ra rằng hiệu năng gần tối ưu có thể đạt được nếu môi trường hấp thụ khí giàu chứa ion malat với lượng nằm trong khoảng từ 5 đến 30% trọng lượng, tỷ số hyđroxit kim loại kiềm/axit malic là nằm trong khoảng nêu trên, và tỷ số giữa dòng thành phần hoạt tính của chất hấp thụ đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu và SO_2 đi vào thiết bị hấp thụ nằm trong khoảng từ 1 đến 20, hoặc nằm trong khoảng từ 2 đến 15, hoặc nằm trong khoảng từ 2,5 đến 12. Tỷ số này được chuyển thành tỷ số L/G ở đáy của thiết bị hấp thụ khí giàu với các thay đổi của hàm lượng SO_2 của khí cấp vào như được phản ánh trong Bảng A dưới đây.

Hàm lượng ion malat của môi trường hấp thụ khí nghèo tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 5 đến 35% trọng lượng. Nếu hàm lượng ion malat rơi vào khoảng này thì đã phát hiện ra rằng hiệu năng gần tối ưu có thể đạt được nếu tỷ số hyđroxit kim loại kiềm/axit malic được kiểm soát dưới dạng hàm số của malat và hàm lượng sulfat của môi trường hấp thụ tái sinh, và tỷ số giữa lưu lượng mol chất hấp thụ đi vào thiết bị hấp thụ khí nghèo và SO_2 đi vào thiết bị hấp thụ nằm trong khoảng từ 1 đến 15 hoặc nằm trong khoảng từ 2,5 đến 12. Tỷ số này được chuyển thành tỷ số L/G ở đáy của thiết bị hấp thụ khí nghèo với các thay đổi của hàm lượng SO_2 của khí cấp vào như được phản ánh trong Bảng Z dưới đây. Thông thường, chênh lệch tối ưu giữa độ pH ở đáy (cửa thoát pha lỏng) của thiết bị cất dịch lỏng nghèo và độ pH ở đáy của thiết bị cất dịch lỏng giàu nằm trong khoảng từ 0,2 đến 0,4.

Bảng A

[SO_2] cấp vào, % thể tích	Vị trí	L/G khí giàu x 0,2/[malat][(a)]	L/G khí nghèo x 0,2/[malat][(a)]
30-50%	đáy cột	10-20	1,5-3,5

[SO_2] cấp vào, % thể tích	Vị trí	L/G khí giàu x 0,2/[malat][(a)]	L/G khí nghèo x 0,2/[malat][(a)]
	đỉnh cột	25-50	1,5-3,5
15-30%	đáy cột	5-15	0,8-2,0
	đỉnh cột	8-16	0,8-2,0
5-15%	đáy cột	3-8	0,5-1,5
	đỉnh cột	3-10	0,5-1,5
2-5%	đáy cột	0,8-2,0	0,3-1,0
	đỉnh cột	0,8-2,0	0,3-1,0
0,2-2%	đáy cột	0,2-1,0	0,15-0,4
	đỉnh cột	0,2-1,0	0,15-0,4
0,01-0,2%	đáy cột	0,05-0,2	0,1-0,3
	đỉnh cột	0,05-0,1	0,1-0,3

Trị số L/G được nhập vào bảng này là đối với quy trình trong đó môi trường hấp thụ chứa 20% trọng lượng Na malat; Theo mối quan hệ được biểu hiện ở đề mục này, L/G sẽ được điều chỉnh một cách cân xứng theo sự thay đổi của hàm lượng malat

Liên quan đến các hình vẽ, Fig.15 mô tả hiệu năng của mạch hấp thụ và cất duy nhất dùng cho khí nguyên liệu chứa SO_2 với lượng 2400ppm thể tích sử dụng môi trường nước hấp thụ chứa chất rắn với lượng 20% trọng lượng, tức là, Na malat với lượng 20% trọng lượng. Cần phải hiểu rằng vì tỷ số giữa kiềm và axit malic thường lớn hơn một, lượng chất rắn 20% thực tế là bao gồm hỗn hợp của các ion Na^+, các ion malat, và các ion hydroxyl tự do. Vì tỷ số kiềm/malic được đẩy về hướng bằng 1,0 nên phần các ion bimalat cũng có mặt. Nhưng thành phần này chỉ chiếm khoảng 20% trọng lượng natri malat. Hai mối quan hệ được dựng biểu đồ trên Fig.15. Đường cong được dựa trên các điểm số liệu hình thoi là biểu đồ của mức tiêu thụ hơi trên mỗi pao SO_2

trong dòng khí cấp vào cần thiết để đạt được nồng độ khí tạp nhất định trong khí xả từ thiết bị hấp thụ khí nghèo, trong trường hợp này là 1ppm thể tích. Đường cong được dựa trên các điểm số liệu hình vuông là biểu đồ của tỷ số hơi/SO_2 dưới dạng hàm số của tỷ số lưu lượng dung môi/SO_2 trong khí nguyên liệu, tức là

$$\frac{L/G}{[\text{hàm lượng } SO_2 \text{ của khí nguyên liệu}]}$$

Từ đường cong thứ nhất, có thể thấy rằng nhu cầu hơi duy trì về cơ bản là không đổi ở mức tối thiểu, trong trường hợp này là 5 pao hơi/pao SO_2 trong khí cấp vào, trên khoảng tỷ số kiềm/axit malic tương đối rộng, tức là từ 1,0 đến khoảng 1,4. Hiệu năng thỏa đáng một cách hợp lý đạt được thậm chí lên tới tỷ số khoảng 1,45. Do đó, như được minh họa trên Fig.16, phản ánh hiệu năng trong điều kiện giống như Fig.15, hiệu suất hơi có ích được bảo toàn trong khoảng vừa phải của độ pH của môi trường hấp thụ tái sinh như được đo ở đáy (cửa thoát chất lỏng) của thiết bị cất dịch lỏng giàu, tức là, từ độ pH bằng 3,5 đến độ pH khá cao bằng 4,0.

Đường cong thứ hai trên Fig.15 là biểu đồ phản ánh tác động của tỷ số chất hấp thụ/SO_2 khi được kiểm soát bằng L/G ở hàm lượng chất hấp thụ không đổi là 20% trọng lượng trong môi trường hấp thụ. Ở mức (L/G)/[hàm lượng SO_2 của khí nguyên liệu] nằm trong khoảng từ 130 xuống tới 50, tức là, tỷ số L/G khoảng bằng từ 0,3 đến 0,12, tương đương với tỷ số mol chất hấp thụ/SO_2 nằm trong khoảng từ 11 đến 3, nhu cầu hơi đủ để đạt được mức 1ppm trong khí xả ra khỏi thiết bị hấp thụ khí nghèo duy trì hầu như là không đổi ở mức 5 pao hơi/pao SO_2. Khi tỷ số L/G rơi xuống dưới 0,12, tức là, thông số (L/G)/[hàm lượng SO_2 của khí nguyên liệu] rơi xuống dưới 50, nhu cầu hơi tăng mạnh do lực dẫn động không đủ cho sự truyền khối trong thiết bị hấp thụ.

Fig.17 là biểu đồ của độ pH của môi trường hấp thụ tái sinh ra khỏi thiết bị cất và mức phát thải SO_2 ra khỏi thiết bị hấp thụ theo tỷ số kiềm/axit malic trong môi trường hấp thụ, trong mỗi trường hợp dựa trên mô hình toán học của quy trình. Phép chiếu này dựa trên hàm lượng chất rắn là 20% trong môi trường nước hấp thụ, thông số (L/G) của thiết bị hấp thụ/[hàm lượng SO_2 của khí] = 80 pao/pao, và tỷ số hơi/SO_2 cố định là 6 pao/pao Có thể thấy rằng mức tối ưu rõ rệt (tối thiểu) đối với nhu cầu hơi được dự đoán ở tỷ số kiềm/malic trong vùng từ 1,20 đến 1,25, tương đương với độ pH dưới 3,8 một chút. Ở độ pH thấp hơn, hiệu suất của thiết bị hấp thụ giảm đi. Nhưng Fig.17

cũng minh họa rằng chất lượng của khí xả giảm do tỷ số kiềm/malic tăng đáng kể trên 1,25. Mặc dù môi trường hấp thụ có độ pH cao hơn có ái lực cao hơn đối với tạp khí axit (SO_2) nhưng khả năng của thiết bị cất trong việc loại bỏ SO_2 ra khỏi pha khí lại bắt đầu giảm đột ngột khi độ pH tăng trên mức 3,8 được chỉ ra ở điểm nồng độ SO_2 tối thiểu trong dòng khí xả. Đã phát hiện ra rằng khả năng của quy trình trong việc đạt được mức phát thải đặc biệt thấp là khá nhạy với hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ tái sinh mà được quay trở lại thiết bị hấp thụ khí giàu.

Fig.18 thể hiện biểu đồ của số liệu từ quy trình vận hành thực tế ở tỷ số L/G = 80 pao/pao và tỷ số hơi/SO_2 là 6 pao/pao được phủ lên trên các đường cong trên Fig.17. Như đối với đường cong thu được từ mô hình, số liệu thực tế phản ánh mức phát thải SO_2 tối thiểu ở tỷ số kiềm/malic nằm trong khoảng từ 1,2 đến 1,3. Mức tối thiểu dựa trên số liệu thực tế không sắc nét hoặc không thuận tiện như mức tối thiểu được thể hiện bằng mô hình, nhưng vẫn rõ ràng. Tỷ số kiềm/malic tối ưu thể hiện là cao hơn rất ít so với tỷ số tối ưu dựa trên mô hình, nhưng khác biệt này là không đáng kể. Hơn nữa, tỷ số kiềm/malic tối ưu được chỉ ra để đạt được mức phát thải SO_2 tối thiểu dựa trên số liệu thực tế cũng nằm trong vùng trong đó mức tiêu thụ hơi tối thiểu được chỉ ra bằng số liệu được dựng biểu đồ trên Fig.15.

Fig.19 cũng tương tự như Fig.17, ngoại trừ việc Fig.19 bao gồm họ đường cong cho các quy trình vận hành mô phỏng ở ba tỷ số hơi/SO_2 riêng biệt, tức là, 4 pao hơi/pao SO_2, 5 pao hơi/pao SO_2, và 6 pao hơi/pao SO_2. Có thể thấy rằng hình dạng của các đường cong trên Fig.19 là có thể so sánh với đường cong trên Fig.17, ngoại trừ việc mức phát thải SO_2 tối thiểu tăng như được mong đợi khi tỷ số hơi/SO_2 giảm từ 6 pao/pao xuống 5 pao/pao và 4 pao/pao. Cũng lưu ý là mức tối thiểu này được phát hiện ở các tỷ số kiềm/malic thấp hơn dần dần khi tỷ số hơi/SO_2 giảm. Tuy nhiên, trong mọi trường hợp, mức phát thải SO_2 tối thiểu rơi vào vùng trong đó nhu cầu hơi tối thiểu là cần thiết để đạt được mức phát thải SO_2 nhất định như được phản ánh trên Fig.15.

Fig.20 là biểu đồ các đường cong có thể so sánh với các đường cong được thể hiện trên các Fig.17-19. Tất cả các đường cong trên Fig.20 đều dựa trên mô hình toán học của quy trình, quy định nồng độ SO_2 là 2400ppm thể tích trong khí nguyên liệu, mononatri malat là 20% trong môi trường hấp thụ khí giàu, và tỷ số dung môi/SO_2 cấp vào là 80 pao/lb trong thiết bị hấp thụ. Các đường cong được tạo ra tương ứng với quy

trình vận hành ở mức 4 pao hơi/pao SO_2, 5 pao hơi/pao SO_2, và 6 pao hơi/pao SO_2. Một họ đường cong là biểu đồ cho một số tỷ số hơi/SO_2 riêng biệt trong đó dung môi chứa chất hấp thụ malat và không có ion sulfat, và họ đường cong còn lại là biểu đồ cho chuỗi tỷ số hơi/SO_2 giống như vậy trong đó dung môi chứa cả chất hấp thụ malat và 7% trọng lượng ion sulfat. Mức tối ưu khác biệt rõ rệt giữa trường hợp 0% sulfat và 7% sulfat có thể được cho là do tác động của hàm lượng nước thấp hơn một cách đáng kể trong dung môi mà chứa sulfat, cộng với tác động của sự cân bằng phân ly axit sulfuric đối với sự cân bằng axit malic và hàm lượng ion malat tự do hệ quả của yếu tố trên đối với ion bimalat và axit malic không phân ly. Tỷ số kiềm/axit thấp hơn là cần thiết để giảm độ pH (so với trường hợp sulfat), độ pH này tạo ra mức phát thải lưu huỳnh đioxit thấp nhất.

Fig.21 tương tự như Fig.20 ngoại trừ việc mỗi họ đường cong là các biểu đồ của mức phát thải SO_2 theo độ pH thay vì theo tỷ số kiềm/malic ở đáy thiết bị cất dịch lỏng giàu. Các đường cong được tạo ra bằng mô hình toán học và được thể hiện trên Fig.21 được dựa trên các chuỗi điều kiện riêng biệt giống như chuỗi điều kiện mà từ đó tạo ra số liệu được dựng biểu đồ trên Fig.20. Tương tự, tỷ số hơi/SO_2 là 6 pao/pao, 5 pao/pao, và 4 pao/pao, với một họ đường cong được tạo ra bằng mô hình dựa trên 0% sulfat và họ đường cong còn lại được tạo ra dựa trên 7% trọng lượng sulfat. Cũng vậy, và với lý do tương tự, mối quan hệ giữa mức phát thải SO_2 và độ pH trong trường hợp 7% sulfat lệch đi so với mối quan hệ trong trường hợp 0% sulfat.

Fig.22 thể hiện họ đường cong dựa trên các mô hình giống như mô hình mà số liệu được thể hiện trên các Fig.17-21, ngoại trừ việc trong trường hợp này hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ tái sinh ở đáy của thiết bị cất dịch lỏng giàu là tương quan với độ pH ở đáy thiết bị cất. Mặc dù hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ tái sinh không là yếu tố quyết định đối với mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất khí giàu trong hệ giàu/nghèo trong đó lưu huỳnh đioxit ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu được thu hồi trong thiết bị hấp thụ khí nghèo, nhưng hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ tái sinh lại có thể là tham biến quyết định trong mạch thiết bị hấp thụ/thiết bị cất duy nhất trong đó khí xả ra khỏi thiết bị hấp thụ có hàm lượng khí tạp mà có thể là không thấp hơn nồng độ mà ở trạng thái cân bằng với môi trường hấp thụ tái sinh đi vào thiết bị hấp thụ.

Fig.22 thể hiện rằng sự cải thiện đáng kể mức độ loại bỏ SO_2 được dự kiến nếu mức sulfat được cho phép tăng đến mức ở trạng thái ổn định là 7% trọng lượng.

Fig.23 được dựa trên các mô hình giống như các Fig.17-22 nhưng trong trường hợp này hàm lượng SO_2 của môi trường hấp thụ tái sinh được dựng biểu đồ theo tỷ số kiềm/malic. Các điểm hình vuông trên Fig.23 thể hiện số liệu thực nghiệm được lấy trong các điều kiện giống như mô hình ở 0% sulfat và tỷ số hơi/SO_2 là 6 pao/pao. Trong trường hợp này, có thể thấy rằng tác động thực tế của việc giảm tỷ số kiềm/malic là kém sâu sắc hơn so với dự kiến trong mô hình, nhưng lợi ích đáng kể được thấy ở tỷ số được giảm từ 1,5 đến 1,25. Thấy rằng hàm lượng SO_2 bằng phẳng dưới tỷ số 1,25 do mất đi độ nhạy phân tích.

Fig.24 thể hiện hai họ đường cong tương tự như như các họ đường cong trên Fig.20, trong cả hai họ đường cong này, mức phát thải SO_2 được dựng biểu đồ theo tỷ số kiềm/malic. Các quy trình vận hành được mô phỏng mà Fig.24 được dựa vào đó là khác với các quy trình vận hành ở Fig.20 ở chỗ quy định rõ hàm lượng Na malat là 10% trọng lượng thay vì 20% trọng lượng và tỷ số dung môi/SO_2 là 140 pao/pao thay vì 80 pao/pao. Tương tự, các đường cong để vận hành với hàm lượng sulfat trong môi trường hấp thụ là 7% trọng lượng là lệch đi so với các đường cong tương ứng để vận hành với môi trường hấp thụ không chứa sulfat. Sự khác biệt trong mối quan hệ này phát sinh từ tác động của sulfat trong việc đẩy nước ra, và trong việc biến đổi mức độ proton hóa của anion malat. Cần lưu ý rằng đối với cả hai trường hợp 7% sulfat và 0% sulfat, tỷ số kiềm/malic tối ưu là thấp hơn đáng kể so với tỷ số được dự kiến cho mô hình được dựng biểu đồ trên Fig.20. Các mức tối thiểu cuối cùng là tốt hơn rất ít đối với trường hợp 20% chất rắn/80pao/pao so với trường hợp 10% chất rắn/140pao/pao, nhưng sự khác biệt có thể không đáng kể trong chừng mực mà tiêu chuẩn mức phát thải SO_2 được lưu tâm. Các điều kiện của quy trình theo Fig.24 cũng áp đặt nhu cầu hơi cao hơn một chút do nhu cầu nhiệt cảm biến. Sự lệch đi của các đường cong có thể quy cho các yếu tố giống như được xác định trong trường hợp của Fig.20

Fig.25 là biểu đồ chuỗi các đường cong thể hiện mức phát thải SO_2 theo độ pH ở đáy của thiết bị cất đối với các quy trình vận hành được mô phỏng của Fig.24. Việc so sánh với Fig.21 chỉ ra các mức tối ưu ở độ pH thấp hơn rõ rệt trong các điều kiện 10%

malat/140pao dung môi /pao SO_2. Tương tự, sự lệch đi của đường cong 7% trọng lượng sulfat so với đường cong 0% sulfat là vì các lý do giống như được giải thích trên đây.

Fig.26 thể hiện các đường cong có thể so sánh với các đường cong trên Fig.22 ngoại trừ việc Fig.26 đề cập đến các mô hình mà dựa vào đó các Fig.24 và 25 được dựng nên.

Dựa vào việc so sánh dữ liệu được thể hiện bằng biểu đồ trên các Fig.24-26 với các dữ liệu được thể hiện bằng biểu đồ trên các Fig.17-23, có thể tốt hơn là kiểm soát tỷ số sulfat/malat trong môi trường hấp thụ đến mức nằm trong khoảng từ 0,9 đến 1,4, và hàm lượng malat của môi trường hấp thụ trong khoảng nồng độ từ 10 đến 20% trọng lượng.

Theo dấu hiệu được ưu tiên hơn nữa của quy trình hấp thụ lưu huỳnh đioxit, việc làm nguội được cung cấp ở đáy của thiết bị hấp thụ khí giàu để giảm sự tăng nhiệt trong môi trường hấp thụ khí giàu khi nó đi qua vùng hấp thụ (tức là vùng tiếp xúc khí/lỏng), và do đó giúp bảo toàn khả năng được vận hành ở tỷ số L/G tương đối thấp của cả thiết bị hấp thụ khí giàu và thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu. Việc kiểm soát sự tăng nhiệt độ trong môi trường hấp thụ, đặc biệt là ở phần dưới của vùng hấp thụ khí giàu, giúp bảo toàn khả năng cân bằng của môi trường hấp thụ, và do đó giúp bảo toàn lực dẫn động cho sự truyền khối lưu huỳnh đioxit từ pha khí vào pha lỏng trong vùng hấp thụ cũng như lực dẫn động cho phản ứng giữa lưu huỳnh đioxit và chất hấp thụ trong pha lỏng. Nhiệt độ pha lỏng tương đối thấp hơn cũng hỗ trợ mức độ chuyển hóa thành sản phẩm cộng lưu huỳnh đioxit trong pha lỏng trong đó phản ứng giữa lưu huỳnh đioxit và chất hấp thụ là phản ứng tỏa nhiệt cân bằng. Tốt hơn là, dịch lỏng hấp thụ được lấy ra từ vùng tiếp xúc khí/lỏng trong thiết bị hấp thụ khí giàu, được tuần hoàn qua thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài và quay trở lại vùng hấp thụ. Cụ thể hơn là, dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được loại bỏ ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng trong khu vực được đặt dưới khu vực mà tại đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được quay trở lại vào vùng tiếp xúc, do đó xác định được phân đoạn trong vùng hấp thụ dưới khu vực mà tại đó dịch lỏng hấp thụ đã được làm nguội được quay trở lại, trong khu vực này khối hấp thụ lưu huỳnh đioxit tốt hơn là diễn ra và nhiệt hấp thụ được sinh ra.

