



(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) 
1-0020909

(51)⁷ **C01B 17/74, 17/765**

(13) **B**

(21) 1-2012-02294

(22) 20.01.2011

(86) PCT/US2011/021928 20.01.2011

(87) WO2011/139390 10.11.2011

(30) 61/296,741 20.01.2010 US

61/382,882 14.09.2010 US

(45) 27.05.2019 374

(43) 25.03.2013 300

(73) MECS INC. (US)

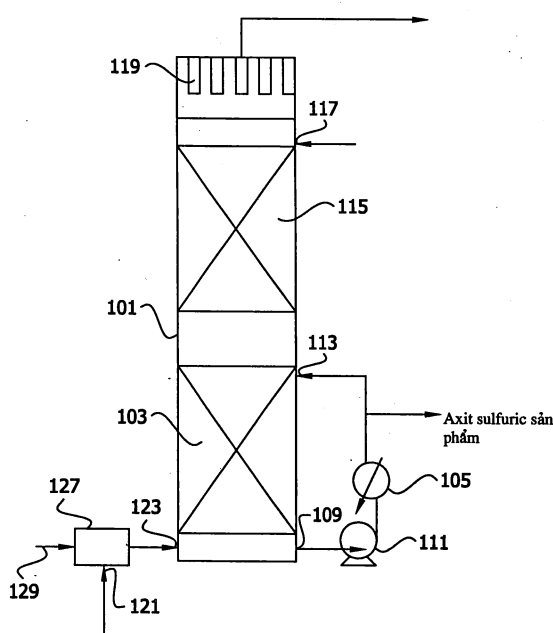
14522 South Outer Forty Drive, Chesterfield, Missouri 63017, United States of America

(72) VERA-CASTANEDA Ernesto (US)

(74) Văn phòng luật sư Phạm và Liên danh (PHAM & ASSOCIATES)

(54) QUY TRÌNH SẢN XUẤT AXIT SULFURIC

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm việc thu hồi năng lượng, và cụ thể hơn là để tăng cường việc thu hồi năng lượng từ quá trình hấp thụ SO_3 ướt trong axit sulfuric. Sáng chế cũng đề cập đến việc khống chế sự tạo sương mù trong quá trình hấp thụ SO_3 , và hàm lượng sương mù có trong dòng khí axit sulfuric ra khỏi công đoạn hấp thụ SO_3 của quy trình sản xuất nêu trên, mà trong đó năng lượng quá trình hấp thụ SO_3 được thu hồi từ axit quá trình hấp thụ ở dạng hữu ích. Sáng chế còn đề cập đến phương pháp trang bị bổ sung các bộ phận khác cho hệ thống sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc sẵn có.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm việc thu hồi năng lượng, và cụ thể hơn là việc tăng cường thu hồi năng lượng từ quá trình hấp thụ SO_3 ướt trong axit sulfuric. Sáng chế cũng đề cập đến việc khống chế sự tạo sương mù trong quá trình hấp thụ SO_3 , và khống chế hàm lượng sương mù axit sulfuric của dòng khí ra khỏi công đoạn hấp thụ SO_3 của quy trình sản xuất nêu trên, mà trong đó năng lượng quá trình hấp thụ SO_3 được thu hồi từ axit quá trình hấp thụ ở dạng hữu ích.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Hai mươi năm năm trước, công nghệ đã được phát triển nhằm thu hồi ở dạng hữu ích nhiệt của quá trình hấp thụ SO_3 trong axit sulfuric. Trước đó, nhiệt của quá trình hấp thụ không thể thu hồi được ở dạng hữu ích bất kỳ ngoài việc gia nhiệt cục bộ, do các vật liệu kết cấu giới hạn nhiệt độ mà ở đó bộ hấp thụ SO_3 có thể vận hành được. Các bộ làm nguội axit quá trình hấp thụ làm bằng thép không gỉ thường hoạt động ở nhiệt độ vào tối đa là khoảng 110°C .

Các patent Mỹ số 4576813 và 4670242 đề cập đến các quy trình trong đó bộ hấp thụ SO_3 và bộ làm nguội axit quá trình hấp thụ có thể vận hành được ở nhiệt độ 120°C và lớn hơn bằng cách duy trì nồng độ của dòng axit sulfuric đi ra từ bộ hấp thụ ở nồng độ 98,5% hoặc lớn hơn, tốt hơn là 99% hoặc lớn hơn, và thu hồi nhiệt của quá trình hấp thụ trong bộ trao đổi nhiệt trong đó các bề mặt truyền nhiệt thấm ướt bởi axit được làm bằng các hợp kim Fe/Cr được chọn một cách thích hợp.

Trong các quy trình được mô tả trong các patent Mỹ số 4576813 và 4670242, lưu huỳnh được đốt trong không khí khô để tạo ra dòng khí mang SO_2 khô chứa oxy dư, và dòng SO_2 được cho đi qua bộ chuyển hóa để tạo ra dòng khí mang SO_3 khô, mà nó được dẫn vào tháp hấp thụ, mà ở đó nó được cho tiếp xúc với axit sulfuric để hấp thụ SO_3 ở nhiệt độ cao. Axit quá trình hấp thụ từ tháp hấp thụ nhiệt độ cao, thường được gọi là "tháp thu hồi nhiệt" được tuần hoàn qua bộ trao đổi nhiệt kiểu ống và có vỏ bên ngoài gồm các ống làm bằng hợp kim Fe/Cr thích hợp. Trong bộ trao đổi nhiệt, nhiệt được truyền sang lưu chất truyền nhiệt và được thu hồi ở dạng hữu ích. Trong quá trình thực hiện các quy trình thương mại được mô tả trong các patent Mỹ số 4576813

và 4670242, nhiệt được truyền từ axit quá trình hấp thụ tạo hơi nước áp suất trung bình hữu ích trong việc tạo năng lượng và/hoặc trong các công đoạn của quy trình phối hợp.

Thông thường, bộ hấp thụ ở nhiệt độ cao có chức năng như một tháp liên dẫn, mà từ đó dòng SO_2 nghèo SO_3 được đưa trở lại công đoạn chuyển hóa tiếp theo để tạo ra dòng khí SO_3 mà sau đó được dẫn vào tháp hấp thụ cuối. Để tối ưu hóa việc thu hồi SO_3 và giảm thiểu sương mù axit sulfuric, tháp hấp thụ cuối được vận hành một cách bình thường ở nhiệt độ ở mức vừa phải, ví dụ, khoảng 80°C .