Ví dụ, như được minh họa trên Fig.13, một phần của dịch lỏng hấp thụ nóng được làm giàu lưu huỳnh đioxit 405 được lấy ra từ cửa thoát chất lỏng 418 hoặc được

lấy ra từ khu vực 401.2 gần đáy của vùng tiếp xúc khí/lỏng thẳng đứng 401.1 trong thiết bị hấp thụ 401 và được tuần hoàn qua thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài 480 tại đó nhiệt của quá trình hấp thụ được loại bỏ bằng cách truyền đến dịch lỏng làm nguội. Dịch lỏng hấp thụ đã được làm nguội được quay trở lại vào thiết bị hấp thụ ở khu vực 401.3 của vùng tiếp xúc khí/lỏng mà được đặt ở phía trên khu vực mà từ đó dịch lỏng hấp thụ giàu nóng được lấy ra, nhưng được đặt ở phía dưới đỉnh của vùng tiếp xúc khí/lỏng. Tốt hơn nữa là, khu vực 401.3 mà tại đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn đã được làm nguội được quay trở lại là phần dưới của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

Việc tuần hoàn dịch lỏng hấp thụ giữa thiết bị hấp thụ khí giàu và thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài gây ra sự tăng lưu lượng và sự trộn ngược tất yếu của dịch lỏng hấp thụ trong phân đoạn tuần hoàn của vùng hấp thụ rơi vào giữa các khu vực 401.2 và 401.3, và điều này có thể làm lệch cận biên mức thu được sự truyền khối để loại bỏ lưu huỳnh đioxit trong phân đoạn này của vùng. Do đó, tốt hơn là khu vực quay trở lại 401.3 được đặt với độ cao ít nhất là một đơn vị truyền khối dưới đỉnh của vùng tiếp xúc khí/lỏng, nhờ đó xác định được phân đoạn tinh cất của vùng hấp thụ gồm ít nhất một đơn vị truyền khối dưới đỉnh của vùng này. Tốt hơn là, phân đoạn tinh cất bao gồm ít nhất hai đơn vị truyền khối. Tốt hơn nữa là, khu vực quay trở lại 401.3 được đặt với độ cao ít nhất là một đơn vị truyền khối, tốt hơn nữa là ít nhất hai đơn vị truyền khối phía trên khu vực lấy ra 401.2. Để điều tiết khả năng truyền khối thích hợp ở cả phân đoạn tuần hoàn của vùng hấp thụ giữa khu vực quay trở lại 401.3 và khu vực lấy ra 401.2 và phân đoạn tinh cất giữa khu vực quay trở lại 401.3 và đỉnh của vùng hấp thụ, toàn bộ vùng hấp thụ khí giàu tốt hơn là bao gồm ít nhất là ba, tốt hơn nữa là ít nhất là bốn đơn vị truyền khối. Vì cả dòng khí và dòng lỏng đều là dòng chảy cả khối thực chất trong phân đoạn tinh cất nên lực dẫn động tối đa cho sự truyền khối được cung cấp trong phân đoạn đó, cho phép giảm nồng độ lưu huỳnh đioxit trong khí xả đến mức đủ thấp mà sự hấp thụ tiếp SO_2 từ khí nghèo trong thiết bị hấp thụ khí nghèo 415.1 có thể thỏa mãn chuẩn phát xạ và/hoặc hiệu suất lưu huỳnh mục tiêu. Việc lựa chọn hợp lý vị trí cho khu vực quay trở lại dịch lỏng tuần hoàn 401.3 được dựa trên việc lựa chọn khu vực trong đó mức lưu huỳnh đioxit trong khí chảy ngược lên ra khỏi đó là không đủ cao để tạo ra nhiệt hấp thụ/phản ứng trong phân đoạn tinh cất mà sẽ có tác động bất lợi đáng kể đối với khả năng hấp thụ của môi trường nước hấp thụ, hoặc đối với lực dẫn động truyền khối trong phân đoạn tinh cất.

Như trong trường hợp thiết bị hấp thụ trong quy trình theo Fig.5, thiết bị hấp thụ khí giàu 401 của Fig.13 có thể được cung cấp nhiều vòng lạnh nếu cần để đạt được sự kiểm soát hợp lý nhiệt độ của dịch lỏng hấp thụ trong thiết bị hấp thụ. Fig.13 minh họa sự có mặt của hai vòng lạnh, nhưng nhiều vòng lạnh hơn cũng có thể được lắp đặt tùy thuộc vào tốc độ truyền khối, nhiệt của quá trình hấp thụ, động lực chất hấp thụ, nhiệt của phản ứng chất hấp thụ/tạp chất, v.v..

Phần còn lại của quy trình Fig.13 về cơ bản là như được minh họa và mô tả liên quan đến Fig.9, nhưng các số tham chiếu trên Fig.13 là theo bộ 400 thay vì theo bộ 100.

Tốt hơn là, nếu chất hấp thụ là tetraglyme thì khu vực 401.3 mà tại đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được làm nguội quay trở lại đến vùng tiếp xúc khí/lỏng được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn 40°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn 30°C, thông thường nhất là từ khoảng 15°C đến khoảng 25°C. Trong hệ tetraglyme, nhiệt độ của khu vực 401.2 mà từ đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được loại bỏ ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng giàu tốt hơn là được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn 45°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn 35°C, thông thường hơn từ khoảng 15°C đến khoảng 30°C. Người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực này sẽ hiểu rõ là các khoảng nhiệt độ khác, trong một số trường hợp là khác đáng kể, là tối ưu đối với các chất hấp thụ khác. Ví dụ, nếu chất hấp thụ là natri malat thì khu vực 401.3 mà tại đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được làm nguội quay trở lại đến vùng tiếp xúc khí/lỏng được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn 45°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn 45°C, thông thường nhất là từ khoảng 20°C đến khoảng 40°C. Trong trường hợp này, nhiệt độ của khu vực 401.2 mà từ đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn nóng được loại bỏ ra khỏi vùng tiếp xúc khí/lỏng tốt hơn là được duy trì ở nhiệt độ không lớn hơn 50°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn 40°C, thông thường hơn là từ khoảng 25°C đến khoảng 35°C. Trong mỗi trường hợp, tốc độ tuần hoàn giữa các khu vực 401.2 và 401.3 được yêu cầu bởi các điều kiện ràng buộc về nhiệt độ này và sự phát sinh năng lượng đơn vị của quy trình hấp thụ.

Thuận tiện là, phần dòng chuyển tiếp của dịch lỏng hấp thụ nóng được làm giàu lưu huỳnh đioxit 405 được lấy ra từ dòng dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn ngược dòng thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài 480 và hướng đến thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu 407.

Vị trí của khu vực quay trở lại dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn 401.3 có thể được chọn dựa vào biên dạng hấp thụ đối với vùng hấp thụ lưu huỳnh đioxit. Các biên dạng điển hình sử dụng môi trường hấp thụ khác được minh họa trên Fig.6.

Nếu quá trình hấp thụ diễn ra ngay và về cơ bản là định lượng khi khí nguyên liệu tiếp xúc với môi trường hấp thụ trong vùng tiếp xúc khí/lỏng thì mạch làm nguội dịch lỏng hấp thụ giàu duy nhất thường là đủ để giúp bảo toàn hiệu suất hấp thụ và kiểm soát lưu lượng theo thể tích của dịch lỏng hấp thụ đến mức thích hợp với việc sử dụng năng lượng hiệu quả trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ. Tuy nhiên, nếu ái lực của chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit bị hạn chế hơn, vì còn mong muốn vận hành hiệu quả thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ, thì gradien nồng độ lưu huỳnh đioxit qua vùng hấp thụ, tức là, tốc độ mà nồng độ lưu huỳnh đioxit trong dòng khí (và trong dòng lỏng) giảm theo khoảng cách từ phía trên cửa khí vào đến vùng hấp thụ, có thể chỉ vừa phải. Trong các trường hợp này, có thể đạt được hiệu suất lớn hơn trong việc vận hành thiết bị hấp thụ khí giàu và thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu bằng cách sử dụng hai hoặc nhiều vòng lạnh được đặt thẳng đứng dọc theo đường chảy khí trong vùng hấp thụ. Ví dụ, như được minh họa trên Fig.13, hai vòng lạnh này được thể hiện. Trong vòng lạnh thứ hai, phần thứ hai của dịch lỏng hấp thụ nóng được làm giàu lưu huỳnh đioxit đi xuống vùng tiếp xúc khí/lỏng 401.1 của thiết bị hấp thụ 401 được lấy ra từ khu vực 401.4 phía trên khu vực 401.3 mà tại đó dịch lỏng hấp thụ tuần hoàn được làm nguội quay trở lại đến vùng tiếp xúc khí/lỏng trong vòng lạnh thứ nhất và được tuần hoàn qua thiết bị trao đổi nhiệt bên ngoài 481 tại đó nhiệt của quá trình hấp thụ được loại bỏ bằng cách truyền đến dịch lỏng làm nguội. Dịch lỏng hấp thụ đã được làm nguội được quay trở lại vào thiết bị hấp thụ ở khu vực 401.5 của vùng tiếp xúc khí/lỏng mà được đặt ở phía trên khu vực 401.4 mà từ đó dịch lỏng hấp thụ nóng được lấy ra, nhưng ở phía dưới đỉnh của vùng tiếp xúc khí/lỏng.

Người có hiểu biết trung bình về lĩnh vực này sẽ hiểu rõ rằng, hệ thống làm nguội thiết bị hấp thụ giàu được minh họa trên Fig.13, khi được thực hiện trong quy trình được minh họa theo cách khác trên Fig.8 trong đó khí xử lý từ thiết bị cất tốt hơn là được nén trước khi cấp vào thiết bị làm nguội/ngưng tụ, có thể dễ dàng được thực hiện giống như trong quy trình được minh họa theo cách khác trên Fig.9 trong đó hơi được sinh ra trong thiết bị làm nguội/ngưng tụ tốt hơn là được nén trước khi được hướng vào thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ. Các thông số vận hành là giống như trên

Fig.13 trong chừng mực việc làm nguội thiết bị hấp thụ dịch lỏng giàu được lưu tâm, và giống như trên Fig.9 trong chừng mực mà việc nén hơi và cấp hơi vào thiết bị cất được lưu tâm.

Khi đưa vào các yếu tố của sáng chế hoặc (các) phương án được ưu tiên của nó, các từ "một" và "nêu trên" được dự kiến có nghĩa là có một hoặc nhiều yếu tố. Thuật ngữ "bao gồm", "chứa" và "có" được dự kiến là bao gồm nhiều hoặc tất cả và có nghĩa là có thể có các yếu tố bổ sung thay vì các yếu tố được liệt kê.

Dựa vào phần mô tả trên đây, thấy rằng đã đạt được một số mục đích của sáng chế và các ưu điểm khác cũng đạt được.

Vì các thay đổi khác có thể được thực hiện đối với các quy trình và các thành phần trên mà không trệch khỏi phạm vi của sáng chế nên dự tính rằng tất cả các vấn đề có trong phần mô tả trên sẽ được hiểu như là cách minh họa và không theo cách hạn chế ở đó.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình loại bỏ khí tạp ra khỏi nguồn khí và thu hồi khí tạp, quy trình này bao gồm các bước:

cho dòng khí nguyên liệu chứa nguồn khí tiếp xúc với môi trường nước hấp thụ khí giàu chứa chất hấp thụ khí tạp trong thiết bị hấp thụ khí giàu, nhờ đó hấp thụ khí tạp từ dòng khí nguyên liệu vào môi trường hấp thụ và tạo ra khí nghèo mà khí tạp đã được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ giàu chứa tạp chất được hấp thụ;

cho khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu nêu trên tiếp xúc với môi trường nước hấp thụ khí nghèo chứa chất hấp thụ khí tạp trong thiết bị hấp thụ khí nghèo, nhờ đó hấp thụ khí tạp còn dư từ khí nghèo vào môi trường hấp thụ khí nghèo và tạo ra khí xả mà khí tạp bổ sung đã được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ nghèo chứa tạp chất được hấp thụ;

gia nhiệt dịch lỏng hấp thụ giàu trong thiết bị cất dịch lỏng giàu để giải hấp tạp chất nêu trên ra khỏi dịch lỏng giàu nêu trên và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh và khí thoát khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu từ thiết bị cất dịch lỏng giàu này, khí thoát khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu này chứa hơi nước và khí tạp;

gia nhiệt dịch lỏng hấp thụ nghèo trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo để giải hấp khí tạp ra khỏi dịch lỏng nghèo và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh và khí thoát ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo này, khí thoát khỏi thiết bị cất nghèo này chứa hơi nước và khí tạp; và

tái tuần hoàn môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh nêu trên vào thiết bị hấp thụ khí giàu nêu trên để loại bỏ khí tạp ra khỏi dòng khí nguyên liệu bổ sung và tái tuần hoàn môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh nêu trên vào thiết bị hấp thụ khí nghèo nêu trên để loại bỏ khí tạp khỏi dòng khí nghèo bổ sung.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó bước gia nhiệt dịch lỏng hấp thụ giàu trong thiết bị cất dịch lỏng giàu nêu trên bao gồm việc cho dịch lỏng hấp thụ giàu tiếp xúc với hơi cất.

3. Quy trình theo điểm 1, trong đó bước gia nhiệt dịch lỏng hấp thụ nghèo trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo nêu trên bao gồm việc cho dịch lỏng hấp thụ nghèo tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo này.

4. Quy trình theo điểm 1, trong đó khí tạp được loại bỏ ra khỏi khí nguyên liệu trong thiết bị hấp thụ khí giàu chiếm lượng ít nhất là 85% tổng lượng khí tạp được loại bỏ trong thiết bị hấp thụ khí giàu và thiết bị hấp thụ khí nghèo.

5. Quy trình theo điểm 4, trong đó khí tạp được loại bỏ ra khỏi khí nguyên liệu trong thiết bị hấp thụ khí giàu chiếm lượng ít nhất là 85% tổng lượng khí tạp có trong khí nguyên liệu.

6. Quy trình theo điểm 1, trong đó hàm lượng khí tạp của khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu là không lớn hơn khoảng 0,5% thể tích.

7. Quy trình theo điểm 1, trong đó lưu lượng tương đối của môi trường hấp thụ khí giàu và lưu lượng tương đối của khí nguyên liệu là ở mức sao cho tỷ số tỷ lượng giữa tốc độ mà chất hấp thụ được cấp vào thiết bị hấp thụ khí giàu và tốc độ mà khí tạp được cấp vào thiết bị hấp thụ khí giàu không lớn hơn 0,6.

8. Quy trình theo điểm 7, trong đó tỷ số tỷ lượng giữa tốc độ cấp chất hấp thụ vào thiết bị hấp thụ khí giàu và tốc độ mà khí tạp được cấp vào thiết bị hấp thụ khí giàu nằm trong khoảng từ 0,3 đến 0,5.

9. Quy trình theo điểm 1, trong đó tỷ số khối lượng L/G trong thiết bị hấp thụ khí giàu nằm trong khoảng từ 0,1 đến 50.

10. Quy trình theo điểm 1, trong đó khí tạp được chọn từ nhóm bao gồm SO_2, CO_2, NO_x, H_2S, HCl và amoniac.

11. Quy trình theo điểm 1, trong đó khí tạp bao gồm khí axit.

12. Quy trình theo điểm 1, trong đó khí tạp bao gồm lưu huỳnh đioxit.

13. Quy trình theo điểm 12, trong đó hàm lượng lưu huỳnh đioxit của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu nằm trong khoảng từ 0,8 đến 15% trọng lượng.

14. Quy trình theo điểm 12, trong đó tỷ số khối lượng giữa hơi và dịch lỏng giàu được cấp vào thiết bị cất dịch lỏng giàu nằm trong khoảng từ 0,01 đến 0,15.

15. Quy trình theo điểm 12, trong đó tỷ số khối lượng giữa hơi được cấp vào thiết bị cất dịch lỏng giàu và lưu huỳnh đioxit chảy vào thiết bị hấp thụ khí giàu nằm trong khoảng từ 0,2 đến 8.

16. Quy trình theo điểm 12, trong đó hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí thoát từ thiết bị cất dịch lỏng giàu từ thiết bị cất dịch lỏng giàu ít nhất là khoảng 15%.

17. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 12 đến 15, trong đó hàm lượng lưu huỳnh đioxit của khí ra khỏi thiết bị cất giàu từ thiết bị cất dịch lỏng giàu nằm trong khoảng từ 10% đến 60% thể tích.

18. Quy trình theo điểm 12, trong đó hàm lượng lưu huỳnh đioxit còn dư của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh ít nhất là khoảng 0,3% trọng lượng.

19. Quy trình theo điểm 12, trong đó hàm lượng lưu huỳnh đioxit của khí nguyên liệu nằm trong khoảng từ 1000ppm đến 4000ppm, hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí thoát từ thiết bị cất dịch lỏng giàu từ thiết bị cất dịch lỏng giàu nằm trong khoảng từ 25% đến 40% thể tích và hàm lượng lưu huỳnh đioxit còn dư của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh nằm trong khoảng từ 0,5% trọng lượng đến 2% trọng lượng.

20. Quy trình theo điểm 12, trong đó khí nguyên liệu chứa lưu huỳnh đioxit với lượng nằm trong khoảng từ 4% thể tích đến 40% thể tích, hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí thoát từ thiết bị cất dịch lỏng giàu từ thiết bị cất dịch lỏng giàu nằm trong khoảng từ 40% đến 60% thể tích, và hàm lượng lưu huỳnh đioxit của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh nằm trong khoảng từ 1,5 đến 8% trọng lượng.

21. Quy trình theo điểm 12 trong đó hàm lượng lưu huỳnh đioxit của môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh nêu trên không lớn hơn khoảng 1 % trọng lượng.

22. Quy trình theo điểm 12, trong đó tỷ số tỷ lượng giữa tốc độ mà tại đó chất hấp thụ được cấp vào thiết bị hấp thụ khí nghèo và tốc độ mà lưu huỳnh đioxit được cấp vào thiết bị hấp thụ khí nghèo nằm trong khoảng từ 1 đến 6.

23. Quy trình theo điểm 22, trong đó tỷ số tỷ lượng giữa tốc độ cấp chất hấp thụ vào thiết bị hấp thụ khí nghèo và tốc độ mà lưu huỳnh đioxit được cấp vào thiết bị hấp thụ khí giàu không lớn hơn khoảng 0,8.

24. Quy trình theo điểm 12, trong đó tỷ lệ khối lượng L/G trong thiết bị hấp thụ khí nghèo là không lớn hơn khoảng 0,8.

25. Quy trình theo điểm 12, trong đó tỷ số giữa hơi được cấp vào thiết bị cất dịch lỏng nghèo và lưu huỳnh đioxit được cấp vào thiết bị hấp thụ khí nghèo nằm trong khoảng từ 8 đến 20 pao hơi/pao SO_2.

26. Quy trình theo điểm 12, trong đó hàm lượng lưu huỳnh đioxit của dòng khí thoát từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo nằm trong khoảng từ 0,1 đến 1,0% thể tích.

27. Quy trình theo điểm 12, trong đó tổng nhu cầu hơi thực để cất SO_2 ra khỏi dịch lỏng giàu, dịch lỏng nghèo và phần ngưng khí xử lý từ thiết bị cất, và để nén khí xử lý từ thiết bị cất và/hoặc hơi được sinh ra từ phần ngưng thiết bị cất, nằm trong khoảng từ 5 đến 15 pao/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu vào thiết bị hấp thụ khí giàu là nằm trong khoảng từ 1000 đến 2000ppm, nằm trong khoảng từ 3 đến 10 pao/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2000ppm đến 2% thể tích, nằm trong khoảng từ 2 đến khoảng 3 pao/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2% thể tích đến 4% thể tích, và nằm trong khoảng từ 0,5 đến 2,5 pao/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu lớn hơn 4% thể tích.

28. Quy trình theo điểm 12, trong đó tổng nhu cầu hơi của quy trình nói chung không lớn hơn 15 pao/pao SO_2 trong khí nguyên liệu với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu vào thiết bị hấp thụ khí giàu là nằm trong khoảng từ 1000 đến 2000ppm, không lớn hơn 8 pao/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2000ppm đến 2% thể tích, không lớn hơn 4 pao /pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2% thể tích đến 4% thể tích, và không lớn hơn 3 pao/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu lớn hơn 4% thể tích.

29. Quy trình theo điểm 12, trong đó hàm lượng lưu huỳnh đioxit trong dịch lỏng hấp thụ nghèo không lớn hơn khoảng 10 % trọng lượng.

30. Quy trình theo điểm 12, trong đó tỷ số giữa hơi thực vào thiết bị cất dịch lỏng nghèo và SO_2 đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu nằm trong khoảng từ 0,2 đến 5 pao/pao.

31. Quy trình theo điểm 1, trong đó tỷ lệ giữa hơi đi vào dịch lỏng giàu thiết bị cất và SO_2 đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu nằm trong khoảng từ 4 đến 15 hoặc nằm trong khoảng từ 5 đến 10 pao/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu vào thiết bị hấp thụ khí giàu là nằm trong khoảng từ 1000 đến 2000ppm, nằm trong khoảng từ 1,5 đến 8 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2000ppm đến 2% thể tích, nằm trong khoảng từ 1 đến 4 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí

nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2% thể tích đến 4% thể tích, và nằm trong khoảng từ 1 đến 3 pao hơi/pao SO_2 với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu lớn hơn 4% thể tích.

32. Quy trình theo điểm 1, trong đó dòng khí thoát xả ra từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ nghèo được hướng đến thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu để làm nguồn hơi cất.

33. Quy trình theo điểm 1, trong đó quy trình này còn bao gồm các bước:

ngưng tụ nước ra khỏi khí xử lý từ thiết bị cất bao gồm khí ra khỏi thiết bị cất giàu nước, khí ra khỏi thiết bị cất nghèo nước hoặc hỗn hợp của chúng bằng cách truyền gián tiếp nhiệt từ khí xử lý từ thiết bị cất vào môi trường làm nguội trong thiết bị làm nguội/thiết bị ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất để nhờ đó tạo ra phần ngưng chứa tạp chất;

cho phần ngưng chứa tạp chất ra khỏi thiết bị làm nguội/thiết bị ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất tiếp xúc với hơi trong thiết bị cất phần ngưng để tạo ra phần ngưng được cất và dòng khí thoát ra khỏi thiết bị cất phần ngưng chứa hơi nước và tạp chất;

trong đó môi trường làm nguội mà nhiệt được chuyển đến nó từ khí ra khỏi thiết bị cất sơ bộ trong thiết bị làm nguội/thiết bị ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất chứa ít nhất một phần của phần ngưng được cất, nhờ đó tạo ra hơi từ phần ngưng được cất; và

cấp hơi được sinh ra trong thiết bị làm nguội/thiết bị ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất vào thiết bị cất dịch lỏng giàu, dòng dịch lỏng nghèo hoặc vào cả thiết bị cất dịch lỏng giàu lẫn thiết bị cất dịch lỏng nghèo để làm hơi cất tiếp xúc với dịch lỏng hấp thụ chứa tạp chất để giải hấp tạp chất ra khỏi đó.

34. Quy trình theo điểm 33, trong đó hơi được sinh ra từ phần ngưng được cất ở áp suất cao hơn quá mức áp suất ở cửa thoát môi trường hấp thụ từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ mà hơi được cấp vào.

35. Quy trình theo điểm 33, trong đó quy trình này còn bao gồm việc tuần hoàn pha lỏng từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ nghèo qua nồi đun lại trong đó nó được gia nhiệt bằng hơi từ nguồn bên ngoài.

36. Quy trình theo điểm 33, trong đó:

khí xử lý từ thiết bị cất được chọn từ nhóm bao gồm khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu, khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo, và hỗn hợp của chúng được nén đến

áp suất cao hơn áp suất phổ biến trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo ở cửa thoát chất lỏng của thiết bị này;

nước được ngưng tụ ra khỏi khí xử lý từ thiết bị cất trong thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất;

phần ngưng chứa tạp chất ra khỏi thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất được cho tiếp xúc với hơi trong thiết bị cất phần ngưng để tạo ra phần ngưng được cất và dòng khí thoát ra khỏi thiết bị cất phần ngưng mà chứa khí tạp này;

nhiệt được truyền từ khí xử lý từ thiết bị cất đến phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất, nhờ đó tạo ra hơi từ phần ngưng được cất;

hơi được sinh ra bằng cách gia nhiệt phần ngưng được cất trong thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất được hướng vào thiết bị cất dịch lỏng giàu và/hoặc thiết bị cất dịch lỏng nghèo để tiếp xúc với dịch lỏng hấp thụ và cất khí tạp ra khỏi đó.

37. Quy trình theo điểm 36, trong đó việc nén khí xử lý từ thiết bị cất làm tăng áp suất của nó đến khoảng từ 5 đến 25 psi (0,0345 đến 0,1724 MPa).

38. Quy trình theo điểm 36, trong đó khí xử lý từ thiết bị cất được nén bằng cách cho qua máy phun hơi và khí xử lý từ thiết bị cất được nén này được cấp vào thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất.

39. Quy trình theo điểm 36, trong đó chênh lệch nhiệt độ trung bình log (Δt_m) trong thiết bị làm nguội/thiết bị ngưng tụ khí xử lý từ thiết bị cất là không lớn hơn 10°C và không nhỏ hơn 3°C.

40. Quy trình theo điểm 36, trong đó khí từ thiết bị cất phần ngưng được cho đi qua thiết bị ngưng tụ kiểu dầm dùng cho khí tạp để ngưng tụ hơi nước có chứa trong đó.

41. Quy trình theo điểm 36, trong đó dòng nước thoát ra từ thiết bị cất phần ngưng được phân chia để tạo ra: (i) dòng ngưng được hướng đến thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất làm dịch lỏng làm nguội để ngưng tụ nước từ khí xử lý từ thiết bị cất, và được chuyển hóa ít nhất một phần thành hơi để cấp vào thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ: và (ii) dòng nước thải để loại bỏ nước ra khỏi quy trình.

42. Quy trình theo điểm 41, trong đó dòng thải được cho tiếp xúc với khí nguyên liệu trong thiết bị bão hòa ở phía đầu dòng của thiết bị hấp thụ khí giàu theo dòng khí nguyên liệu, nhờ đó gia tăng độ ẩm của nguồn khí đi vào thiết bị hấp thụ khí giàu.

43. Quy trình theo điểm 42, trong đó dòng nước ra khỏi thiết bị bão hòa được loại bỏ ra khỏi quy trình.

44. Quy trình theo điểm 36, trong đó hàm lượng khí tạp của khí xử lý từ thiết bị cất ít nhất là khoảng 15% thể tích.

45. Quy trình theo điểm 36, trong đó hàm lượng khí tạp của khí xử lý từ thiết bị cất nằm trong khoảng từ 10% đến 60% thể tích.

46. Quy trình theo điểm 1, trong đó môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh được cho đi qua thiết bị gia nhiệt sơ bộ dịch lỏng hấp thụ giàu trong quá trình tái tuần hoàn từ thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ giàu đến thiết bị hấp thụ khí giàu, dịch lỏng hấp thụ giàu này được cho đi qua thiết bị gia nhiệt sơ bộ trong quá trình truyền từ thiết bị hấp thụ khí giàu đến thiết bị cất dịch lỏng giàu, và nhiệt được truyền từ môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh đến dịch lỏng giàu trong thiết bị gia nhiệt sơ bộ.

47. Quy trình theo điểm 1, trong đó khí xả ra khỏi thiết bị hấp thụ khí nghèo được cho qua thiết bị làm nguội kiểu dầm dùng cho khí tạp trong đó nhiệt được truyền từ dòng khí thoát cuối cùng từ thiết bị cất vào khí xả, dòng khí thoát cuối cùng từ thiết bị cất này bao gồm dòng kết hợp khí từ thiết bị cất phần ngưng và khí bay ra từ thiết bị làm nguội khí xử lý từ thiết bị cất.

48. Quy trình theo điểm 47, trong đó thiết bị làm nguội kiểu dầm dùng cho khí tạp nằm ở phía đầu dòng của thiết bị ngưng tụ kiểu dầm theo dòng chảy của dòng khí thoát cuối cùng từ thiết bị cất.

49. Quy trình theo điểm 1, trong đó sự hấp thụ khí tạp bao gồm phản ứng axit/bazơ giữa khí tạp và chất hấp thụ, độ pH của môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ khí giàu được điều chỉnh đến trị số khác với độ pH mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất đối với quá trình hấp thụ nhưng tại đó mức tiêu thụ hơi trong thiết bị cất dịch lỏng giàu để giảm hàm lượng khí tạp của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh đến mức mục tiêu là nhỏ hơn mức tiêu thụ hơi để giảm hàm lượng khí tạp của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh đến mức theo cách vận hành so sánh được thực hiện trong các điều kiện về cơ bản là giống như các điều kiện mà theo đó quy trình này được thực hiện ngoại trừ việc theo cách vận hành so sánh này, độ pH của môi trường hấp thụ được duy trì ở trị số mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất cho đối với quá trình hấp thụ.

50. Quy trình theo điểm 49, trong đó trị số mà độ pH được điều chỉnh đến mức đó được duy trì trong môi trường hấp thụ ở khu vực mà từ đó môi trường hấp thụ khí giàu thoát ra khỏi thiết bị hấp thụ.

51. Quy trình theo điểm 49, trong đó khí tạp được loại bỏ ra khỏi khí nghèo trong thiết bị hấp thụ khí nghèo để tạo ra khí xả có hàm lượng khí tạp đáp ứng giới hạn phát thải quy định.

52. Quy trình theo điểm 49, trong đó khí tạp bao gồm khí axit và độ pH của môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ khí giàu được điều chỉnh đến trị số thấp hơn độ pH mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất cho đối với quá trình hấp thụ.

53. Quy trình theo điểm 49, trong đó dòng khí thổi ngược dòng với dòng môi trường hấp thụ khí giàu trong thiết bị hấp thụ khí giàu, và độ pH của môi trường hấp thụ ở đáy của thiết bị hấp thụ khí giàu được điều chỉnh đến trị số khác với độ pH mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất cho đối với quá trình hấp thụ.

54. Quy trình theo điểm 53, trong đó khí tạp bao gồm lưu huỳnh đioxit, chất hấp thụ bao gồm muối malat, và độ pH của dịch lỏng hấp thụ khí giàu ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu hoặc độ pH của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu được duy trì ở trị số nằm trong khoảng từ 3,4 đến 4,2.

55. Quy trình theo điểm 54, trong đó độ pH của môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh cao hơn từ 0,5 đến 1,0 đơn vị độ pH so với độ pH của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh, hoặc độ pH của dịch lỏng hấp thụ nghèo cao hơn từ 0,5 đến 1,0 đơn vị độ pH so với độ pH của dịch lỏng hấp thụ giàu.

56. Quy trình theo điểm 53, trong đó mức tiêu thụ hơi trong thiết bị cất dịch lỏng giàu là không lớn hơn 7,5 pao trên mỗi pao SO_2 được loại bỏ ra khỏi pha lỏng trong thiết bị cất dịch lỏng giàu.

57. Quy trình theo điểm 49, trong đó hàm lượng khí tạp của khí ra khỏi thiết bị hấp thụ không cao hơn nhiều so với hàm lượng khí tạp của khí ra khỏi thiết bị hấp thụ theo cách vận hành so sánh này.

58. Quy trình theo điểm 57, trong đó hàm lượng khí tạp của khí ra khỏi thiết bị hấp thụ là không lớn hơn so với hàm lượng khí tạp của khí ra khỏi thiết bị hấp thụ theo cách vận hành so sánh này.

59. Quy trình theo điểm 1, trong đó khí tạp bao gồm H_2S và chất hấp thụ bao gồm amin.

60. Quy trình theo điểm 1, trong đó độ pH của môi trường hấp thụ khí giàu được điều chỉnh bằng cách bổ sung axit hoặc bazơ vào môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh quay trở lại thiết bị hấp thụ khí giàu.

61. Quy trình theo điểm 60, trong đó bước điều chỉnh độ pH của môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ khí giàu bao gồm việc làm giảm tốc độ bổ sung axit hoặc bazơ vào môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh trong quá trình điều chỉnh độ pH của nó.

62. Quy trình loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit và thu hồi lưu huỳnh đioxit, bao gồm các bước:

cho dòng khí nguyên liệu chứa nguồn khí tiếp xúc với môi trường hấp thụ khí giàu chứa chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong thiết bị hấp thụ khí giàu, nhờ đó hấp thụ lưu huỳnh đioxit từ dòng khí nguyên liệu vào môi trường hấp thụ và tạo ra khí nghèo mà lưu huỳnh đioxit được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ giàu chứa lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ;

cho khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu tiếp xúc với môi trường hấp thụ khí nghèo chứa chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong thiết bị hấp thụ khí nghèo, nhờ đó hấp thụ lưu huỳnh đioxit còn dư từ khí nghèo vào môi trường hấp thụ khí nghèo và tạo ra khí xả mà lưu huỳnh đioxit bổ sung được loại ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ nghèo chứa lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ;

cho dịch lỏng hấp thụ giàu tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng giàu để giải hấp lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng giàu và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh và dòng khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu này từ dịch lỏng giàu nêu trên, khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu này chứa hơi nước và lưu huỳnh đioxit;

cho dịch lỏng hấp thụ nghèo tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo để giải hấp lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng nghèo và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh và dòng khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo, khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo này chứa hơi nước và lưu huỳnh đioxit; và

tái tuần hoàn môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh vào thiết bị hấp thụ khí giàu để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi dòng khí nguyên liệu bổ sung và môi trường hấp thụ

khí nghèo tái sinh vào thiết bị hấp thụ nghèo để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi dòng khí nghèo bổ sung này.

63. Quy trình loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi nguồn khí và thu hồi lưu huỳnh đioxit, bao gồm các bước:

cho dòng khí nguyên liệu chứa nguồn khí trong thiết bị hấp thụ tiếp xúc với môi trường hấp thụ nước lưu huỳnh đioxit chảy ngược dòng với dòng khí nguyên liệu và chứa chất hấp thụ muối malat để hấp thụ lưu huỳnh đioxit, nhờ đó hấp thụ lưu huỳnh đioxit từ dòng khí nguyên liệu vào môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit và tạo ra khí xả mà lưu huỳnh đioxit được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit;

cho dịch lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ để giải hấp lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái sinh và dòng khí ra khỏi thiết bị cất sơ bộ chứa hơi nước và lưu huỳnh đioxit;

lấy môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái sinh từ cửa thoát chất lỏng của thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ và dòng khí ra khỏi thiết bị cất sơ bộ từ cửa thoát hơi của thiết bị cất dịch lỏng hấp thụ nêu trên; và

bổ sung axit hoặc bazơ vào môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit với tỷ lệ sao cho độ pH của dịch lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit ở đáy của thiết bị hấp thụ được duy trì ở trị số nằm trong khoảng từ 3,4 đến 4,2.

64. Quy trình theo điểm 63, trong đó độ pH của môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit được duy trì ở trị số nêu trên trong vùng mà từ đó môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit thoát ra khỏi thiết bị hấp thụ.

65. Quy trình theo điểm 63, trong đó độ pH của môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit được duy trì ở trị số thấp hơn độ pH mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất cho đối với quá trình hấp thụ.

66. Quy trình theo điểm 63, trong đó độ pH của môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit được duy trì ở trị số khác với độ pH mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất cho đối với quá trình hấp thụ.

67. Quy trình theo điểm 66, trong đó độ pH của dịch lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit ở đáy của thiết bị hấp thụ được duy trì ở trị số nằm trong khoảng từ 3,4 đến 4,0.

68. Quy trình theo điểm 67, trong đó mức tiêu thụ hơi trong thiết bị cất nằm trong khoảng từ 4,8 đến 7,5 pao trên mỗi pao SO_2 được loại bỏ ra khỏi pha lỏng trong thiết bị cất.

69. Quy trình theo điểm 68, trong đó mức tiêu thụ hơi trong thiết bị cất nằm trong khoảng từ 5,0 đến 7,0 pao trên mỗi pao SO_2 được loại bỏ ra khỏi pha lỏng trong thiết bị cất.

70. Quy trình theo điểm 63, trong đó việc duy trì độ pH của dịch lỏng hấp thụ giàu lưu huỳnh đioxit ở đáy của thiết bị hấp thụ bao gồm việc làm giảm tốc độ bổ sung axit hoặc bazơ vào môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái sinh.

71. Quy trình theo điểm 63, trong đó axit hoặc bazơ được bổ sung vào thiết bị hấp thụ hoặc vào môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái sinh quay trở lại thiết bị hấp thụ.

72. Quy trình theo điểm 63, trong đó hàm lượng SO_2 trong dòng khí ra khỏi thiết bị hấp thụ nhỏ hơn 450ppm.

73. Quy trình theo điểm 63, trong đó hàm lượng SO_2 trong dòng khí ra khỏi thiết bị hấp thụ nhỏ hơn 200ppm.

74. Quy trình theo điểm 63, trong đó hàm lượng SO_2 trong dòng khí ra khỏi thiết bị hấp thụ nhỏ hơn 100ppm.

75. Quy trình theo điểm 63, trong đó hàm lượng SO_2 trong dòng khí ra khỏi thiết bị hấp thụ nhỏ hơn 17ppm.

76. Quy trình loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit và thu hồi lưu huỳnh đioxit, bao gồm các bước:

cho dòng khí nguyên liệu chứa nguồn khí tiếp xúc với môi trường hấp thụ khí giàu chứa chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong thiết bị hấp thụ khí giàu, nhờ đó hấp thụ lưu huỳnh đioxit từ dòng khí nguyên liệu vào môi trường hấp thụ và tạo ra khí nghèo mà lưu huỳnh đioxit được loại bỏ ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ giàu chứa lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ;

cho khí nghèo ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu tiếp xúc với môi trường hấp thụ khí nghèo chứa chất hấp thụ lưu huỳnh đioxit trong thiết bị hấp thụ khí nghèo, nhờ đó hấp thụ lưu huỳnh đioxit còn dư từ khí nghèo vào môi trường hấp thụ khí nghèo và tạo ra khí xả mà lưu huỳnh đioxit bổ sung được loại ra khỏi đó và dịch lỏng hấp thụ nghèo chứa lưu huỳnh đioxit đã được hấp thụ;

cho dịch lỏng hấp thụ giàu tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng giàu để giải hấp lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng giàu nêu trên và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh và dòng khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu này từ dịch lỏng giàu nêu trên, khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu này chứa hơi nước và lưu huỳnh đioxit;

cho dịch lỏng hấp thụ nghèo tiếp xúc với hơi cất trong thiết bị cất dịch lỏng nghèo để giải hấp lưu huỳnh đioxit ra khỏi dịch lỏng nghèo nêu trên và nhờ đó tạo ra môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh và dòng khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo từ thiết bị cất dịch lỏng nghèo, khí ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng nghèo này chứa hơi nước và lưu huỳnh đioxit;

tái tuần hoàn môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh vào thiết bị hấp thụ khí giàu để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi dòng khí nguyên liệu bổ sung và môi trường hấp thụ khí nghèo tái sinh vào thiết bị hấp thụ nghèo nêu trên để loại bỏ lưu huỳnh đioxit ra khỏi dòng khí nghèo bổ sung này; và

trong đó tổng nhu cầu hơi của quy trình là không lớn hơn 15 kg/kg SO_2 trong khí nguyên liệu với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu nằm trong khoảng từ 1000 đến 2000ppm, không lớn hơn 8 kg/kg SO_2 trong khí nguyên liệu với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu là nằm trong khoảng từ 2000ppm đến 2% thể tích, không lớn hơn 4 kg/kg SO_2 trong khí nguyên liệu với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu nằm trong khoảng từ 2 đến 4% thể tích, và không lớn hơn 3 kg/kg SO_2 trong khí nguyên liệu với lượng SO_2 trong khí nguyên liệu lớn hơn 4% thể tích.

77. Quy trình theo điểm 76, trong đó tỷ lệ khối lượng giữa hơi được cấp vào thiết bị cất dịch lỏng giàu và dòng lưu huỳnh đioxit vào thiết bị hấp thụ khí giàu nằm trong khoảng từ 0,2 đến 8.

78. Quy trình theo điểm 76, trong đó tỷ lệ giữa hơi được cấp vào thiết bị cất dịch lỏng nghèo và lưu huỳnh đioxit được cấp vào thiết bị hấp thụ khí nghèo nằm trong khoảng từ 8 đến 20 kg hơi cho mỗi kg SO_2.

79. Quy trình theo điểm 76, trong đó chất hấp thụ khí tạp bao gồm axit carboxylic đa axit hoặc muối của nó.

80. Quy trình theo điểm 76, trong đó tốc độ dòng tương đối của môi trường hấp thụ khí giàu và khí nguyên liệu là sao cho tỷ số tỷ lượng giữa tốc độ mà tại đó chất hấp thụ được cấp vào thiết bị hấp thụ khí giàu và tốc độ mà tại đó khí tạp được cấp vào thiết bị hấp thụ khí giàu không lớn hơn khoảng 0,06.

81. Quy trình theo điểm 76, trong đó quá trình hấp thụ lưu huỳnh đioxit bao gồm phản ứng axit/bazơ giữa lưu huỳnh đioxit và chất hấp thụ, độ pH của môi trường hấp thụ trong thiết bị hấp thụ khí giàu được điều chỉnh đến trị số khác với độ pH mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất cho quá trình hấp thụ nhưng tại đó mức tiêu thụ hơi trong thiết bị cất dịch lỏng giàu để làm giảm hàm lượng lưu huỳnh đioxit trong môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh đến mức mục tiêu nhỏ hơn mức tiêu thụ hơi để làm giảm hàm lượng lưu huỳnh đioxit của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh đến mức theo cách vận hành so sánh được tiến hành trong các điều kiện về cơ bản là giống như các điều kiện mà theo đó quy trình này được thực hiện ngoại trừ việc theo cách vận hành so sánh này, độ pH của môi trường hấp thụ được duy trì ở trị số mà tạo điều kiện cho trạng thái cân bằng tốt nhất cho đối với quá trình hấp thụ.

82. Quy trình theo điểm 81, trong đó chất hấp thụ bao gồm muối malat và độ pH của dịch lỏng hấp thụ khí giàu ra khỏi thiết bị hấp thụ khí giàu hoặc độ pH của môi trường hấp thụ khí giàu tái sinh ra khỏi thiết bị cất dịch lỏng giàu được duy trì ở trị số nằm trong khoảng từ 3,4 đến 4,2.