Patent Mỹ số 5118490 mô tả việc thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ SO_3 từ "khí ướt". Trong quy trình được mô tả trong patent Mỹ số 5118490, SO_3 được tạo ra bởi quá sự chuyển hóa dòng SO_2 đã được tạo ra bởi quá trình đốt cháy lưu huỳnh bằng không khí môi trường xung quanh không được cho đi qua tháp làm khô để loại bỏ hơi nước. Do vậy, áp suất riêng phần của hơi nước trong dòng SO_3 phản ánh độ ẩm của không khí môi trường xung quanh khi được pha loãng bởi các khí oxit lưu huỳnh được tạo ra trong quá trình đốt cháy.

Patent Mỹ số 5130112 mô tả quy trình trong đó năng lượng được thu hồi từ công đoạn hấp thụ SO_3 được tăng lên bằng cách phun hơi nước vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 trước quá trình hấp thụ. Sau khi phun hơi nước, khí quá trình chuyển hóa tốt hơn là được cho đi qua bộ phận tiết kiệm, tốt hơn nữa là bình ngưng tiết kiệm, trước khi đi vào bộ hấp thụ. Theo phân mô tả chung, mức hơi nước được phun vào dòng khí có thể lên tới 1,05 mol trên 1 mol SO_3 . Theo một ví dụ thực hiện, việc phun hơi nước làm tăng nhiệt độ của dòng khí SO_3 lên khoảng 30°C , nhưng nhiệt độ của dòng này được hạ xuống gần 100°C trong bình ngưng tiết kiệm phía trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Ví dụ 2 mô tả thử nghiệm ăn mòn được tiến hành trong thiết bị thử nghiệm, trong đó 100% của nước pha loãng cho tháp thu hồi nhiệt được cấp bởi sự phun hơi nước.

Patent Mỹ số 5538707 mô tả quy trình thu hồi nhiệt của quá trình hấp thụ SO_3 , trong đó nồng độ của axit đi ra từ bộ hấp thụ được khống chế bằng cách điều chỉnh mức đưa hơi nước vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 đi vào vùng hấp thụ. Phần mô tả này đề cập tới việc khống chế quy trình, chủ yếu là nhằm mục đích giảm thiểu sự ăn mòn bộ trao đổi nhiệt axit quá trình hấp thụ. Để mô tả các lợi ích của quy trình được yêu cầu bảo hộ, patent Mỹ số 5538707 khác hẳn quy trình này với một phương án giả thuyết, trong đó 100% nước pha loãng được tạo ra trong khí quy trình ướt. Một

vấn đề khác là nó không thể khống chế nồng độ axit cao hơn mức đồng sôi, tức là nằm trong khoảng từ 98,8% đến 99,2% cùng với các tác động ăn mòn bất lợi tiếp sau.

Patent Mỹ số 4996038 mô tả quy trình, trong đó nước pha loãng có thể được bổ sung ở dạng hơi vào axit tuần hoàn, tùy ý là trong tháp. Cả patent Mỹ số 4996038 và patent Mỹ số 5538707 mô tả việc thu hồi nhiệt trong tháp hấp thụ gồm vùng hấp thụ sơ cấp có dòng khí SO_3 được đưa vào nó từ đầu và vùng hấp thụ thứ cấp, nằm trên vùng sơ cấp, trong đó dòng khí được làm nguội và SO_3 tồn dư được thu hồi.

Việc phun hơi nước vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 đi vào tháp thu hồi nhiệt đã được áp dụng thương mại ở Mỹ. Do các vấn đề liên quan khác nhau, bao gồm sự ăn mòn bộ trao đổi nhiệt axit quá trình hấp thụ và sự tạo sương mù axit, nên mức nước pha loãng cao nhất được cung cấp bởi việc phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa chỉ được giới hạn ở mức khoảng 33% khi vận hành công nghiệp ở Mỹ.

Bất kể có hay không việc thu hồi năng lượng được tăng cường bằng cách phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa đi vào bộ hấp thụ, khả năng tạo sương mù axit sulfuric trong dòng khí này nói chung vẫn trở nên trầm trọng hơn do sự vận hành của bộ hấp thụ SO_3 ở nhiệt độ cao để thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ ở dạng hữu ích. Sự vận hành ở nhiệt độ cao làm tăng các nồng độ cân bằng của SO_3 , axit sulfuric và hơi nước trong các dòng khí này. Do khí làm nguội trong dòng ngược chiều với axit quá trình hấp thụ trong bộ hấp thụ, và trong ống dẫn dòng khí nằm sau cửa ra khí của bộ hấp thụ, nên axit sulfuric ngưng tụ thành các giọt nhỏ trong dòng khí này. SO_3 tồn dư tổ hợp với nước trong dòng khí để tạo ra thêm các lượng hơi axit sulfuric, mà nó ngưng tụ để tạo ra tiếp sương mù. Trong các quá trình vận hành cả kiểu khí khô lẫn khí ướt, bao gồm nhưng không chỉ giới hạn ở, việc phun hơi nước, vấn đề sương mù là rất phức tạp và thường là một bất lợi. Khi bộ hấp thụ thu hồi nhiệt có chức năng như một bộ hấp thụ liên dẫn, sương mù trong dòng khí ra có thể lắng đọng trên các bề mặt nằm sau gây ra sự ăn mòn đáng kể. Khi bộ hấp thụ thu hồi nhiệt có chức năng như một bộ hấp thụ cuối, dòng khí đi ra từ bộ hấp thụ được xả vào khí quyển khi đó sương mù axit sulfuric trở thành một chất gây ô nhiễm.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Trong các quy trình sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc theo sáng chế, việc tăng cường thu hồi năng lượng đạt được từ vùng hấp thụ, trong đó SO_3 được hấp thụ vào axit sulfuric. Năng lượng được thu hồi ở dạng hữu ích, ví dụ, dưới dạng hơi nước áp suất

trung bình. Việc tăng cường thu hồi năng lượng đạt được đồng thời bảo toàn việc khống chế sự ăn mòn ở các bề mặt trao đổi nhiệt bị làm ướt bởi axit quá trình hấp thụ, và không có sự tạo sương mù axit quá mức hoặc không thể chấp nhận được. Lượng hơi nước áp suất trung bình có thể được tạo ra từ vòng hấp thụ có thể được tăng lên một cách đáng kể, ví dụ lên tới 25% hoặc lớn hơn, so với các quy trình thương mại với không quá 33% nước pha loãng được nạp dưới dạng hơi nước có trong dòng khí đi vào bộ hấp thụ.