1/26

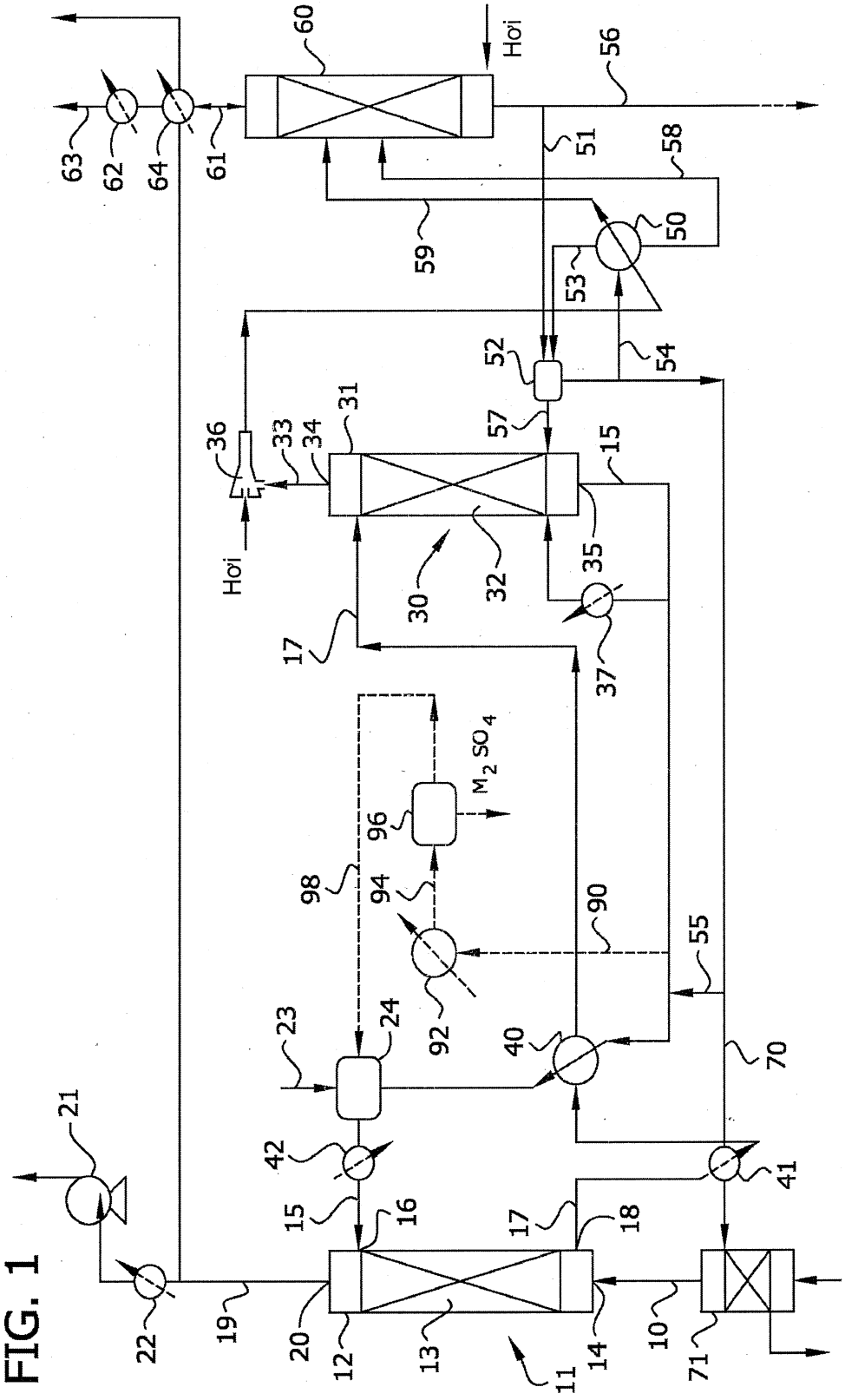


FIG. 1

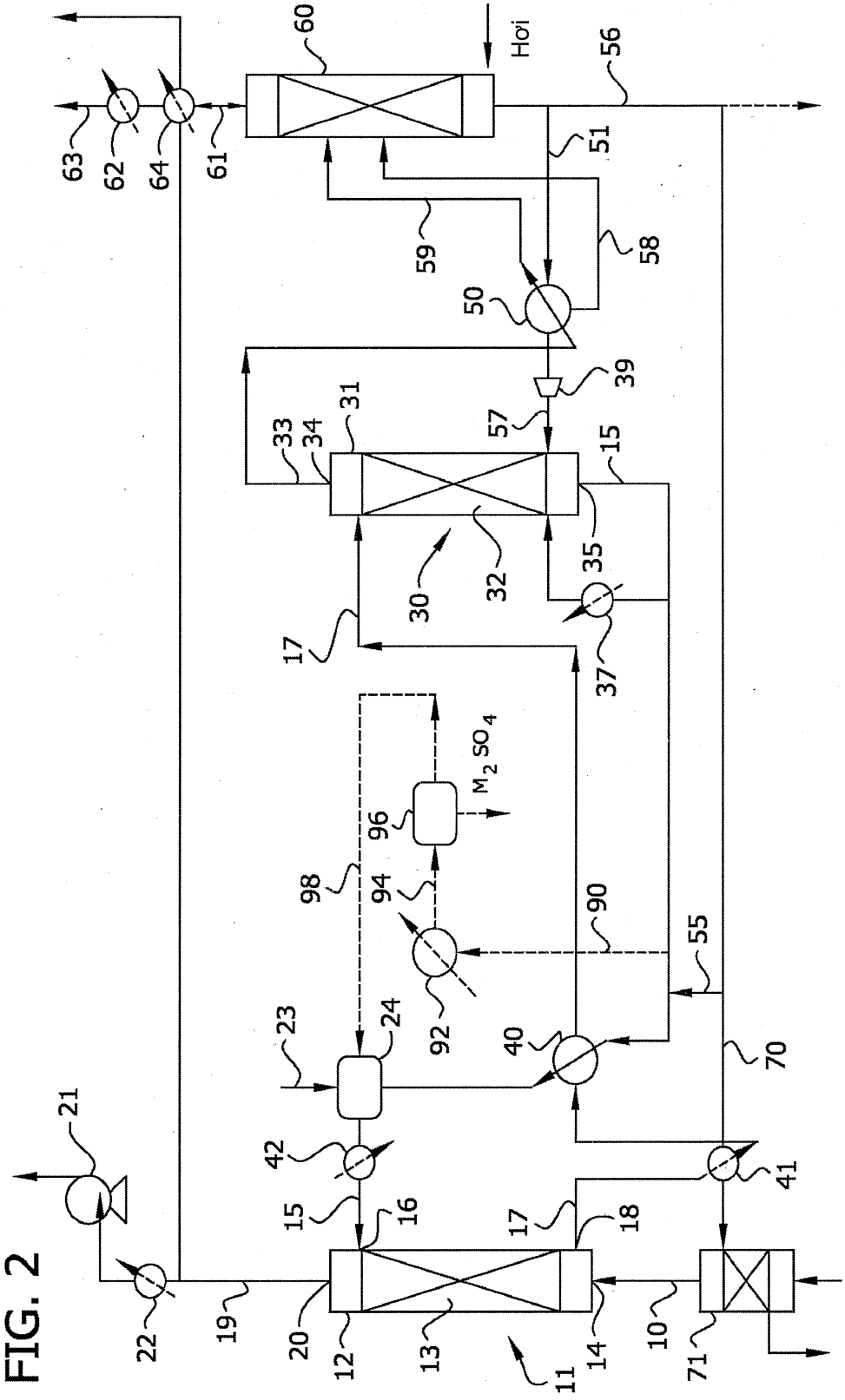


FIG. 2

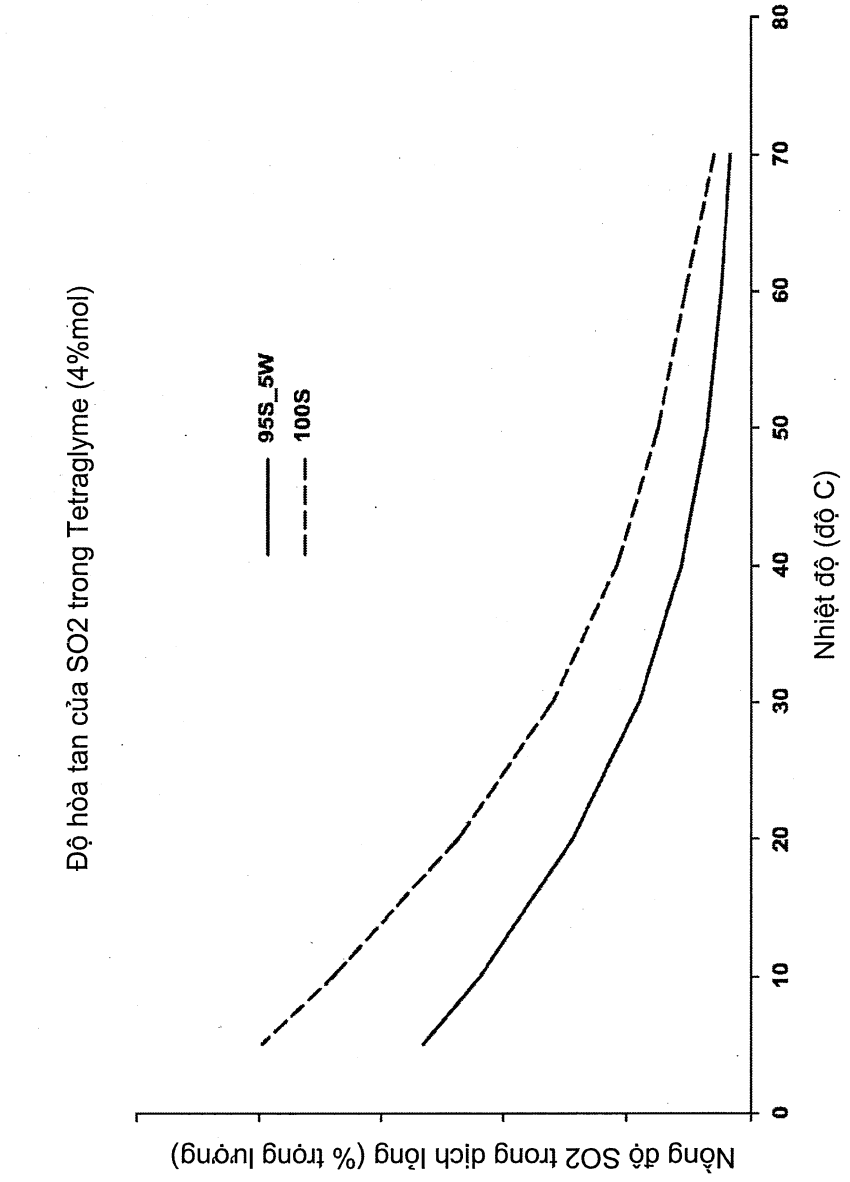

Độ hòa tan của SO2 trong Tetraglyme (4%mol)
95S_5W
100S
Nồng độ SO2 trong dịch lỏng (% trọng lượng)
0
10
20
30
40
50
60
70
80
Nhiệt độ (độ C)

FIG. 3

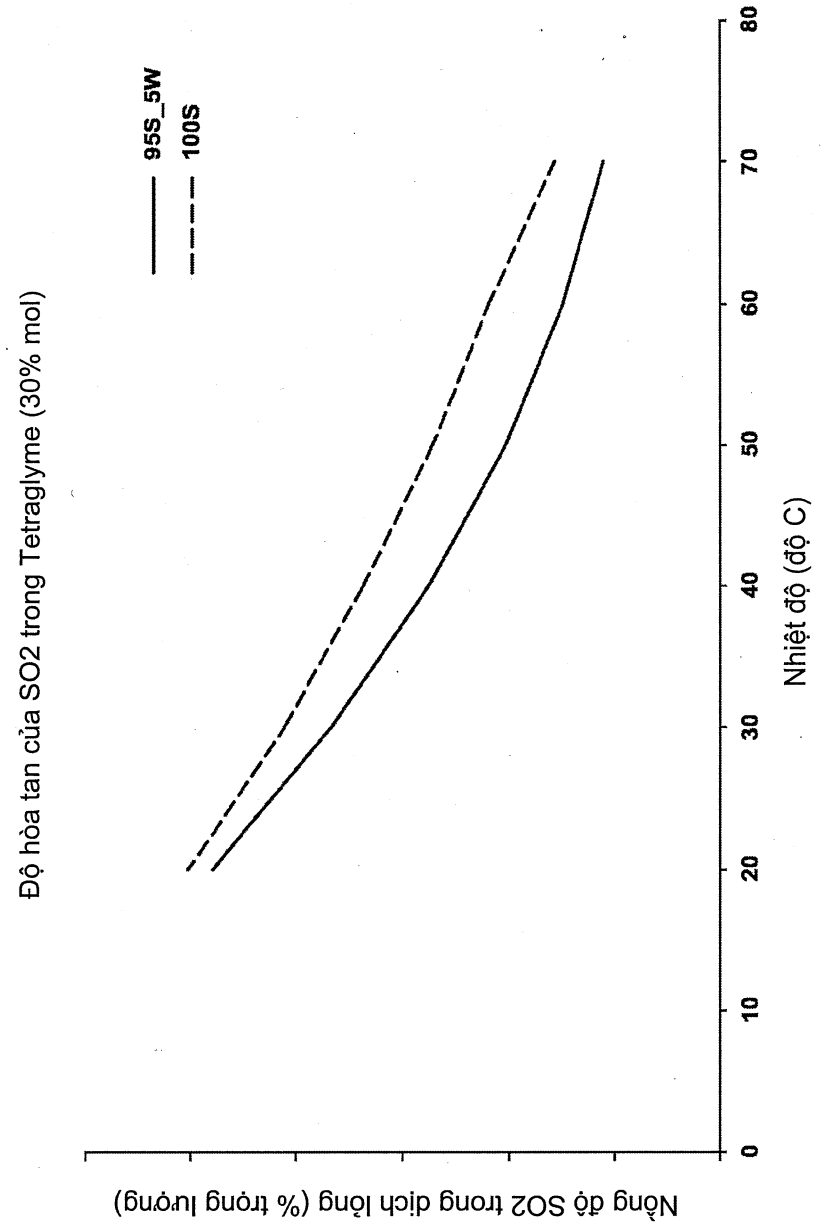

Độ hòa tan của SO2 trong Tetraglyme (30% mol)
95S_5W
100S
0
10
20
30
40
50
60
70
80
Nhiệt độ (độ C)
Nồng độ SO2 trong dịch lỏng (% trọng lượng)

FIG. 4

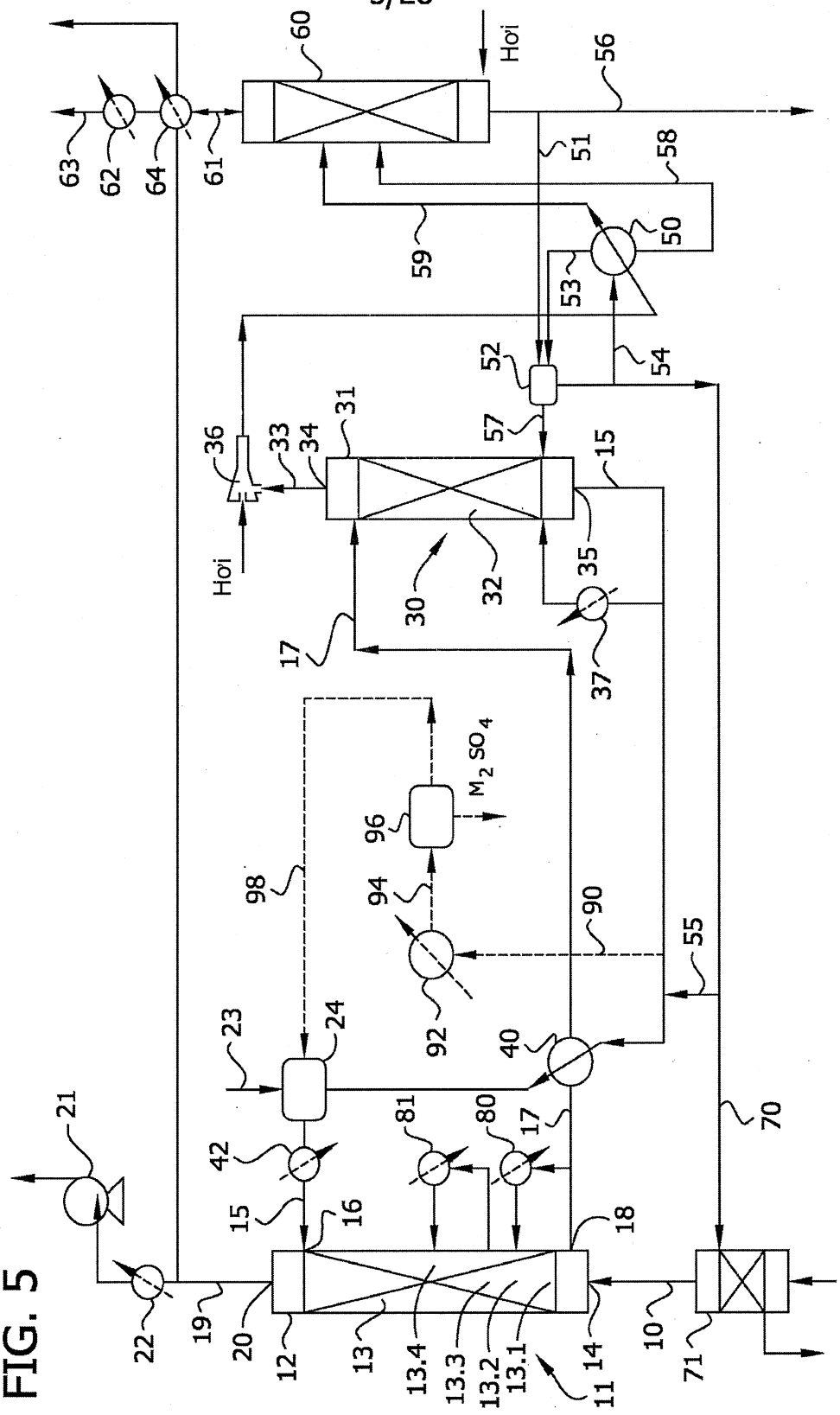


FIG. 5

FIG. 6

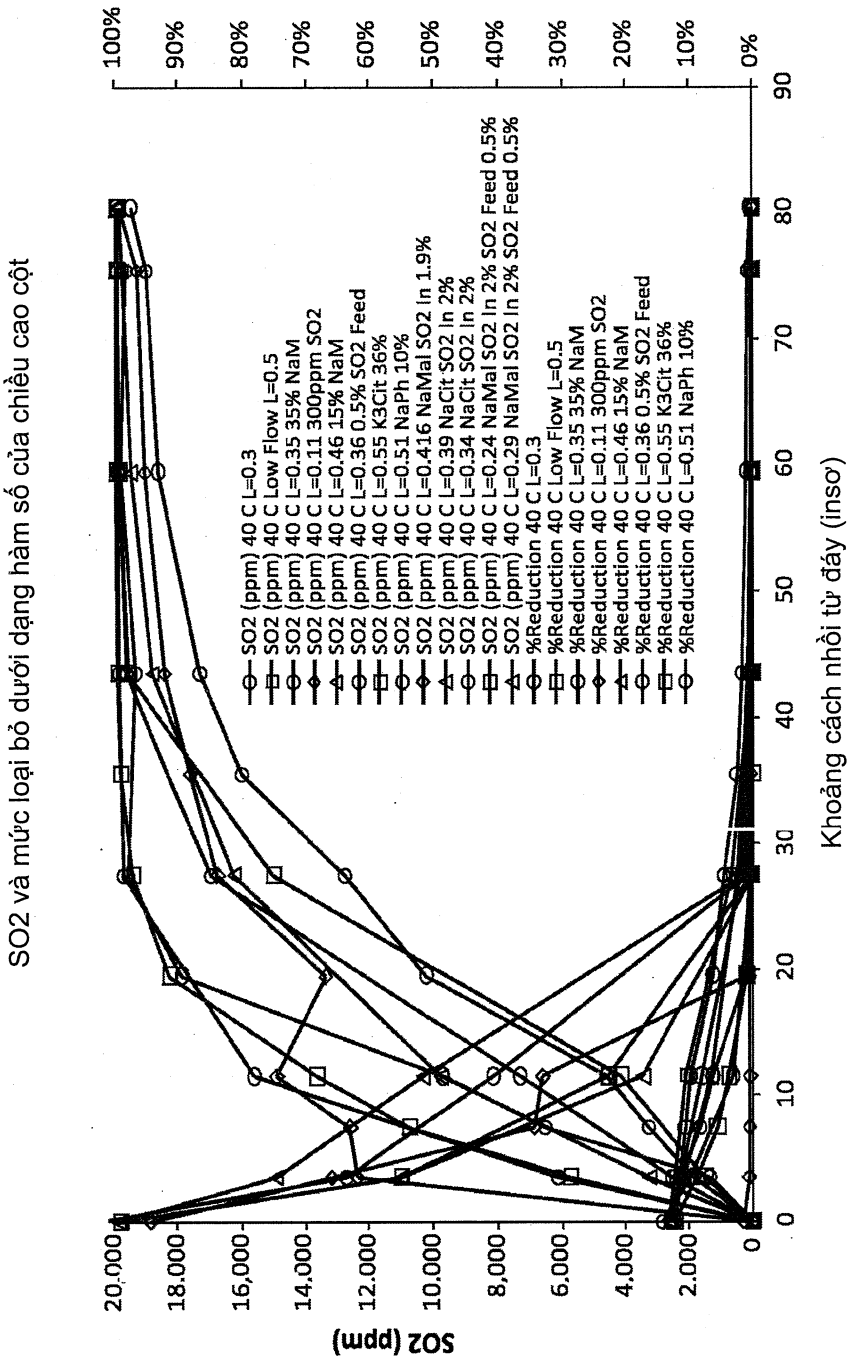
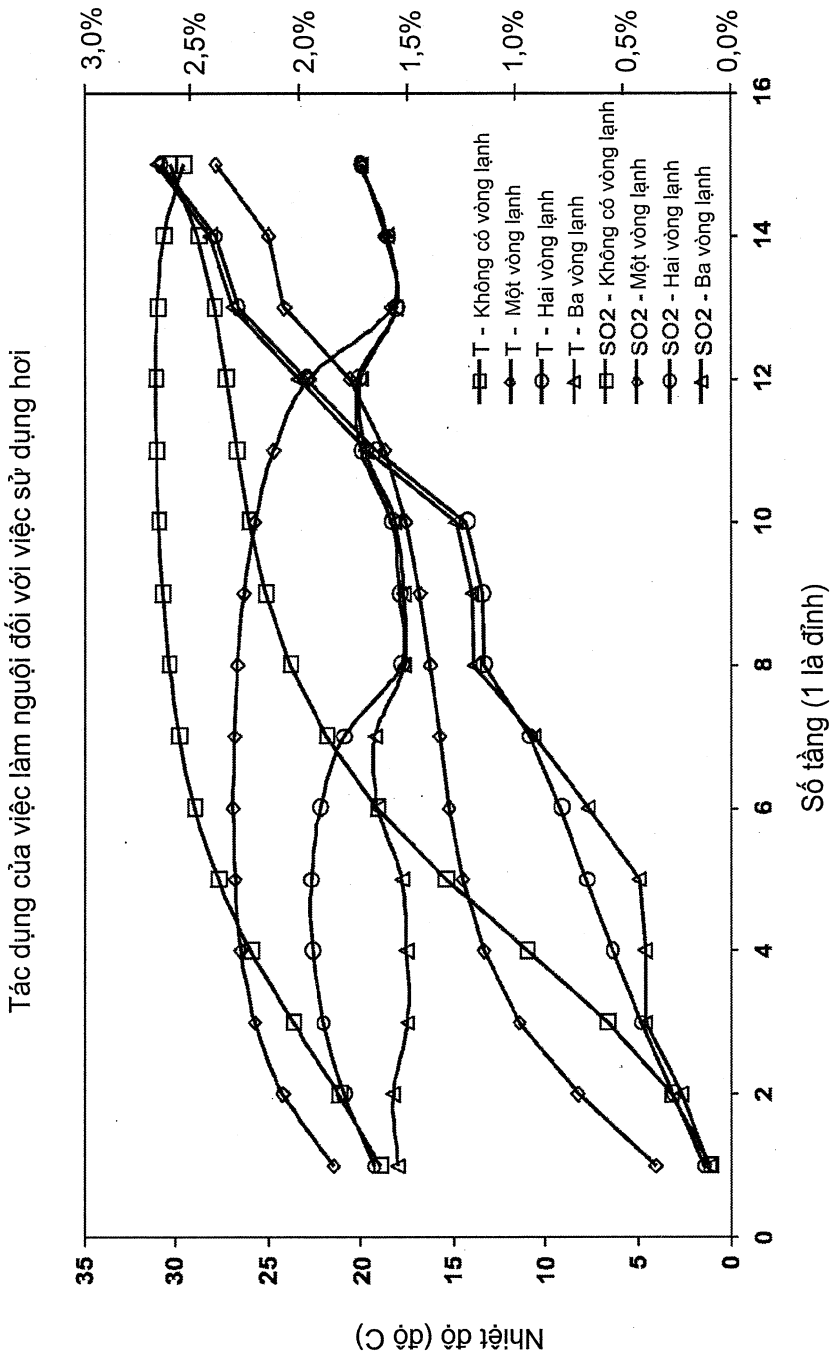

SO2 và mức loại bỏ dưới dạng hàm số của chiều cao cột
SO2 (ppm)
Mức giảm (%)
Khoảng cách nhồi từ đáy (inso')
SO2 (ppm) 40 C L=0.3
SO2 (ppm) 40 C Low Flow L=0.5
SO2 (ppm) 40 C L=0.35 35% NaM
SO2 (ppm) 40 C L=0.11 300ppm SO2
SO2 (ppm) 40 C L=0.46 15% NaM
SO2 (ppm) 40 C L=0.36 0.5% SO2 Feed
SO2 (ppm) 40 C L=0.55 K3Cit 36%
SO2 (ppm) 40 C L=0.51 NaPh 10%
SO2 (ppm) 40 C L=0.416 NaMal SO2 In 1.9%
SO2 (ppm) 40 C L=0.39 NaCit SO2 In 2%
SO2 (ppm) 40 C L=0.34 NaCit SO2 In 2%
SO2 (ppm) 40 C L=0.24 NaMal SO2 In 2% SO2 Feed 0.5%
SO2 (ppm) 40 C L=0.29 NaMal SO2 In 2% SO2 Feed 0.5%
%Reduction 40 C L=0.3
%Reduction 40 C Low Flow L=0.5
%Reduction 40 C L=0.35 35% NaM
%Reduction 40 C L=0.11 300ppm SO2
%Reduction 40 C L=0.46 15% NaM
%Reduction 40 C L=0.36 0.5% SO2 Feed
%Reduction 40 C L=0.55 K3Cit 36%
%Reduction 40 C L=0.51 NaPh 10%

FIG. 7


Tác dụng của việc làm nguội đối với việc sử dụng hơi
Nhiệt độ (độ C)
Số tầng (1 là đỉnh)
T - Không có vòng lạnh
T - Một vòng lạnh
T - Hai vòng lạnh
T - Ba vòng lạnh
SO2 - Không có vòng lạnh
SO2 - Một vòng lạnh
SO2 - Hai vòng lạnh
SO2 - Ba vòng lạnh
3,0%
2,5%
2,0%
1,5%
1,0%
0,5%
0,0%
35
30
25
20
15
10
5
0
0
2
4
6
8
10
12
14
16

8/26

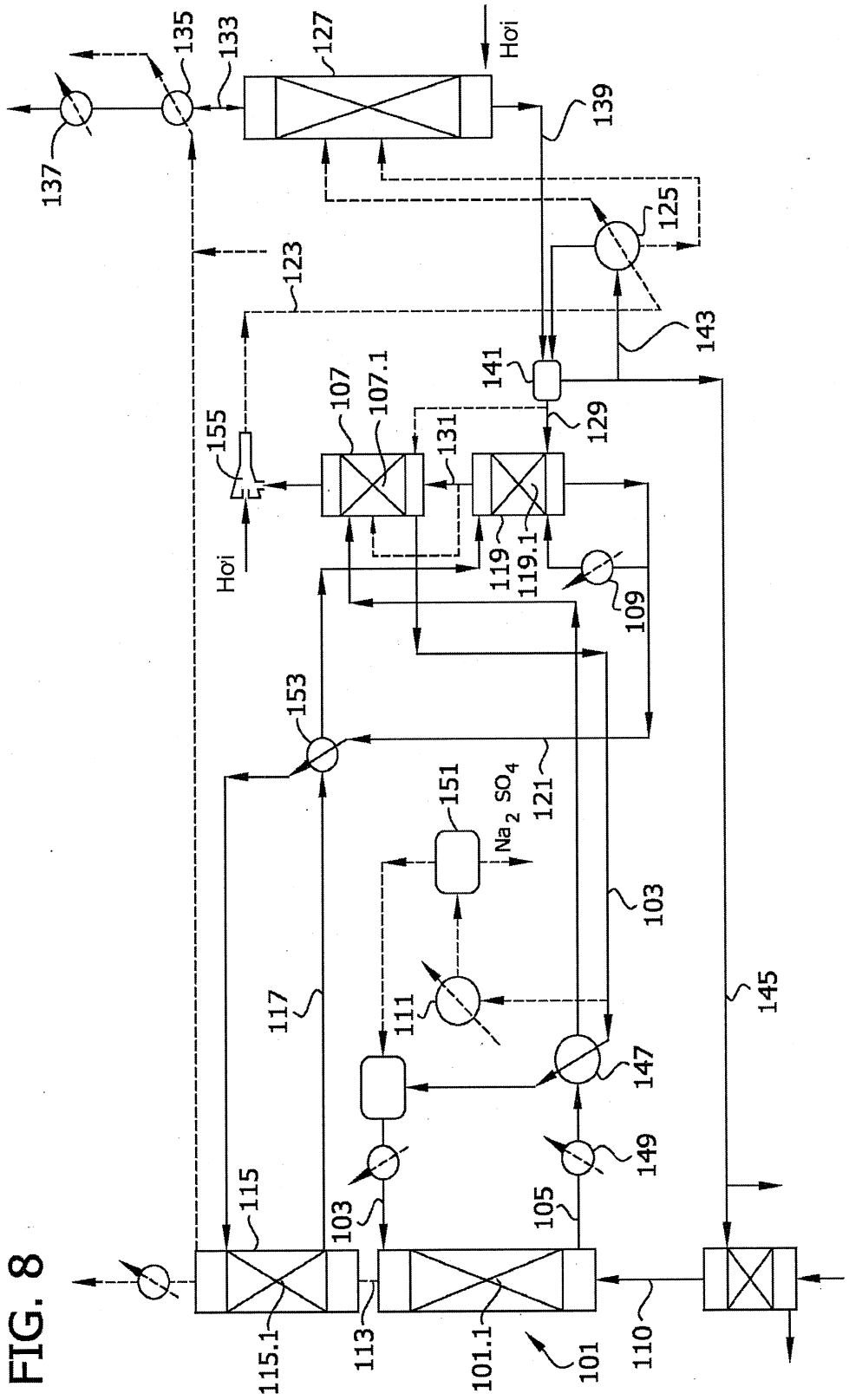

135
133
127
Hoi
139
137
125
123
143
141
107
107.1
155
131
129
Hoi
119
119.1
109
153
121
151
Na_2SO_4
103
117
111
145
147
149
115
103
105
115.1
113
101.1
101
110

FIG. 8

9/26

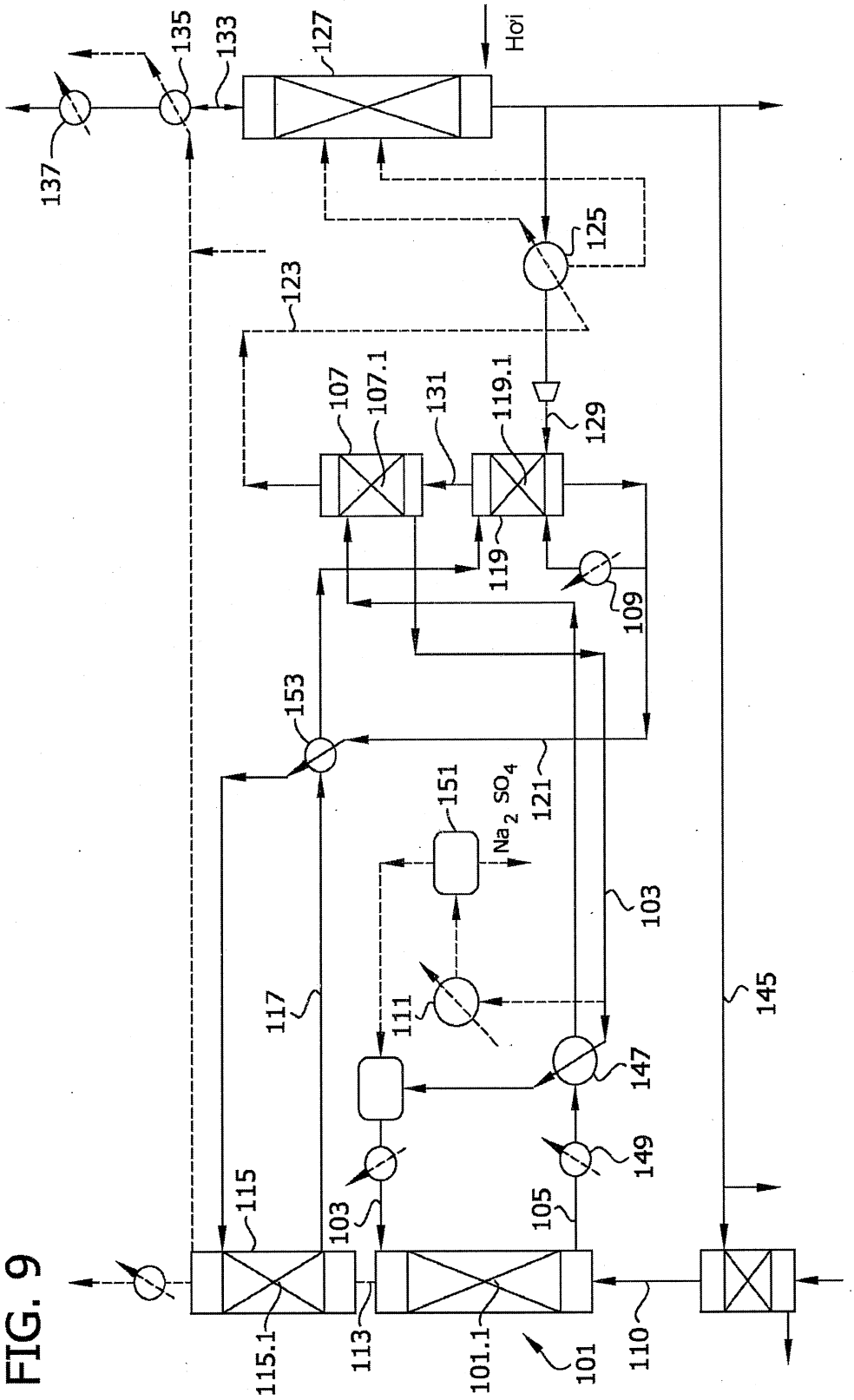

Hoi
127
135
133
137
125
123
107
107.1
131
119.1
129
119
109
153
121
151
Na_2SO_4
103
117
111
145
147
149
115
103
105
115.1
113
101.1
101
110

FIG. 9

FIG. 10

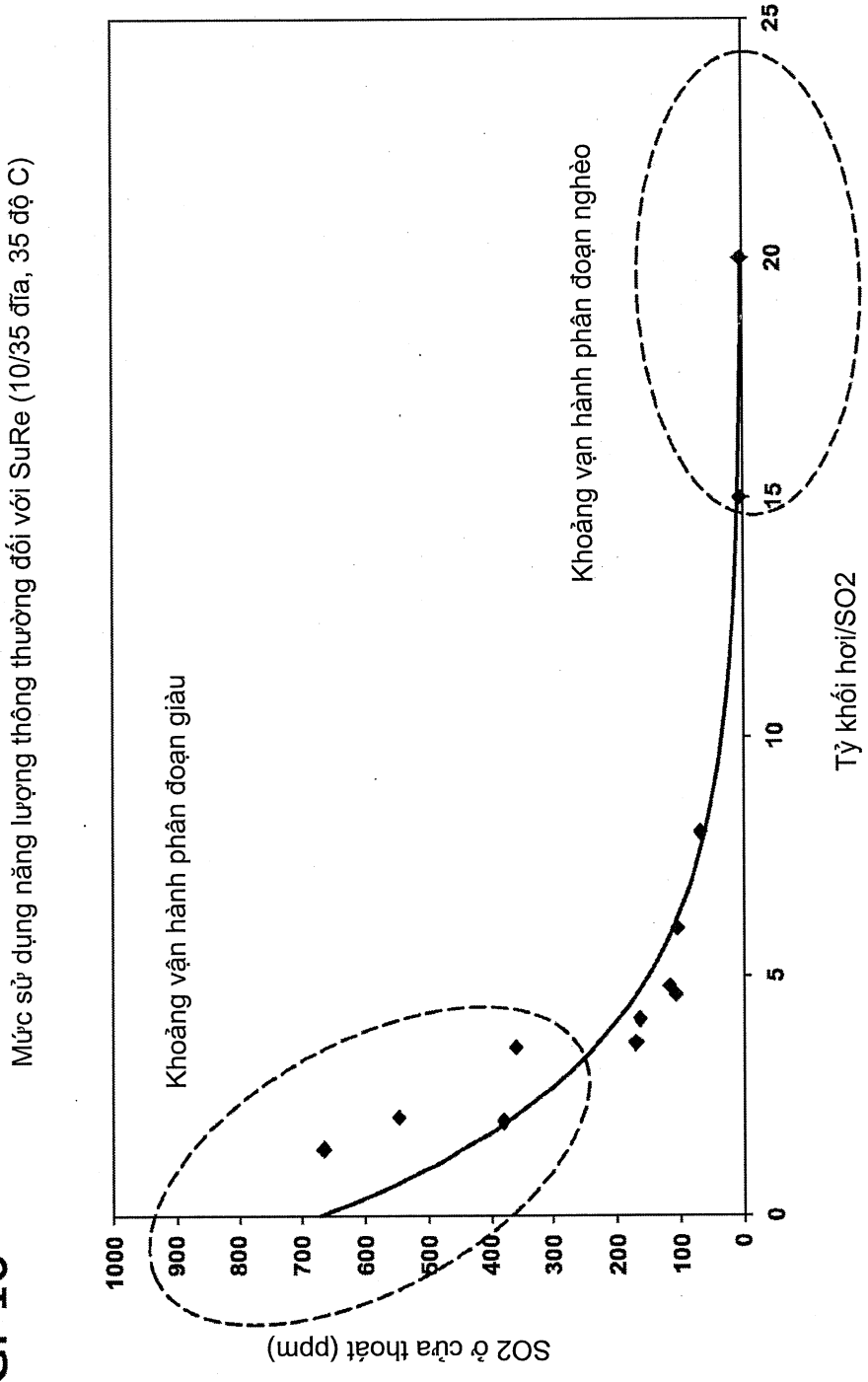

Mức sử dụng năng lượng thông thường đối với SuRe (10/35 đĩa, 35 độ C)
SO2 ở cửa thoát (ppm)
Tỷ khối hơi/SO2
Khoảng vận hành phân đoạn giàu
Khoảng vạn hành phân đoạn nghèo
1000
900
800
700
600
500
400
300
200
100
0
0
5
10
15
20
25