Nói một cách ngắn gọn, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric, trong đó khí chứa oxy được cho tiếp xúc với chất hút ẩm để tạo ra khí chứa oxy đã hút ẩm. Lưu huỳnh và khí chứa oxy đã hút ẩm được đưa vào vùng cháy. Hàm lượng oxy của khí chứa oxy được đưa vào vùng cháy với hệ số tỷ lượng dư so với lưu huỳnh được đưa vào vùng này. Lưu huỳnh được đốt bằng oxy của khí đã hút ẩm để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy bao gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó biến đổi dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp, trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C .

Sáng chế cũng đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric, trong đó lưu huỳnh được đốt trong khí khô chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh, oxy và không lớn hơn 0,005 mol hơi nước trên 1 mol SO_2 . Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa không lớn hơn 0,005 mol hơi nước trên 1 mol SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit

sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp, trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C.

Sáng chế cũng đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric, trong đó lưu huỳnh được đốt trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa trioxit lưu huỳnh. Hơi nước được đưa vào dòng khí mang oxit lưu huỳnh trong vùng phun hơi nước để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương. Trong vùng hấp thụ nằm sau vùng phun hơi nước theo hướng dòng khí, khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ, khí quá trình chuyển hóa được đưa vào vùng hấp thụ mà không cần có sự ngưng tụ trung gian của thành phần bất kỳ của dòng khí mang oxit lưu huỳnh giữa vùng phun hơi nước và vùng hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp, trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C.

Theo một khía cạnh tiếp theo, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa trioxit lưu huỳnh. Khí quá trình chuyển hóa được

cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ, tỷ lệ lưu lượng khối giữa chất lỏng quá trình hấp thụ đi vào vùng hấp thụ và trioxit lưu huỳnh đi vào vùng hấp thụ ít nhất là bằng khoảng 30. Hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric, và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C.

Theo một khía cạnh tiếp theo, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa trioxit lưu huỳnh. Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric, và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt với lượng ít nhất là khoảng 1160 KJ trên 1kg (500 Btu trên 1 pao) của SO₃ tương đương đi vào vùng hấp thụ, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C.

Sáng chế cũng đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá

trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ sơ cấp với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C . Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, nhờ đó thu hồi SO_3 tồn dư dưới dạng axit sulfuric trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp. Nồng độ và nhiệt độ của dòng axit đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp và nhiệt độ và điểm ngưng tụ của dòng khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp là để cho phép khống chế dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp chứa không quá 20g/Nm^3 , tốt hơn là không quá 15, 10, 5 hoặc $1,0\text{g/Nm}^3$ sương mù axit sulfuric. Theo các phương án được ưu tiên, hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ sơ cấp. Tuy nhiên, việc khống chế sương mù có thể áp dụng cho các phương án trong đó khí quá trình chuyển hóa hoặc là được hút ẩm hoặc chỉ chứa hơi ẩm của môi trường xung quanh, ngoài các phương án mà trong đó hơi nước được phun vào khí đi vào bộ hấp thụ. Theo các phương án được ưu tiên khác, cùng với hoặc không cùng với việc bổ sung hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa, dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp được cho đi qua hệ thống khử sương mù với tốc độ ít nhất là 340Nm^3 trên giờ trên mét vuông diện tích bề mặt phân tử của bộ khử sương mù cắt ngang hướng dòng khí, khí ra khỏi hệ thống khử sương mù chứa dưới $0,05\text{ g/Nm}^3$ sương mù axit.

Theo một khía cạnh khác nữa, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc

trong vùng thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ sơ cấp với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp. Chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric, và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C . Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, nhờ đó thu hồi SO_3 tồn dư dưới dạng axit sulfuric trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp, nồng độ và nhiệt độ của chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp và nhiệt độ và điểm ngưng tụ của dòng khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp để cho phép khống chế dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp chứa không quá $20\text{g}/\text{Nm}^3$, tốt hơn là không quá 15, 10, 5 hoặc $1,0\text{g}/\text{Nm}^3$ sương mù axit sulfuric. Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ được cho đi qua hệ thống khử sương mù với tốc độ không lớn hơn $500\text{nm}^3/\text{giờ}$ trên mét vuông diện tích bề mặt phân tử của bộ khử sương mù cắt ngang hướng dòng khí, khí ra khỏi hệ thống khử sương mù chứa dưới $0,05\text{ g}/\text{Nm}^3$ sương mù axit. Theo các phương án được ưu tiên, hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng lượng khí oxit lưu huỳnh trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ sơ cấp. Tuy nhiên, các giải pháp khống chế sương mù theo sáng chế là có thể áp dụng như nhau cho các quy trình trong đó khí quá trình chuyển hóa là khô hoặc chỉ chứa hơi ẩm của môi trường xung quanh.

Sáng chế còn đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Hơi nước được đưa vào khí quá trình chuyển hóa với tỷ lệ đủ để làm tăng nhiệt độ của khí quá trình chuyển hóa nằm trong khoảng từ 300°C đến 330°C . Khí quá trình chuyển hóa được đưa vào vùng hấp thụ ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 300°C đến 330°C . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric

từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric, và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C.

Sáng chế cũng đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO₃. Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và cả bộ trao đổi nhiệt gián tiếp chính lẫn bộ trao đổi nhiệt gián tiếp phụ, trong mỗi bộ trao đổi nhiệt này nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được chuyển từ chất lỏng quá trình hấp thụ tuần hoàn. Nhiệt được truyền sang lưu chất truyền nhiệt chính trong bộ trao đổi nhiệt chính, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt chính tới ít nhất là 150°C. Nhiệt được truyền vào dòng nước trong bộ trao đổi nhiệt phụ, nhờ đó tạo ra hơi nước để phun vào dòng khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ.

Sáng chế cũng đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt lưu huỳnh trong khí khô chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO₃. Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric

từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ theo hướng dòng khí với mức đủ để tạo ra hàm lượng hơi axit sulfuric ít nhất là 0,4 mol trên 1 mol trioxit lưu huỳnh trong khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C.

Theo một khía cạnh khác nữa, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt lưu huỳnh trong khí khô chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ theo hướng dòng khí, hàm lượng của hơi nước được đưa vào dòng khí mang oxit lưu huỳnh, nồng độ axit sulfuric và nhiệt độ của chất lỏng quá trình hấp thụ được đưa vào vùng hấp thụ, và tỷ số L/G trong vùng hấp thụ là sao cho tỷ lệ mol giữa hơi axit sulfuric và SO_3 đạt giá trị cực đại ít nhất là khoảng 1,2 ở vị trí nằm trong vùng hấp thụ nằm giữa cửa vào khí và cửa ra khí của nó. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C.

Theo các phương án khác, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ sơ cấp với chất lỏng quá trình

hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C . Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, nhờ đó thu hồi SO_3 tồn dư dưới dạng axit sulfuric trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp, tỷ lệ lưu lượng khối giữa chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ và tổng dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp là nằm trong khoảng từ 0,4 đến 5. Theo các phương án được ưu tiên, hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ sơ cấp. Tuy nhiên, việc khống chế sương mù có thể áp dụng cho các phương án trong đó khí hoặc là được hút ẩm hoặc chỉ chứa hơi ẩm của môi trường xung quanh, ngoài các phương án mà trong đó hơi nước được phun vào khí đi vào bộ hấp thụ.

Sáng chế cũng đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ sơ cấp với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp. Tùy ý, hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,40 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ sơ cấp. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric, và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền

nhệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C . Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, nhờ đó thu hồi SO_3 tồn dư dưới dạng axit sulfuric trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp. Tỷ lệ dòng chảy tương đối giữa dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp là sao cho mức chênh lệch trung bình tích phân cục bộ cực đại giữa nhiệt độ của pha khí và nhiệt độ của pha lỏng của quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí tiếp xúc với nó là không lớn hơn 35°C , mức chênh lệch nhiệt độ tiếp xúc trung bình tích phân cục bộ như vậy được xác định bằng cách lấy tích phân trên khắp quỹ tích tiếp xúc khí/lỏng bất kỳ nằm trong vùng được xác định bởi một khoảng cách không đổi tính từ đầu vào chất lỏng tới vùng này. Trong cả hai phương án bao gồm việc phun hơi nước vào dòng khí đi vào vùng hấp thụ sơ cấp và phương án không phun, việc không chế Δt giữa dòng khí và dòng axit trong vùng hấp thụ thứ cấp là đều có hiệu quả để khống chế sương mù axit ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp.

Theo một khía cạnh tiếp theo, sáng chế đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ sơ cấp với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp. Tùy ý, hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,40 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ sơ cấp. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric, và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C . Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, nhờ đó thu hồi SO_3 tồn dư dưới dạng axit sulfuric

trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp. Tỷ lệ dòng chảy tương đối giữa dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp là sao cho mức chênh lệch cực đại giữa nhiệt độ khối cục bộ của pha khí và nhiệt độ khối cục bộ của pha lỏng của quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí tiếp xúc với nó là không lớn hơn 35°C nằm trong quỹ tích tiếp xúc khí/lỏng bất kỳ nằm trong vùng được xác định bởi một khoảng cách không đổi tính từ đầu vào chất lỏng tới vùng này. Việc tăng cường khống chế sương mù đạt được trong cả hai phương án bao gồm việc phun hơi nước và phương án không phun.

Sáng chế cũng đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ sơ cấp với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp. Tùy ý, hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,40 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ sơ cấp. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C . Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, nhờ đó thu hồi SO_3 tồn dư dưới dạng axit sulfuric trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp. Tỷ lệ dòng chảy tương đối giữa dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp là sao cho mức chênh lệch giữa nhiệt độ khối cục bộ của pha khí và nhiệt độ khối cục bộ của pha lỏng của quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí tiếp xúc với nó là không lớn hơn 35°C tại cửa vào chất lỏng hoặc tại cửa ra chất lỏng của vùng hấp thụ thứ cấp. Việc tăng cường khống

chế sương mù đạt được trong cả hai phương án bao gồm việc phun hơi nước và phương án không phun.

Sáng chế cũng đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong không khí hoặc không khí giàu oxy để tạo ra khí quá trình cháy chứa đioxit lưu huỳnh và oxy chưa phản ứng dư. Khí quá trình cháy được cho đi qua chất xúc tác để chuyển hóa hợp chất đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó tạo ra khí quá trình chuyển hóa chứa trioxit lưu huỳnh. Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric đặc, dòng pha khí trong vùng hấp thụ được cho đi qua vùng này ngược dòng với dòng chất lỏng quá trình hấp thụ, nhiệt độ của các dòng khí và lỏng giảm từ cửa vào khí tới cửa ra khí của vùng này. Nồng độ axit sulfuric của chất lỏng quá trình hấp thụ được khống chế sao cho mức chênh lệch giữa nồng độ chất lỏng quá trình hấp thụ và nồng độ hỗn hợp đồng sôi là không quá khoảng +1,0% khối lượng trong toàn bộ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Sáng chế đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong không khí hoặc không khí giàu oxy để tạo ra khí quá trình cháy chứa đioxit lưu huỳnh và oxy chưa phản ứng dư, và chuyển khí quá trình cháy trên chất xúc tác để chuyển hóa hợp chất đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó tạo ra khí quá trình chuyển hóa chứa trioxit lưu huỳnh. Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric đặc, dòng pha khí trong vùng hấp thụ được cho đi qua vùng này ngược dòng với dòng chất lỏng quá trình hấp thụ, nhiệt độ của các dòng khí và lỏng giảm từ cửa vào khí tới cửa ra khí của vùng này. Nồng độ axit sulfuric của chất lỏng quá trình hấp thụ được khống chế sao cho mức chênh lệch giữa nồng độ chất lỏng quá trình hấp thụ và nồng độ hỗn hợp đồng sôi ở cửa ra khí là không thấp hơn khoảng -0,1% khối lượng.