FIG. 11

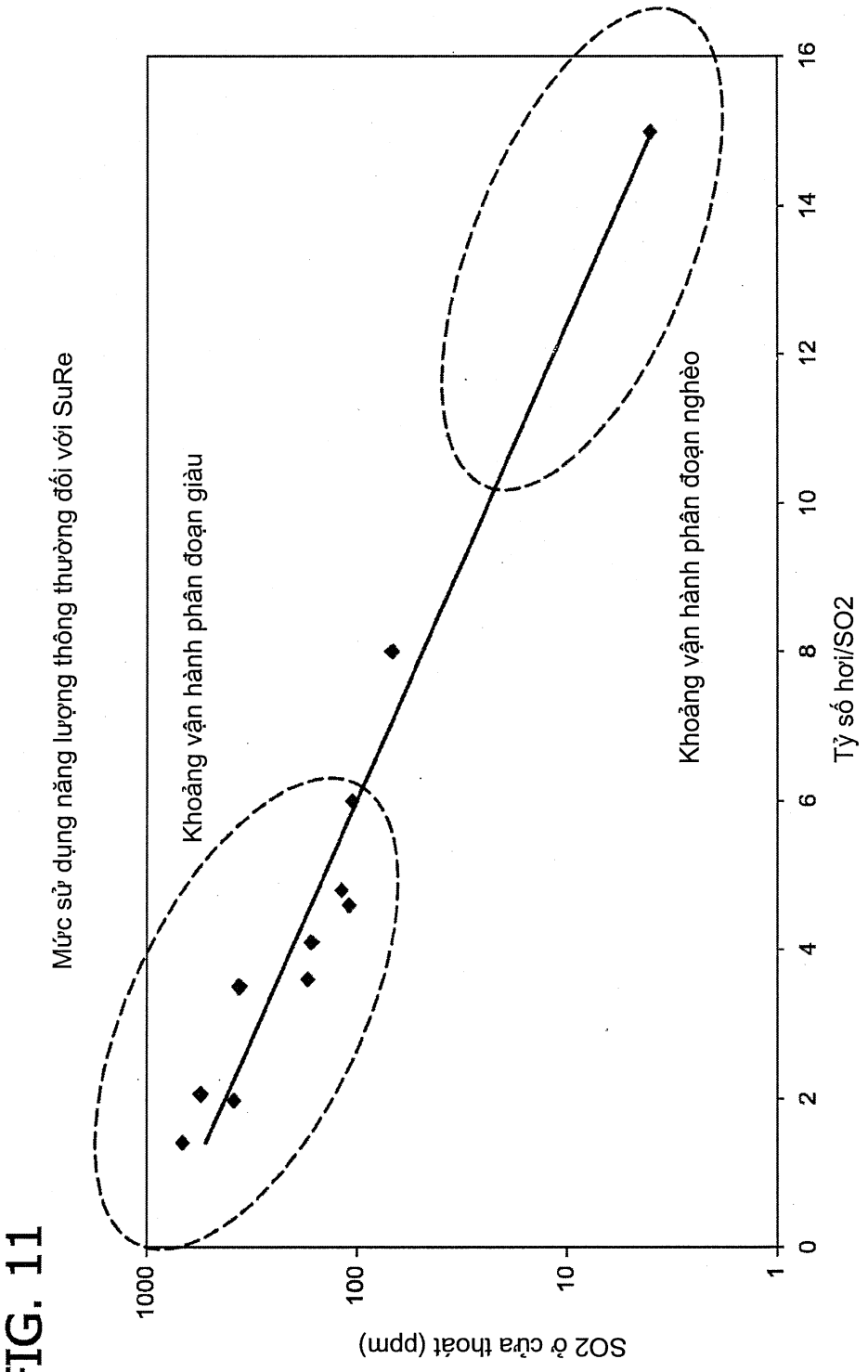
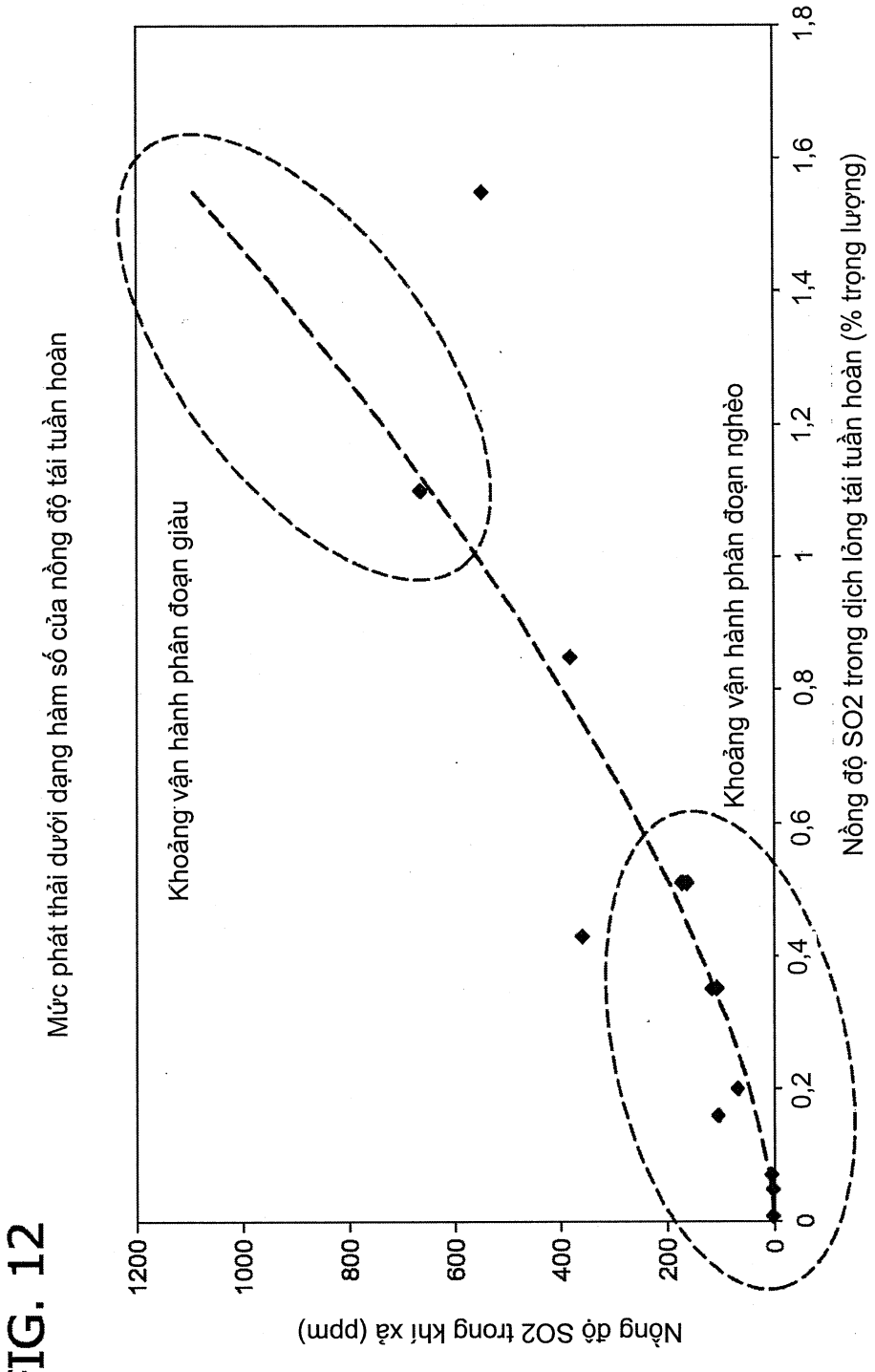

Mức sử dụng năng lượng thông thường đối với SuRe
Khoảng vận hành phân đoạn giàu
Khoảng vận hành phân đoạn nghèo
Tỷ số hơi/SO2
SO2 ở cửa thoát (ppm)
1000
100
10
1
0
2
4
6
8
10
12
14
16

FIG. 12


Mức phát thải dưới dạng hàm số của nồng độ tái tuần hoàn
Khoảng vận hành phân đoạn giàu
Khoảng vận hành phân đoạn nghèo
Nồng độ SO2 trong khí xả (ppm)
Nồng độ SO2 trong dịch lỏng tái tuần hoàn (% trọng lượng)
0
200
400
600
800
1000
1200
0
0,2
0,4
0,6
0,8
1
1,2
1,4
1,6
1,8

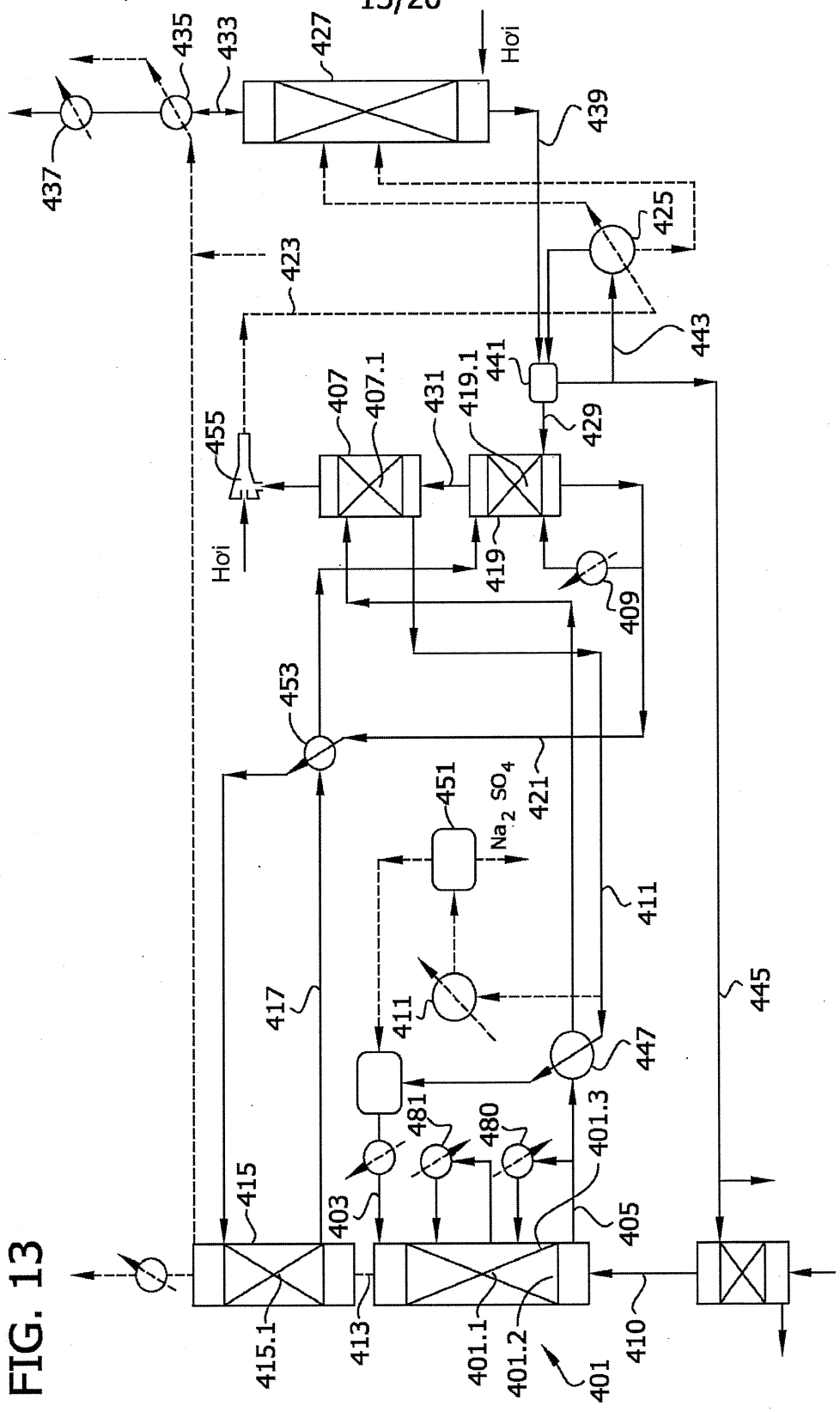
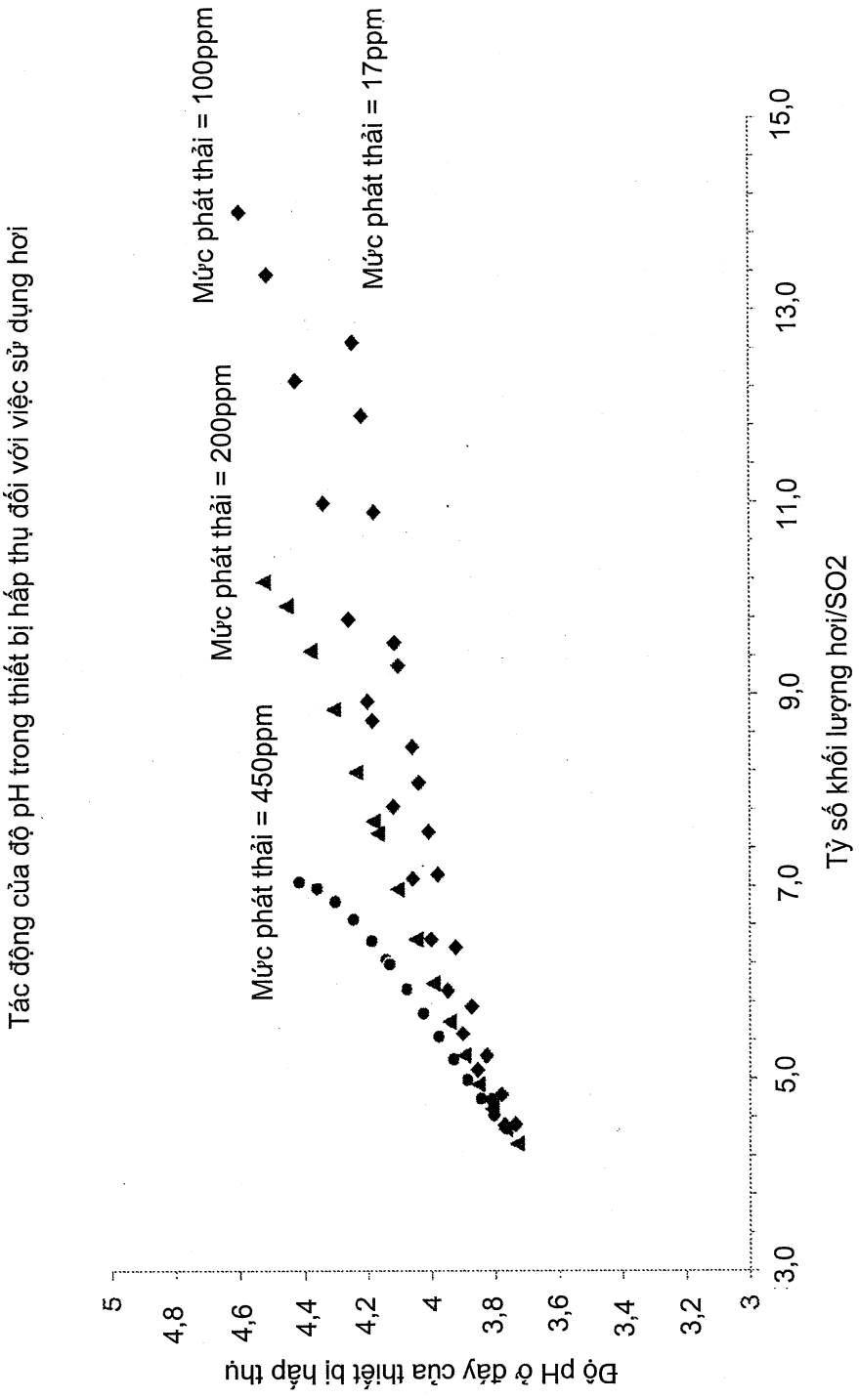

Hơi
435
433
427
439
437
425
423
443
441
407
407.1
431
419.1
429
455
419
409
453
451
Na_2SO_4
421
411
417
445
447
481
480
401.3
415
403
405
415.1
413
401.1
401.2
401
410

FIG. 13

FIG. 14


Tác động của độ pH trong thiết bị hấp thụ đối với việc sử dụng hơi
Độ pH ở đáy của thiết bị hấp thụ
Tỷ số khối lượng hơi/SO2
Mức phát thải = 450ppm
Mức phát thải = 200ppm
Mức phát thải = 100ppm
Mức phát thải = 17ppm
5
4,8
4,6
4,4
4,2
4
3,8
3,6
3,4
3,2
3
3,0
5,0
7,0
9,0
11,0
13,0
15,0

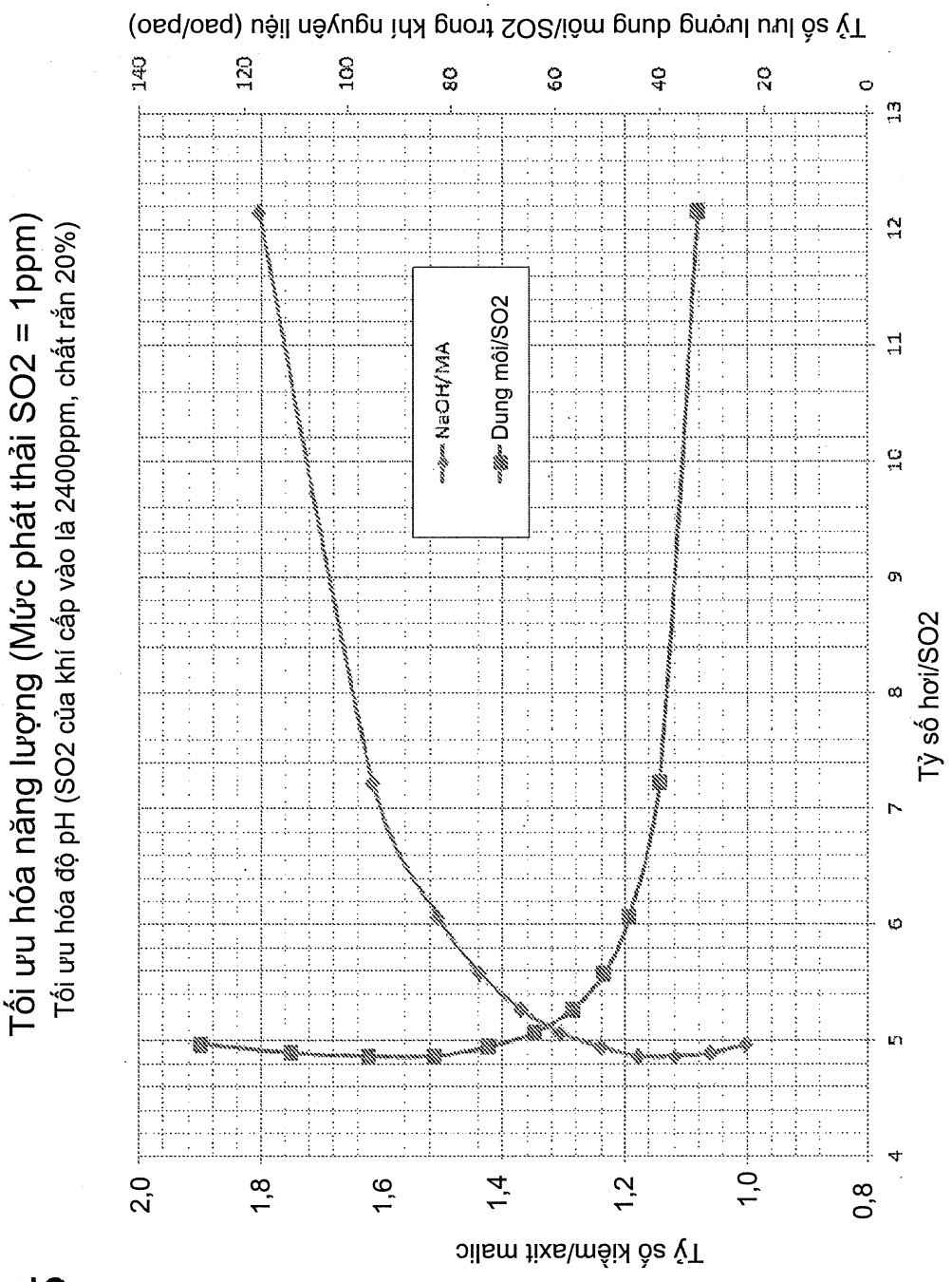

Tối ưu hóa năng lượng (Mức phát thải SO2 = 1ppm)
Tối ưu hóa độ pH (SO2 của khí cấp vào là 2400ppm, chất rắn 20%)
Tỷ số kiềm/axit malic
Tỷ số hơi/SO2
Tỷ số lưu lượng dung môi/SO2 trong khí nguyên liệu (gpo/gpo)
NaOH/MA
Dung môi/SO2
2,0
1,8
1,6
1,4
1,2
1,0
0,8
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
140
120
100
80
60
40
20
0

FIG. 15

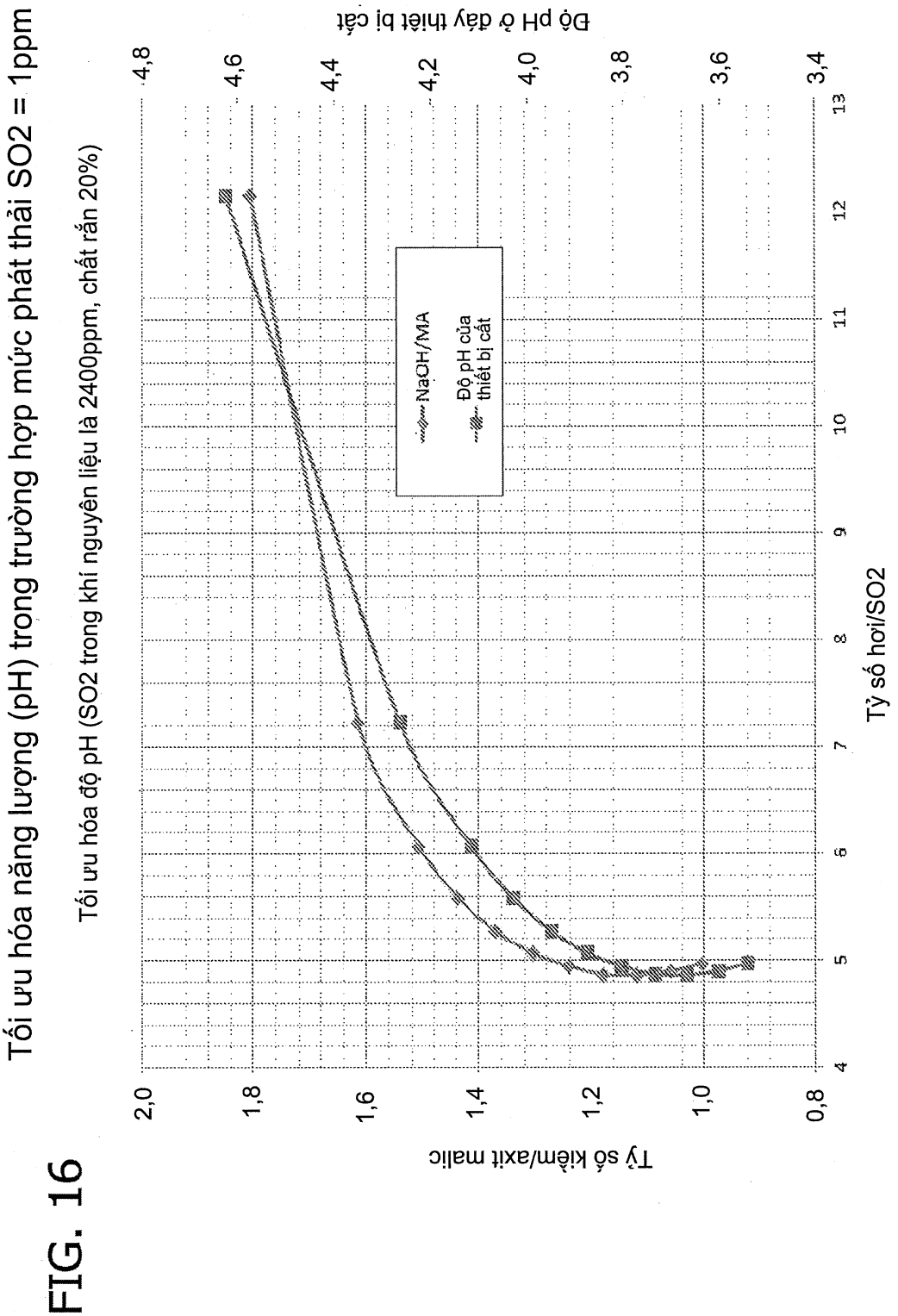

Tối ưu hóa năng lượng (pH) trong trường hợp mức phát thải SO2 = 1ppm
Tối ưu hóa độ pH (SO2 trong khí nguyên liệu là 2400ppm, chất rắn 20%)
Tỷ số kiềm/axit malic
Độ pH ở đáy thiết bị cất
Tỷ số hơi/SO2
NaOH/MA
Độ pH của thiết bị cất
2,0
1,8
1,6
1,4
1,2
1,0
0,8
4,8
4,6
4,4
4,2
4,0
3,8
3,6
3,4
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13