Sáng chế đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt lưu huỳnh nguyên tố trong khí khô chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ sơ cấp (thu hồi nhiệt), nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp. Hơi nước được đưa vào khí quá trình chuyển hóa phía trước vùng hấp

thụ sơ cấp theo hướng dòng khí. Tốt hơn là, nước được đưa vào sau bộ trao đổi nhiệt bất kỳ để thu hồi năng lượng hữu ích từ khí quá trình chuyển hóa với trị số trên 30 Btu trên 1 pao SO_3 tương đương trong khí quá trình chuyển hóa. Việc đưa vào hơi nước với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí để nằm trong khoảng từ 0,55 đến 0,98 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trong khí đi vào vùng hấp thụ sơ cấp, nhờ đó nhiệt độ của khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp là nằm trong khoảng từ 290°C đến 340°C và ít nhất là lớn hơn điểm ngưng tụ của nó khoảng 40°C , và hàm lượng của hơi nước được đưa vào dòng khí mang oxit lưu huỳnh, nồng độ axit sulfuric và nhiệt độ của chất lỏng quá trình hấp thụ được đưa vào vùng hấp thụ, và tỷ số L/G trong vùng hấp thụ là sao cho tỷ lệ mol giữa hơi axit sulfuric và SO_3 đạt giá trị cực đại ít nhất là khoảng 1,2 ở vị trí nằm trong vùng hấp thụ nằm giữa cửa vào khí và cửa ra khí của nó. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric, và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được chuyển vào nước cấp cho nồi hơi trong bộ trao đổi nhiệt gián tiếp, nhờ đó tạo ra ít nhất là 0,55 tấn hơi nước ở áp suất ít nhất là 0,4MPascal (4 bar) trên 1 tấn axit sulfuric được tạo ra bởi quá trình hấp thụ SO_3 trong chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp trong vùng hấp thụ sơ cấp. Nồng độ axit sulfuric của chất lỏng quá trình hấp thụ được khống chế sao cho mức chênh lệch giữa nồng độ chất lỏng quá trình hấp thụ và nồng độ hỗn hợp đồng sôi là không thấp hơn khoảng -0,2% khối lượng hoặc lớn hơn khoảng +1,0% khối lượng trong toàn bộ vùng hấp thụ sơ cấp. Dòng chảy tương đối giữa axit quá trình hấp thụ sơ cấp và khí quá trình chuyển hóa trong vùng hấp thụ sơ cấp được khống chế để sao cho L/G tính theo SO_3 tương đương trong vùng này là nằm trong khoảng từ 20 đến 70. Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, SO_3 tồn dư có trong dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp được thu hồi dưới dạng axit sulfuric trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp. Nồng độ và nhiệt độ của dòng axit đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp và nhiệt độ và điểm ngưng tụ của dòng khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp là để cho phép khống chế dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp chứa không quá $20\text{g}/\text{Nm}^3$ sương mù axit sulfuric, trong đó tốc độ dòng tương đối giữa dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp là sao cho mức chênh lệch giữa nhiệt độ khối cục bộ của pha khí và nhiệt độ

khối cực bộ của pha lỏng của quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí tiếp xúc với nó là nằm trong khoảng từ 15°C tới 35°C tại cả cửa vào chất lỏng lẫn cửa ra chất lỏng của vùng hấp thụ thứ cấp. Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp được cho đi qua hệ thống khử sương mù với tốc độ ít nhất là 300nm³ trên giờ trên mét vuông diện tích bề mặt phân tử của bộ khử sương mù cắt ngang hướng dòng khí, khí ra khỏi hệ thống khử sương mù chứa dưới 0,1g/Nm³ sương mù axit.

Sáng chế còn đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO₃. Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển trioxit lưu huỳnh từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp chính trong đó nhiệt được truyền sang lưu chất truyền nhiệt chính, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt chính tới ít nhất là 150°C. Dòng chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt chính được chia tách để tạo ra dòng chất lỏng quá trình hấp thụ chính mà nó được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ phụ. Dòng chất lỏng phụ này được cho đi qua bộ phận phụ trợ trao đổi nhiệt gián tiếp vào bộ khử khí nước cấp cho nồi hơi, nhiệt được truyền trong bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí từ chất lỏng quá trình hấp thụ phụ sang dòng nước để tạo hơi nước khử khí. Hơi nước khử khí được dẫn vào bộ khử khí trong đó nước cấp cho nồi hơi được cho tiếp xúc với hơi nước khử khí để loại bỏ các thành phần không ngưng ra khỏi nước cấp cho nồi hơi. Dòng xả của bộ khử khí được rút ra khỏi bộ khử khí, dòng xả của bộ khử khí chứa hơi nước và các chất không ngưng .

Sáng chế cũng đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bằng hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc bao gồm bộ hấp thụ liên dẫn trong đó hệ thống thiết bị này được trang bị bổ sung các bộ phận khác để vận hành được theo quy trình thu hồi nhiệt của quá trình hấp thụ SO₃ ở dạng hữu ích ở nhiệt độ ít nhất là khoảng 150°C. Quy trình này bao gồm bước đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để

chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ sơ cấp với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric, nhờ đó hấp thụ trioxit lưu huỳnh và/hoặc chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric, và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C . Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, SO_3 tồn dư có trong dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp được thu hồi dưới dạng axit sulfuric trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp. Vùng hấp thụ thứ cấp có bộ hấp thụ liên dẫn sẵn có trong hệ thống thiết bị này trước khi trang bị bổ sung các bộ phận khác, và tỷ lệ lưu lượng khối giữa chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp và khí trong vùng hấp thụ thứ cấp là nằm trong khoảng từ 1,0 đến 7,0 hoặc nằm trong khoảng từ 14 đến 18.

Sáng chế còn đề xuất phương pháp trang bị bổ sung các bộ phận khác cho hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc sẵn có bao gồm bộ hấp thụ liên dẫn để thu hồi ở nhiệt độ cao nhiệt của quá trình hấp thụ SO_3 trong axit sulfuric. Phương pháp này bao gồm bước lắp đặt (1) một bộ hấp thụ mới để tiếp nhận khí của bộ chuyển hóa chứa trioxit lưu huỳnh, bộ hấp thụ mới này có vùng hấp thụ sơ cấp được thiết kế để hấp thụ ở nhiệt độ cao SO_3 trong chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric để tạo ra axit sulfuric bổ sung trong nó; (2) bộ trao đổi nhiệt ở nhiệt độ cao được thiết kế để truyền nhiệt của quá trình hấp thụ SO_3 từ chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp sang một lưu chất khác và nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất khác này tới nhiệt độ ít nhất là khoảng 150°C ; (3) bộ phận để tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt ở nhiệt độ cao; (4) ống dẫn để dẫn dòng khí đi ra từ bộ hấp thụ ở nhiệt độ cao tới cửa vào của bộ hấp thụ liên dẫn sẵn có; và (5) bộ phận để tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp qua bộ hấp thụ liên dẫn sẵn có trong đó SO_3 tồn dư có thể được loại bỏ ra khỏi dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp bằng cách chuyển vào chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp, bộ phận để tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp được định cỡ và/hoặc tiến hành trang bị công cụ khống chế dòng để sao cho tỷ lệ lưu lượng khối giữa chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp và khí trong

vùng hấp thụ thứ cấp là nằm trong khoảng từ 1,0 đến 7,0 hoặc nằm trong khoảng từ 14 đến 18.

Sáng chế cũng đề xuất quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ sơ cấp (thu hồi nhiệt) với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp. Hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương tới mức ít nhất là khoảng 0,40mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trong khí đi vào vùng hấp thụ sơ cấp. Chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C . Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, SO_3 tồn dư có trong dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp được thu hồi dưới dạng axit sulfuric trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp. Mức phân phối axit quá trình hấp thụ thứ cấp vào vùng hấp thụ thứ cấp được khống chế để duy trì mức chênh lệch giữa nhiệt độ khối cục bộ của pha khí và nhiệt độ khối cục bộ của pha lỏng của quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí này tiếp xúc với nó là lớn hơn khoảng 35°C tại cả cửa vào chất lỏng lẫn cửa ra chất lỏng của vùng hấp thụ thứ cấp. Nồng độ của axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp được khống chế để tạo ra nguồn cấp nước có giá trị thực cho vùng thứ cấp đủ để đảm bảo rằng thành phần của khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp là bằng hoặc lớn hơn thành phần đồng sôi về hàm lượng nước và bằng hoặc nhỏ hơn thành phần đồng sôi về hàm lượng SO_3 .

Sáng chế cũng đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm bước tiếp xúc khí chứa oxy với chất hút ẩm để tạo ra khí chứa oxy đã hút ẩm. Lưu huỳnh và khí chứa oxy đã hút ẩm được đưa vào vùng cháy. Hàm lượng oxy của khí chứa oxy được

đưa vào vùng cháy với hệ số tỷ lượng dư so với lưu huỳnh được đưa vào vùng này. Lưu huỳnh được đốt bằng oxy của khí đã hút ẩm để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy. Dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy được cho tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó biến đổi dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Khí quá trình chuyển hóa được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh phía trước vùng hấp thụ theo hướng khí mang oxit lưu huỳnh với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ. Chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric, và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 150°C .

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 là sơ đồ công nghệ của quy trình hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng quá trình hấp thụ theo giải pháp kỹ thuật đã biết gồm các vùng hấp thụ kiểu ngược dòng sơ cấp và thứ cấp, trong đó tới khoảng một phần ba nước phản ứng được cấp bằng cách phun hơi nước vào dòng mang SO_3 đi vào vùng sơ cấp;

Fig.2 là sơ đồ công nghệ của quy trình hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng quá trình hấp thụ bằng hệ thống theo một phương án được ưu tiên của sáng chế, gồm vùng hấp thụ kiểu ngược dòng thu hồi nhiệt sơ cấp và vùng hấp thụ kiểu ngược dòng thứ cấp, trong đó 95-100% nước pha loãng và nước phản ứng được cấp bằng cách phun hơi nước vào dòng mang SO_3 đi vào vùng sơ cấp;

Fig.3 là sơ đồ công nghệ của quy trình tương tự như sơ đồ thể hiện trên Fig.2, trong đó axit quá trình hấp thụ tuần hoàn được chia tách thành một dòng mà nó được đưa trở lại vùng hấp thụ sơ cấp và một phần được tuần hoàn vào vùng hấp thụ thứ cấp;

Fig.4 là đồ thị lôgarit của áp suất hơi theo nhiệt độ tuyệt đối nghịch đảo đối với SO_3 , nước và H_2SO_4 ;

Fig.5 là các đường cong cho nhiệt độ khí và nhiệt độ ngưng tụ khí đối với một dòng khí mang SO_3 tiêu biểu đi vào bộ hấp thụ trong hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc khí khô, được vẽ đồ thị phụ thuộc vào tỷ lệ phần trăm của nhu cầu nước phản ứng theo hệ số tỷ lượng được cấp bằng cách phun hơi nước khí quyển bão hòa vào dòng khí trước bộ hấp thụ;

Fig.6 là hình vẽ minh họa dạng sơ đồ của tháp thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ SO_3 kiểu dòng ngược, cùng với mặt cắt dọc trục bán sơ đồ của đường ống dẫn dòng khí để phân phối khí quá trình chuyển hóa mang SO_3 vào đáy của tháp, thể hiện các đầu phun và các tấm chắn để thực hiện việc phun hơi nước vào dòng khí;

Fig.7 là hình vẽ thể hiện đồ thị sự chuyển hóa SO_3 thành axit sulfuric, thành phần pha khí và mức độ ngưng tụ phụ thuộc vào nhiệt độ pha khí trong quá trình vận hành của hệ thống hấp thụ SO_3 kiểu dòng ngược mà dòng khí được đưa vào nó chứa lượng tương đương khoảng một mol hơi nước cho một lượng tương đương một mol SO_3 ;