FIG. 16

FIG. 17

Mô hình đánh giá (lưu lượng hơi và dung môi không đổi)

Tác động của tỷ số NaOH/axit Malic đối với mức phát thải
(Dung môi/SO2 = 80 pao/pao, Hơi/SO2 = 6 pao/pao)

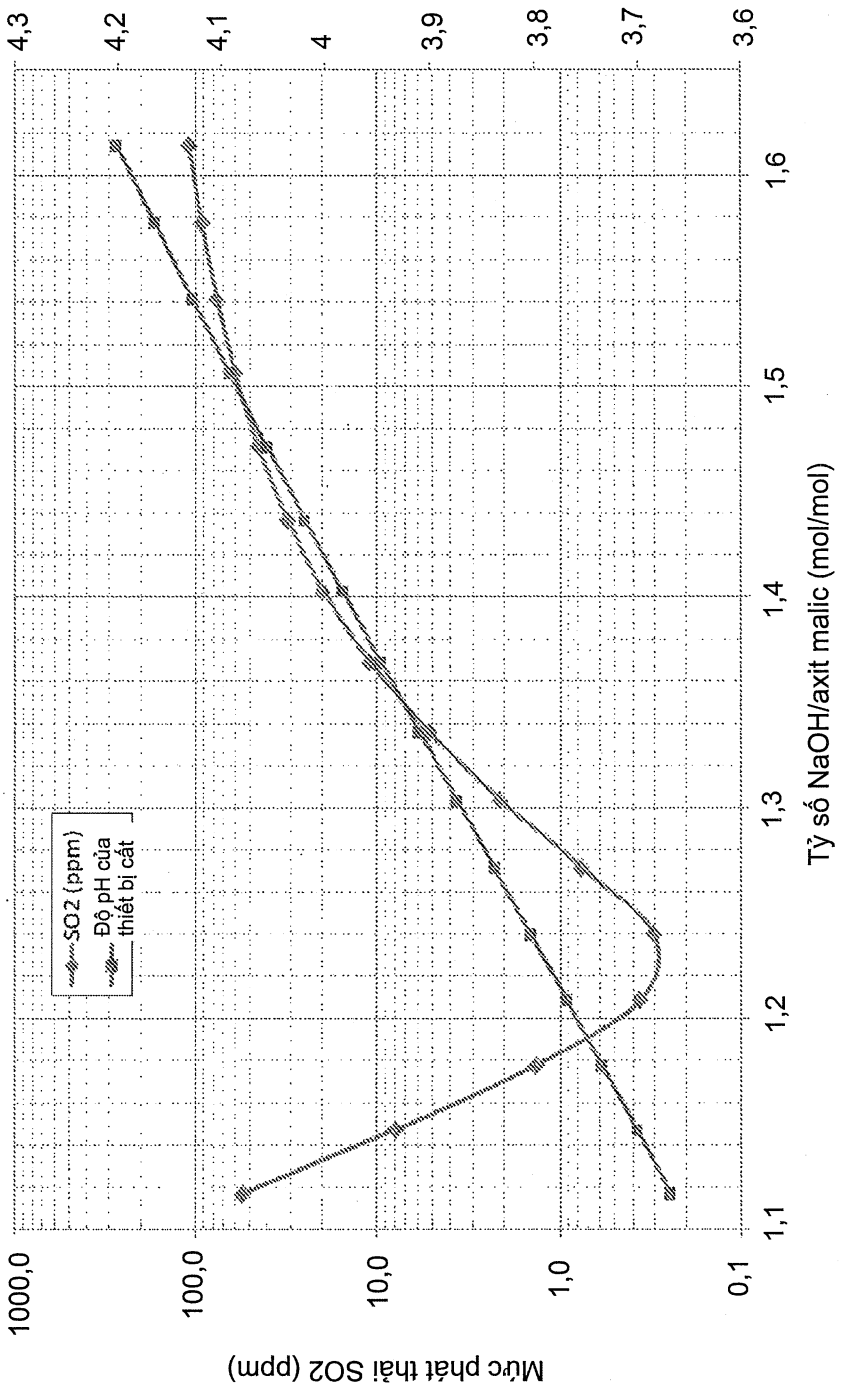


FIG. 18

Thực nghiệm (lưu lượng dung môi và hơi không đổi)

Tác động của tỷ số NaOH/axit malic đối với mức phát thải

(Dung môi/SO2 = 80 pao/pao, hơi/SO2 =6 pao/pao, SO2 trong khí nguyên liệu = 2400ppm)

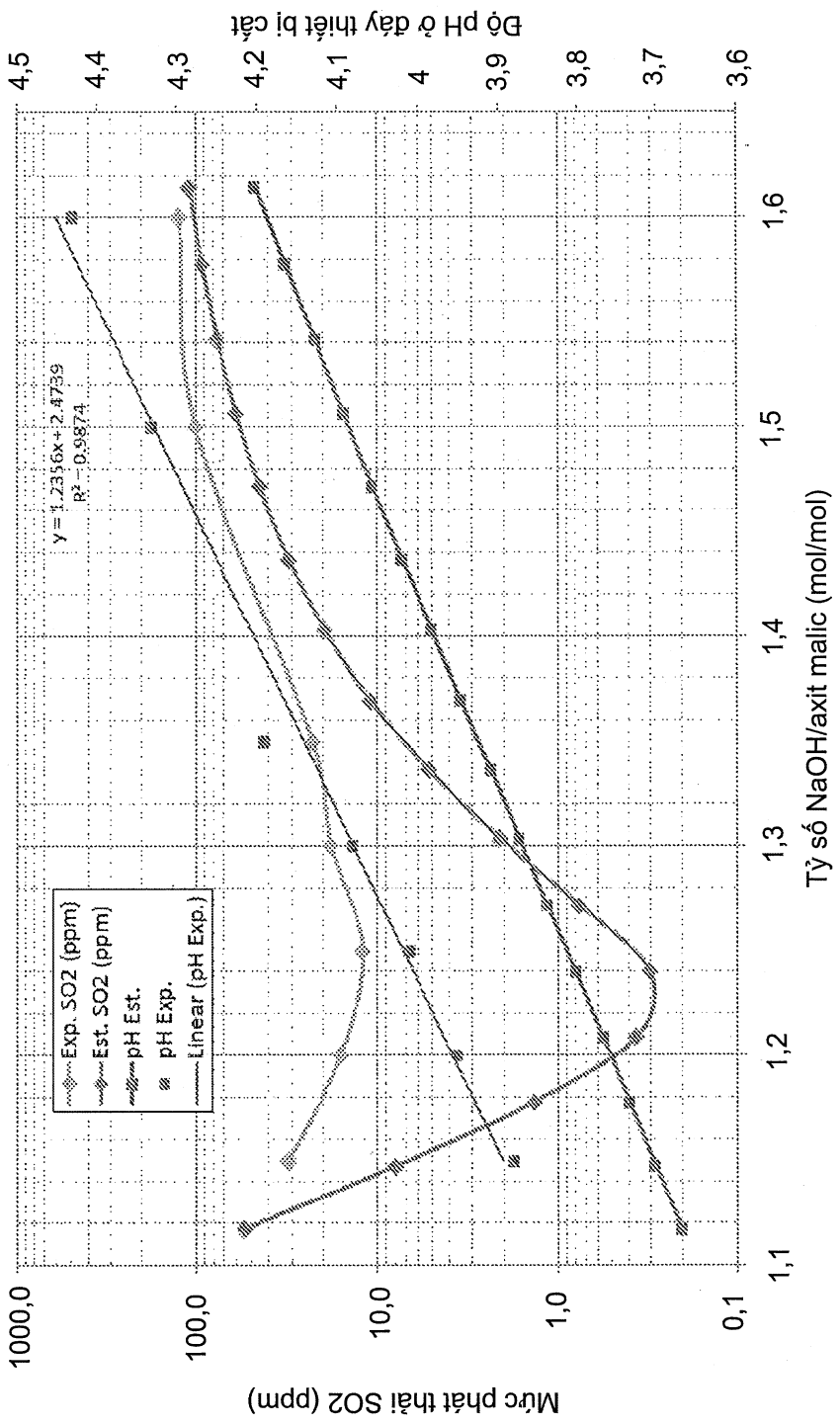


FIG. 19

Ảnh hưởng của việc sử dụng hơi đối với mức phát thải

Tác động của tỷ số NaOH/axit malic

(Khí nguyên liệu chứa 2400ppm SO2, Dung môi/SO2 = 80 pao/pao)

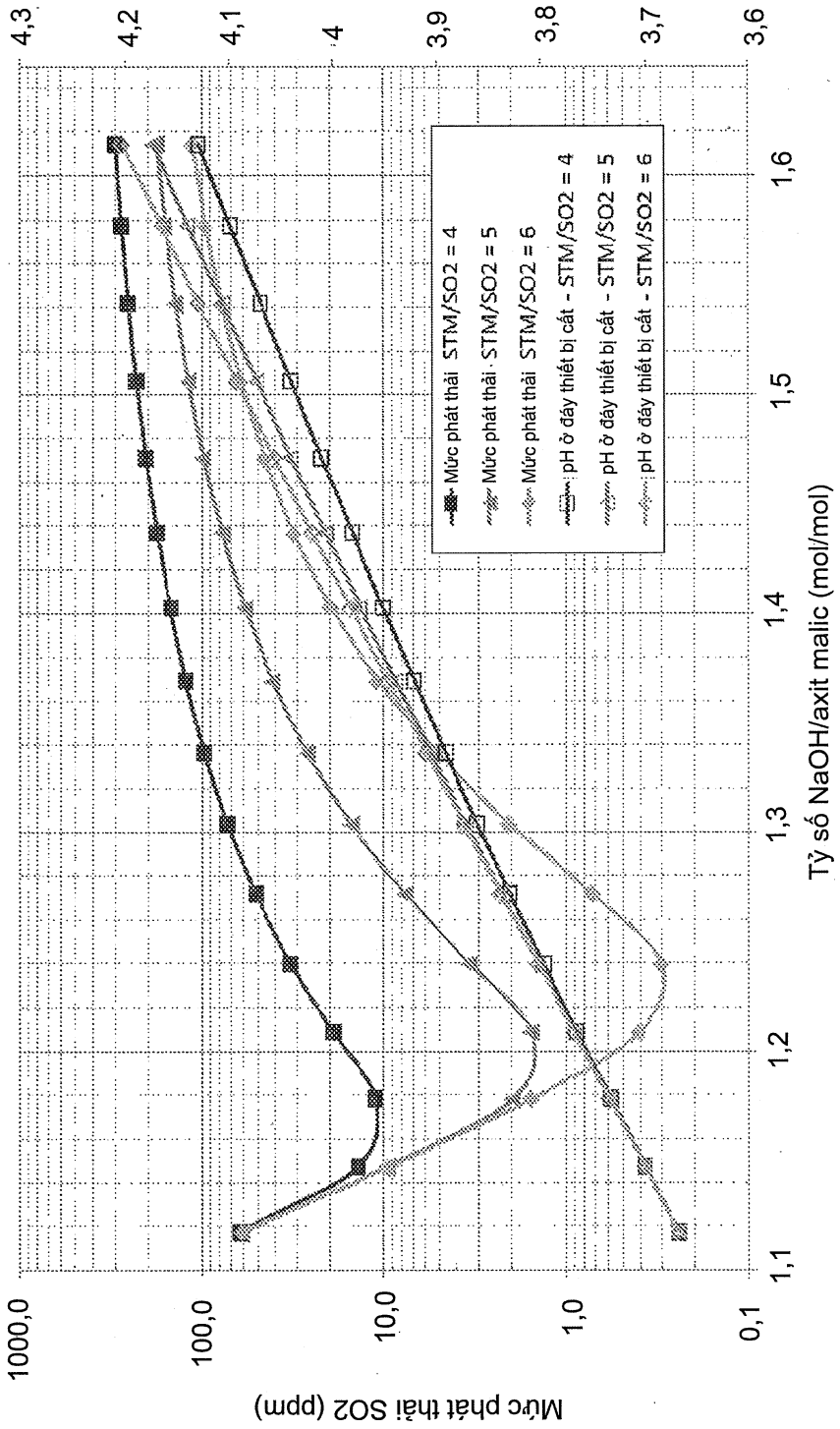


FIG. 20

Ảnh hưởng của độ pH và Sulfat đối với mức phát thải

Ảnh hưởng của tỷ số mol NaOH/axit malic đối với mức phát thải

Khí nguyên liệu chứa 2400ppm SO2, dung môi chứa 20% chất rắn malat, Dung môi/SO2 = 80 pao/pao

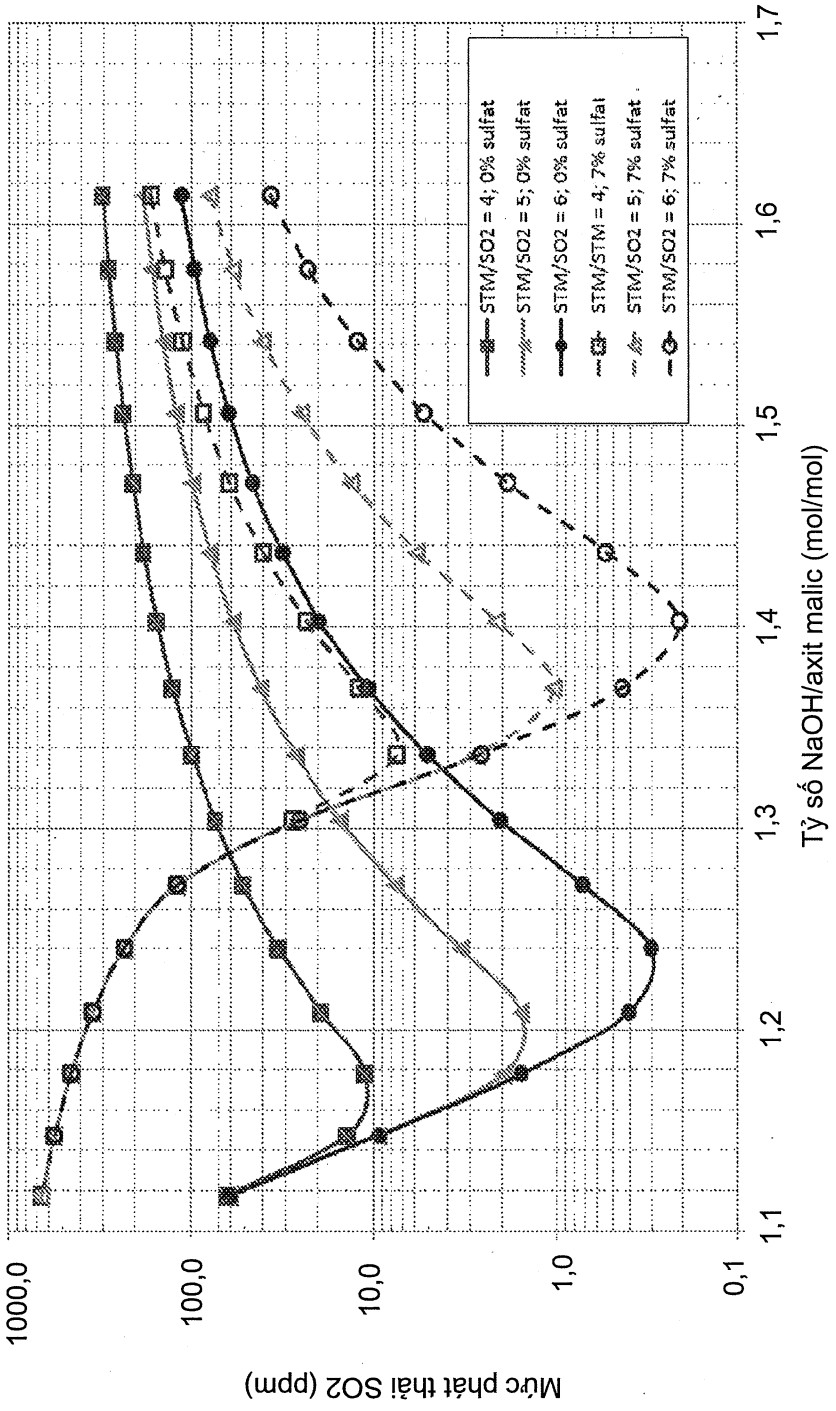


FIG. 21

Ảnh hưởng của độ pH và Sulfat đối với mức phát thải

Ảnh hưởng của độ pH đối với mức phát thải

Khí nguyên liệu chứa 2400ppm SO2, Dung môi chứa 20% chất rắn malat, Dung môi/SO2 = 80 pao/pao

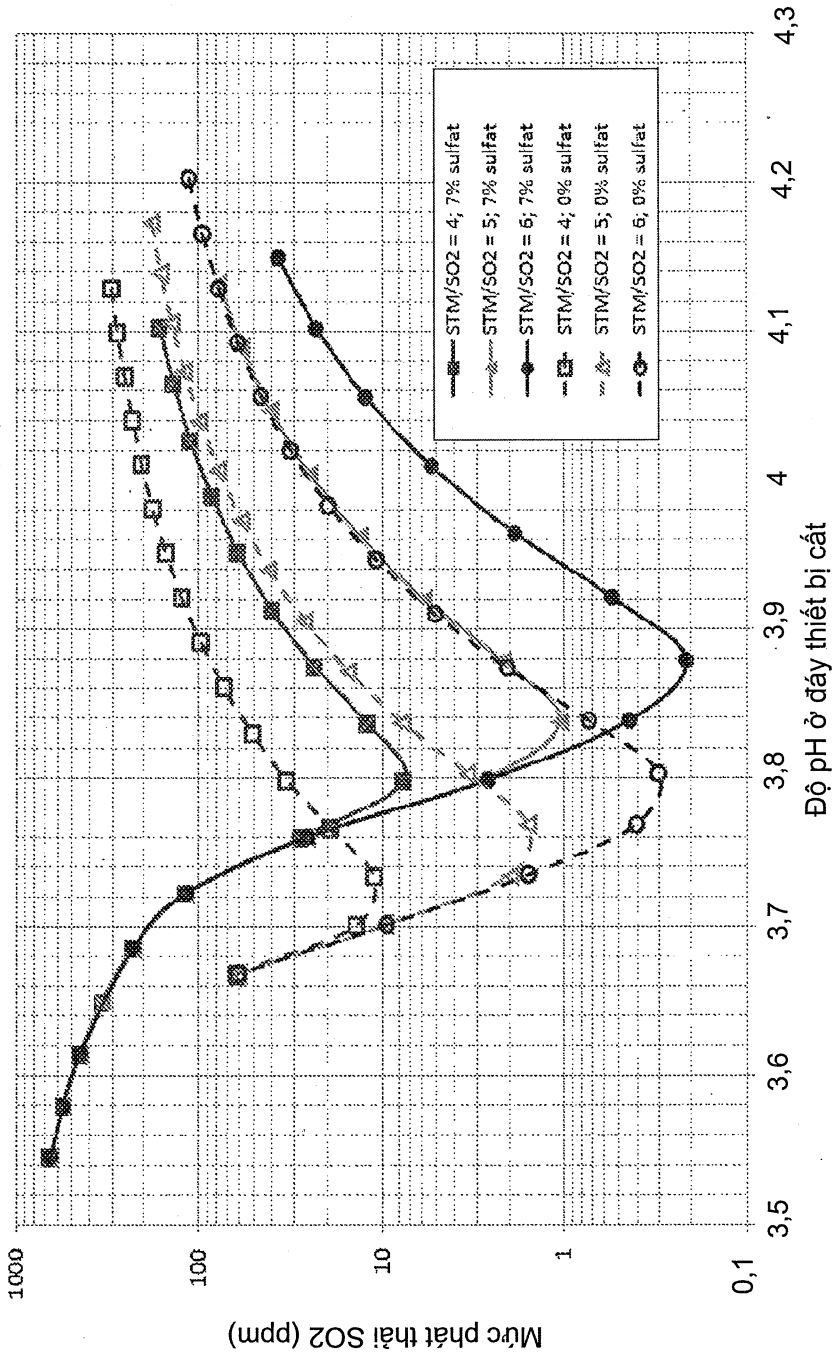


FIG. 22

Nồng độ SO2 trong dung môi tái tuần hoàn

Nồng độ SO2 biểu kiến ở đáy thiết bị cát

Khí nguyên liệu chứa 2400ppm SO2, dung môi chứa 20% chất rắn malat, Dung môi/SO2 = 80 pao/pao