Fig.8 là sơ đồ công nghệ của quy trình theo các phương án được mô tả theo sáng chế có vùng hấp thụ đơn, như được nêu trong Ví dụ 5 để minh họa cho mức độ thu hồi SO_3 phụ thuộc vào số lượng giai đoạn hấp thụ lý thuyết trong vùng hấp thụ của cột thu hồi nhiệt;

Fig.9 là sơ đồ công nghệ của quy trình tương tự như sơ đồ được thể hiện trên Fig.3, trong đó nhiệt được truyền từ phân đoạn axit quá trình hấp thụ được tuần hoàn sang vùng hấp thụ thứ cấp để tạo hơi nước để phun vào dòng khí mang SO_3 đi vào vùng hấp thụ sơ cấp;

Fig.10 là sơ đồ công nghệ tương tự như sơ đồ được thể hiện trên Fig.9 chỉ khác là đã được làm thích ứng cho quá trình hấp thụ SO_3 được tạo ra từ dòng SO_2 tạo ra từ một nguồn cấp khác với lưu huỳnh nguyên tố;

Fig.11 là sơ đồ công nghệ của quy trình thể hiện việc thu hồi nhiệt từ chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp trong quá trình tạo hơi nước để khử khí, gia nhiệt sơ bộ cho nước cấp cho nồi hơi chưa khử khí trước khi khử khí, gia nhiệt sơ bộ tiếp cho nước cấp cho nồi hơi đã khử khí, và phân phối nước cấp đã khử khí đã gia nhiệt sơ bộ vào bộ trao đổi nhiệt để thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ ở nhiệt độ lớn hơn 150°C ;

Fig.12 thể hiện các profin nhiệt độ khí, nhiệt độ chất lỏng và nồng độ sương mù tiêu biểu cho vùng hấp thụ sơ cấp của quá trình hấp thụ SO_3 và hệ thống thu hồi nhiệt có dạng như được thể hiện trên Fig.2, Fig.3 hoặc Fig.10;

Fig.13 thể hiện các profin nhiệt độ khí, nhiệt độ chất lỏng và nồng độ sương mù tiêu biểu cho vùng hấp thụ thứ cấp của quá trình hấp thụ SO_3 và hệ thống thu hồi nhiệt có dạng như được thể hiện trên Fig.2, Fig.3 hoặc Fig.10 dưới các điều kiện dòng chảy lỏng cao so với dòng chảy cần thiết để làm nguội dòng khí;

Fig.14 thể hiện các profin nhiệt độ khí, nhiệt độ chất lỏng và nồng độ sương mù tiêu biểu dưới các điều kiện dòng chảy thấp cho vùng hấp thụ thứ cấp của quá trình hấp thụ SO_3 và hệ thống thu hồi nhiệt có dạng như được minh họa trên Fig.2, Fig.3 hoặc Fig.10;

Fig.15 và Fig.16 thể hiện các profin nhiệt độ khí, nhiệt độ chất lỏng và nồng độ sương mù tiêu biểu dưới các điều kiện dòng chảy lỏng trung bình được ưu tiên cho vùng hấp thụ thứ cấp của quá trình hấp thụ SO_3 và hệ thống thu hồi nhiệt có dạng như được minh họa trên Fig.2, Fig.3 hoặc Fig.10;

Fig.17 là sơ đồ quy trình công nghệ của hệ thống hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng quá trình hấp thụ gồm các vùng hấp thụ kiểu ngược dòng sơ cấp và thứ cấp, nó có thể được vận hành mà không cần phun hơi nước nhưng theo các phương án được ưu tiên nhất định theo quy trình theo sáng chế để khống chế sự tạo sương mù;

Fig.18 là sơ đồ công nghệ của quy trình chung tương tự như sơ đồ được thể hiện trên Fig.3 chỉ khác là quy trình được thể hiện trên Fig.18 được vận hành mà không cần phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa hoặc khí quá trình cháy;

Fig.19 là đồ thị thể hiện sự phụ thuộc các dòng thành phần của hơi SO_3 , H_2SO_4 và hơi nước trong dòng khí theo khoảng cách tính từ cửa vào khí trong vùng hấp thụ sơ cấp của bộ hấp thụ nhiệt kiểu dòng ngược gồm cả vùng hấp thụ sơ cấp lẫn vùng hấp thụ thứ cấp nằm ở trên vùng sơ cấp, trong đó axit quá trình hấp thụ sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp với nồng độ 99,5% khối lượng, axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp với nồng độ 98,5% khối lượng, và axit thứ cấp ra khỏi vùng thứ cấp chảy vào phần trên của vùng sơ cấp;

Fig.20 là đồ thị thể hiện sự phụ thuộc các dòng thành phần của hơi SO_3 , H_2SO_4 và hơi nước trong dòng khí theo khoảng cách tính từ cửa vào khí trong vùng hấp thụ thứ cấp của bộ hấp thụ nhiệt kiểu dòng ngược gồm cả vùng hấp thụ sơ cấp lẫn vùng hấp thụ thứ cấp nằm ở trên vùng sơ cấp, trong đó axit quá trình hấp thụ sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp với nồng độ 99,5% khối lượng, axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp với nồng độ 98,5% khối lượng, và axit thứ cấp ra khỏi vùng thứ cấp chảy vào phần trên của vùng sơ cấp;

Fig.21 là đồ thị thể hiện sự phụ thuộc các dòng thành phần của hơi SO_3 , H_2SO_4 và hơi nước trong dòng khí theo khoảng cách tính từ cửa vào khí trong vùng hấp thụ thứ cấp của bộ hấp thụ nhiệt kiểu dòng ngược gồm cả vùng hấp thụ sơ cấp lẫn vùng hấp thụ thứ cấp nằm ở trên vùng sơ cấp, trong đó axit quá trình hấp thụ sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp với nồng độ 99,5% khối lượng, axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp với nồng độ 99,2% khối lượng, và axit thứ cấp ra khỏi vùng thứ cấp chảy vào phần trên của vùng sơ cấp;

Fig.22 là biểu đồ thể hiện sự phụ thuộc tuyến vận hành nồng độ, tuyến vận hành nhiệt độ và thành phần đồng sôi phụ thuộc vào nhiệt độ trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt kiểu dòng ngược;

Fig.23 là một sơ đồ công nghệ của quy trình khác tương tự như sơ đồ được thể hiện trên Fig.11 minh họa việc thu hồi nhiệt từ chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp trong quá trình tạo hơi nước có thể sử dụng được làm nguồn cấp hơi nước để phun vào dòng khí mang SO_3 phía trước vùng hấp thụ; và

Fig.24 là sơ đồ quy trình công nghệ của hệ thống hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng quá trình hấp thụ theo một phương án được ưu tiên của sáng chế bao gồm các mức phun hơi nước cao vào vùng hấp thụ sơ cấp tương tự với phương án theo các Fig.3, Fig.9, Fig.10, Fig.11 và Fig.23 và thể hiện sơ đồ hệ thống để khống chế sự vận hành của vùng hấp thụ thứ cấp.