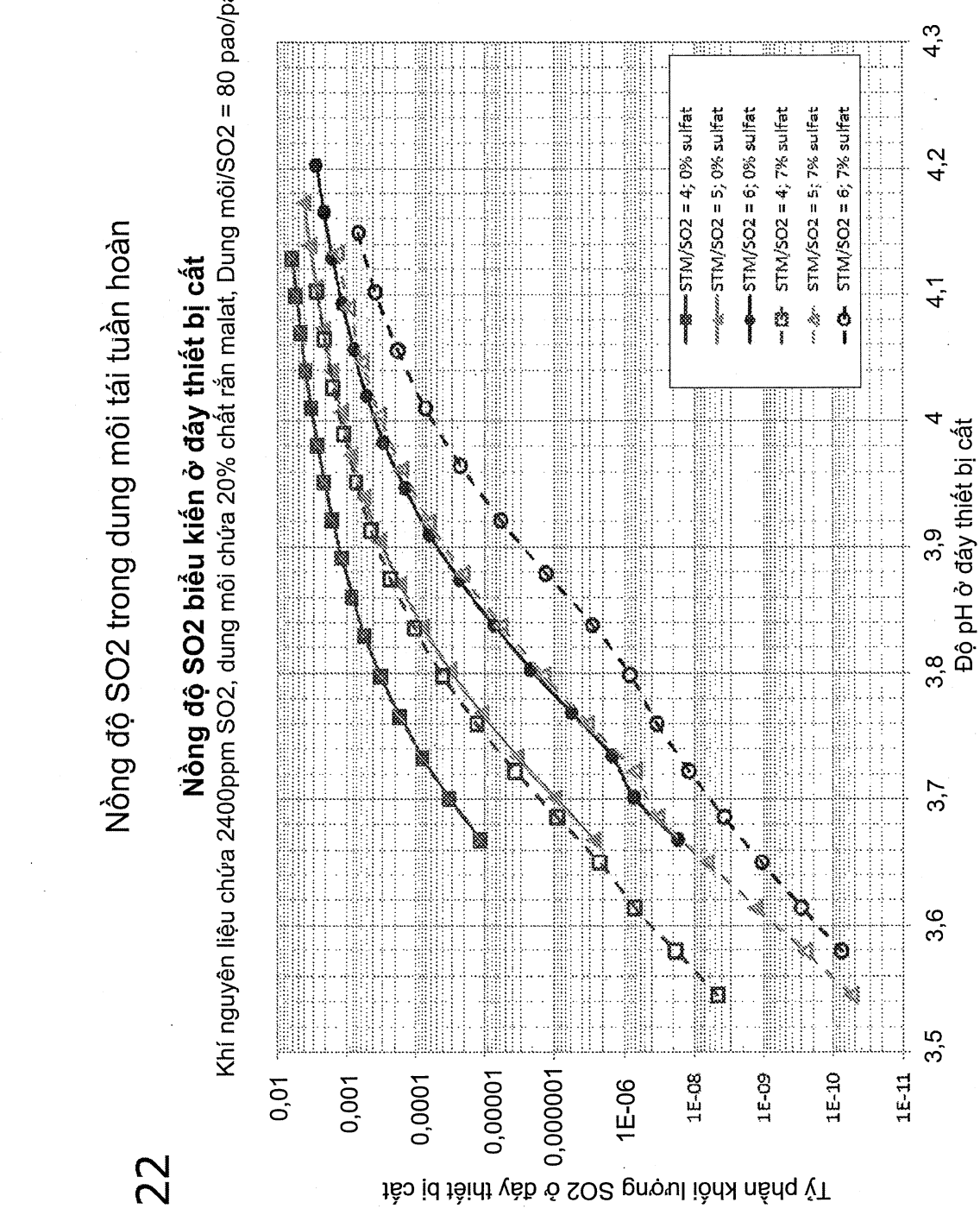
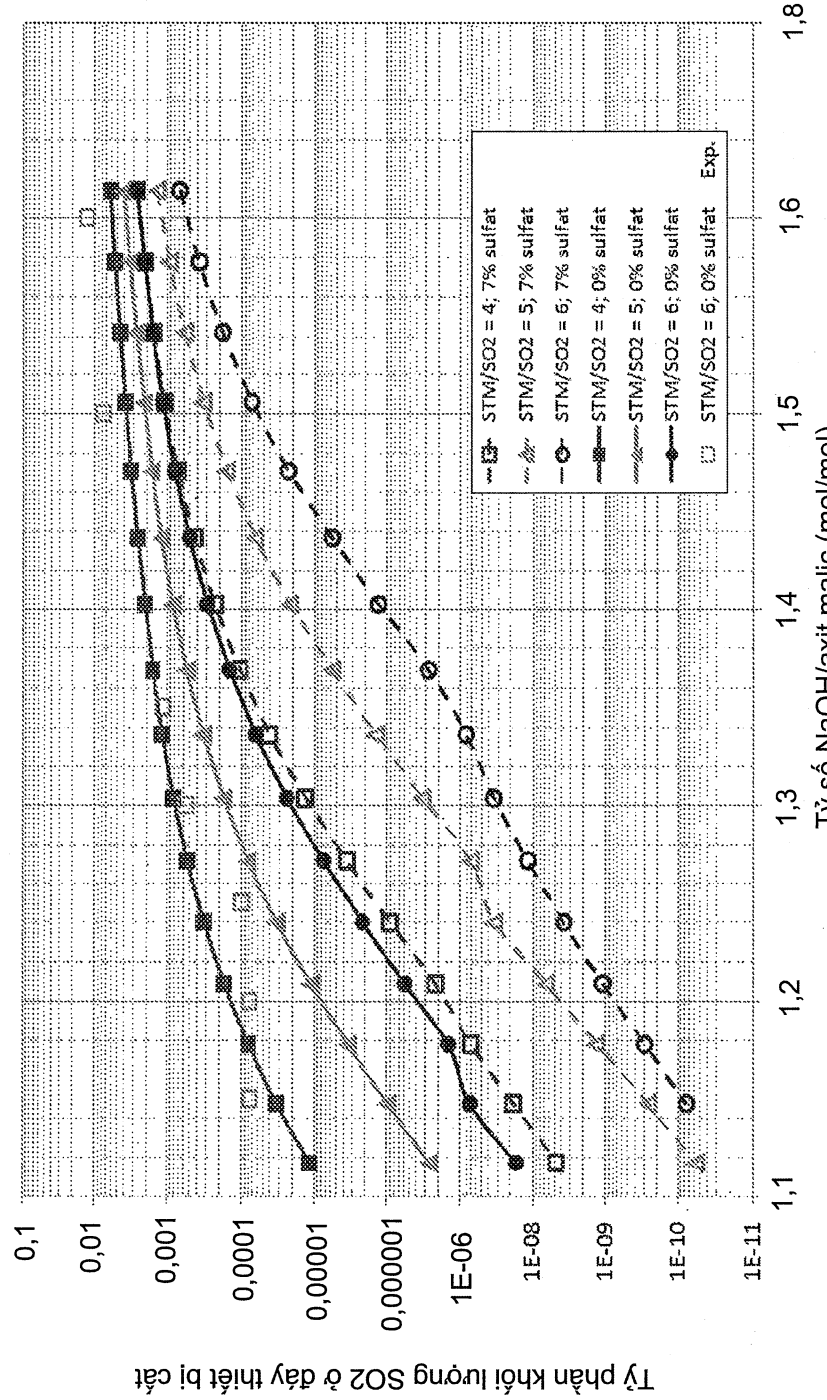


FIG. 23

Nồng độ SO2 trong dung môi tái tuần hoàn

Nồng độ SO2 biểu kiến ở đáy thiết bị cất

Khí nguyên liệu chứa 2400ppm SO2, dung môi chứa 20% chất rắn malat, Dung môi/SO2 = 80 pao/pao



Ảnh hưởng của độ pH và sulfat đối với mức phát thải

FIG. 24

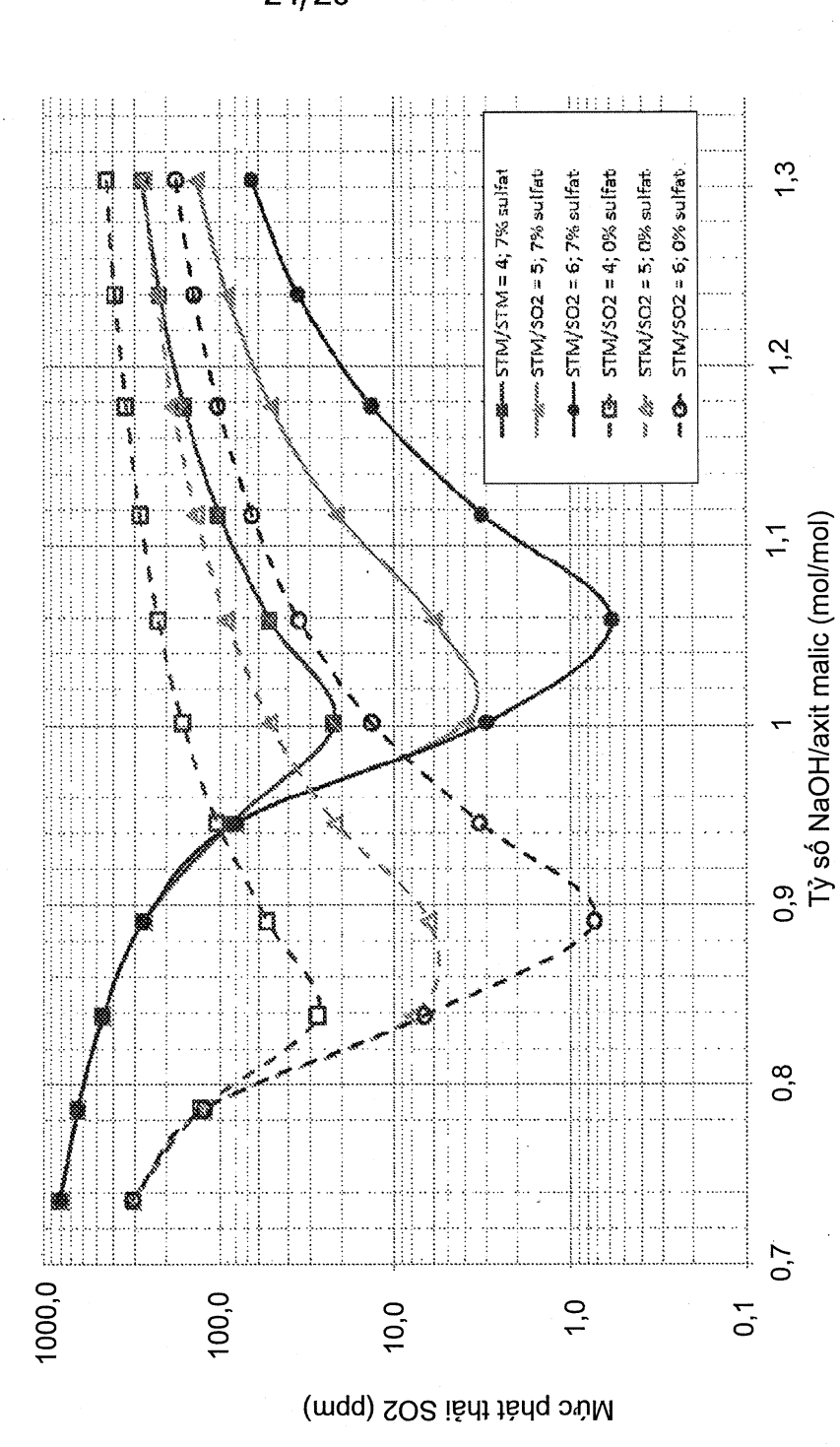


FIG. 25

Ảnh hưởng của độ pH và sulfat đối với mức phát thải

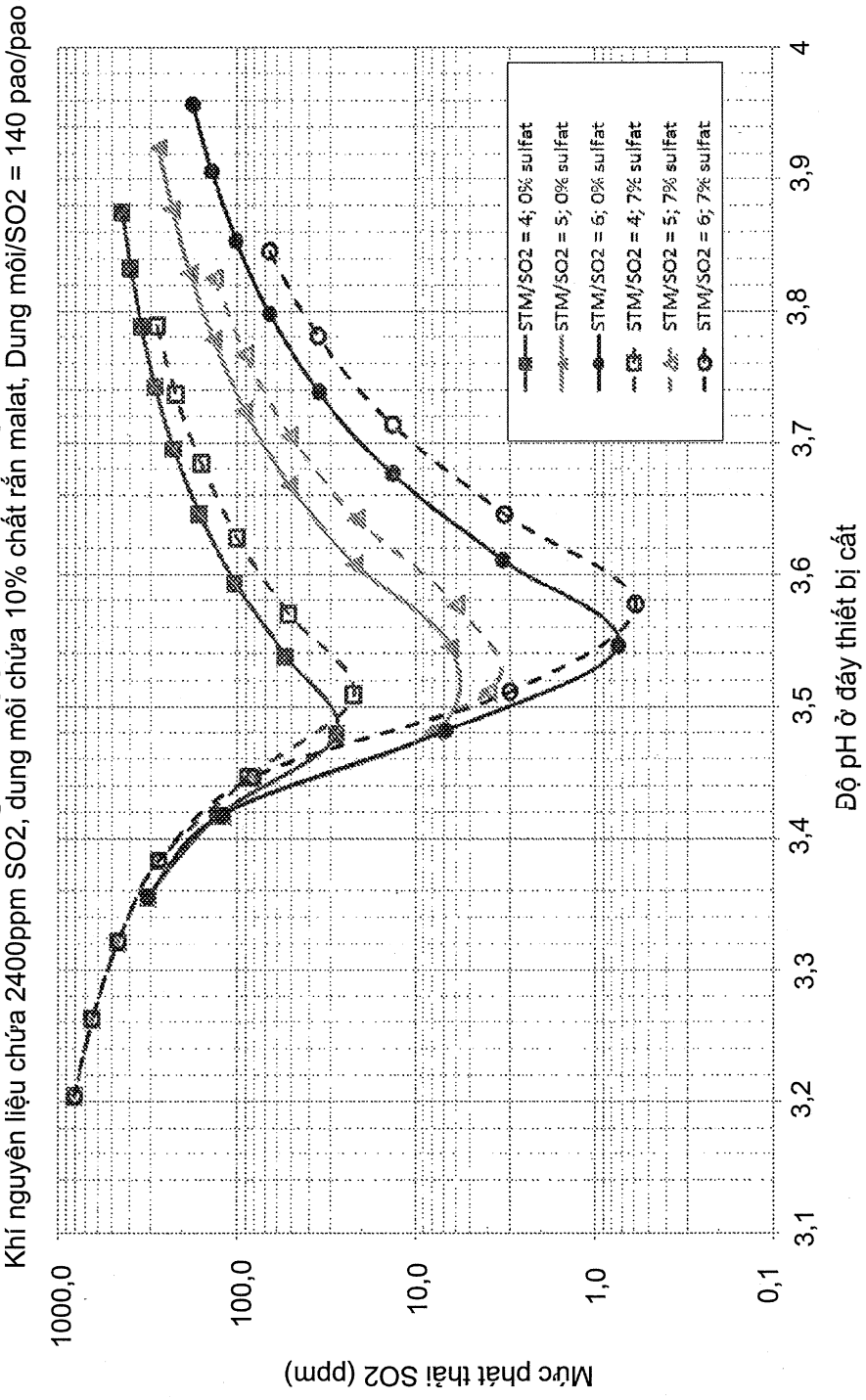
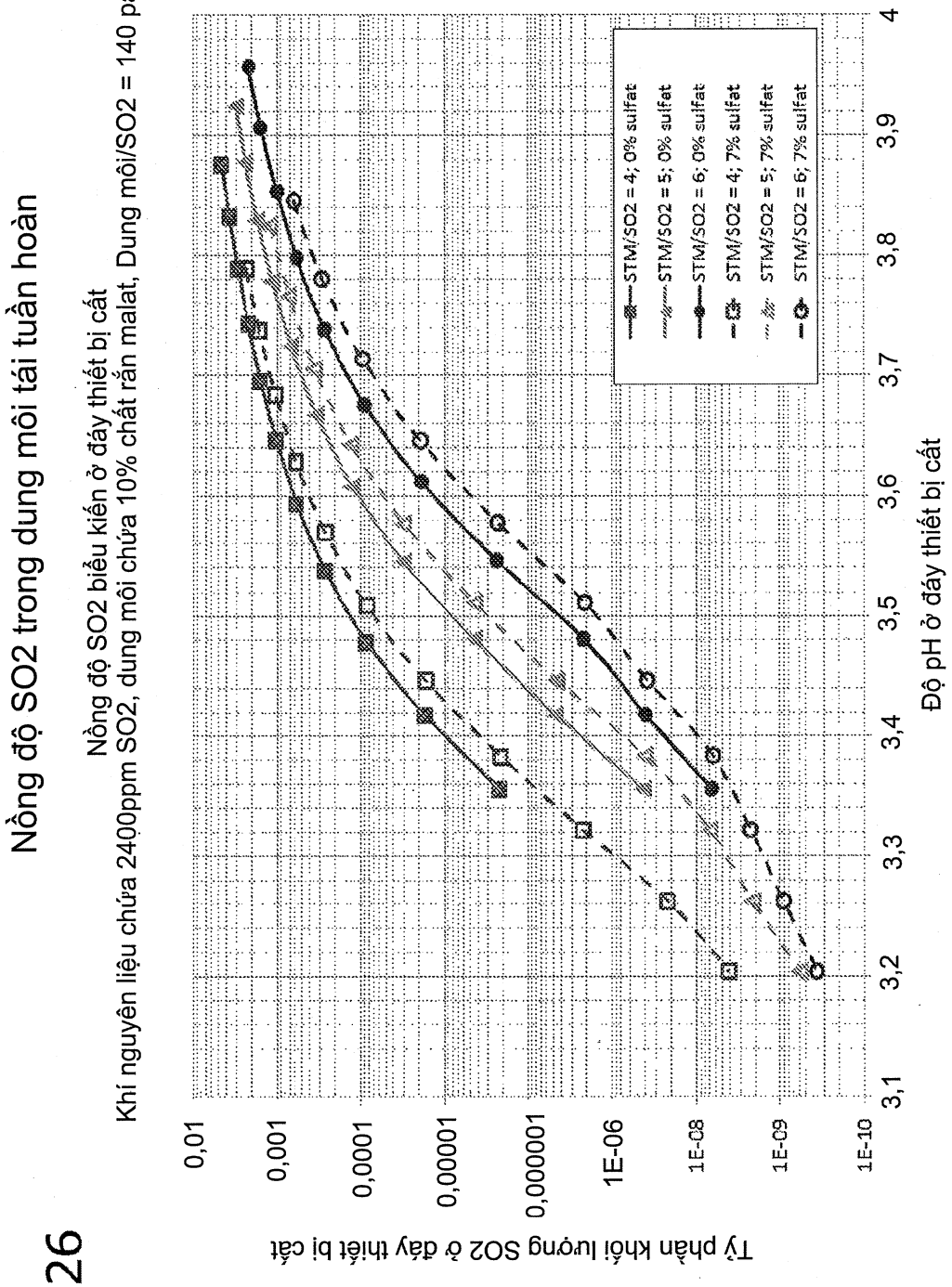


FIG. 26


Nồng độ SO2 trong dung môi tái tuần hoàn
Nồng độ SO2 biểu kiến ở đáy thiết bị cất
Khí nguyên liệu chứa 2400ppm SO2, dung môi chứa 10% chất rắn malat, Dung môi/SO2 = 140 pao/pao
Tỷ phần khối lượng SO2 ở đáy thiết bị cất
0,01
0,001
0,0001
0,00001
0,000001
1E-06
1E-08
1E-09
1E-10
3,1
3,2
3,3
3,4
3,5
3,6
3,7
3,8
3,9
4
Độ pH ở đáy thiết bị cất
STM/SO2 = 4; 0% sulfat
STM/SO2 = 5; 0% sulfat
STM/SO2 = 6; 0% sulfat
STM/SO2 = 4; 7% sulfat
STM/SO2 = 5; 7% sulfat
STM/SO2 = 6; 7% sulfat