Các ký tự tham chiếu tương ứng biểu thị các thành phần tương ứng trong một vài hình vẽ.

Mô tả chi tiết sáng chế

Trong hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc, dòng khí chứa SO_2 và oxy được cho tiếp xúc với chất xúc tác thúc đẩy quá trình oxy hóa SO_2 thành SO_3 . Thông thường, dòng khí mang SO_2 được tạo ra bởi quá trình đốt lưu huỳnh nguyên tố. Tuy nhiên, dòng mang SO_2 này cũng có thể được tạo ra trong các quá trình nung kim loại, ví dụ pyrit, hoặc bằng cách đốt các hợp chất mang lưu huỳnh khác, hoặc trong quá trình tái sinh axit đã sử dụng trong đó SO_2 được tạo ra bởi sự phân hủy của axit. Sau đó, SO_3 trong khí quá trình chuyển hóa được thu hồi bằng cách hấp thụ trong axit sulfuric đặc. Khi nhiệt thu được của quá trình hấp thụ được thu hồi từ axit quá trình hấp thụ bằng cách chuyển vào một lưu chất khác, lượng nhiệt được thu hồi có thể được tăng cường bằng cách phun hơi nước vào dòng khí mang SO_3 đi vào bộ hấp thụ.

Việc phun hơi nước vào dòng khí mang oxit lưu huỳnh trong hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc dẫn đến phản ứng trong pha hơi của SO_3 và nước để tạo ra H_2SO_4 trong pha hơi. Hơi nước có thể được phun hoặc là trực tiếp vào khí quá trình chuyển hóa mang SO_3 hoặc vào khí mang SO_2 của quá trình cháy phía trước bộ chuyển hóa. Trong mọi trường hợp, hơi nước phản ứng với SO_3 có sẵn trong khí này, hoặc sau khi nó được tạo ra. Theo các phương án được ưu tiên khác của quy trình theo sáng chế, hơi nước được phun vào khí quá trình chuyển hóa mang SO_3 thay vì phun vào khí mang mang SO_2 phía trước bộ chuyển hóa, và tốt hơn nữa là hơi nước được phun phía sau các bộ trao đổi nhiệt trong đó nhiệt của phản ứng của SO_2 và oxy được thu hồi.

Phản ứng trong pha hơi của SO_3 và nước là phản ứng tỏa nhiệt lớn làm tăng nhiệt độ của khí này. Phản ứng trong pha hơi cũng là một phản ứng cân bằng trong đó sự chuyển hóa H_2SO_4 tỷ lệ nghịch với nhiệt độ. Khi dòng khí gồm H_2SO_4 , SO_3 pha hơi và hơi nước được cho tiếp xúc với axit sulfuric, một vài hiện tượng xảy ra, mỗi hiện tượng trong số chúng tạo ra năng lượng đáng kể và nhờ đó làm tăng nhiệt độ của pha lỏng. Chúng bao gồm quá trình ngưng tụ H_2SO_4 , quá trình hấp thụ SO_3 , quá trình ngưng tụ hơi nước, phản ứng trong pha lỏng của SO_3 và nước, và, tiêu biểu là, sự truyền nhiệt có thể nhận biết được từ pha khí sang pha lỏng. Khi nhiệt được truyền từ pha lỏng, tức là axit quá trình hấp thụ, sang lưu chất truyền nhiệt, tất cả nhiệt pha hơi của phản ứng của SO_3 và nước, nhiệt của quá trình ngưng tụ H_2SO_4 , nhiệt của quá trình ngưng tụ SO_3 , và nhiệt của quá trình hấp thụ, tức là nhiệt pha lỏng của phản ứng của SO_3 và nước, đều có thể được thu hồi ở dạng hữu ích.

Do vậy, việc phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa mang SO_3 hoặc khí mang SO_2 của quá trình cháy phía trước bộ hấp thụ cho phép nâng cao đáng kể lượng năng lượng có thể thu hồi được ở nhiệt độ cao khi bộ hấp thụ và bộ làm nguội axit đi kèm với nó được vận hành ở nhiệt độ cao.

Tuy nhiên, trước khi có sáng chế này, mức độ phun hơi nước bị giới hạn bởi các vấn đề liên quan tới sự ăn mòn quá mức bộ làm nguội axit và/hoặc sự tạo sương mù axit sulfuric quá mức có thể xảy ra nếu hơi nước được phun với mức lớn hơn khoảng 33% nhu cầu nước phản ứng theo hệ số tỷ lệ, tức là nếu hơi nước được phun với tỷ lệ đủ để làm tăng tỷ lệ mol giữa hàm lượng hơi ẩm tương đương và hàm lượng SO_3 tương đương tới giá trị lớn hơn khoảng 0,33 trong khí đi vào bộ hấp thụ.

Nước được bổ sung cho phản ứng với SO_3 đôi khi được nhắc đến trong này là nước pha loãng do trong thực tế thông thường dòng axit tuần hoàn của quá trình hấp

thụ được pha loãng bằng nước với mức theo hệ số tỷ lệ tương đương với mức đưa SO_3 vào vùng hấp thụ. Sau đó, nồng độ axit tăng dần khi axit quá trình hấp thụ đi qua vùng hấp thụ và hấp thụ SO_3 từ dòng khí để tạo ra axit sulfuric trong chất lỏng bởi phản ứng với nước pha loãng. Do vậy, axit đi ra từ bộ hấp thụ là ở nồng độ đích của công đoạn hấp thụ, tạo ra dòng axit quá trình hấp thụ mà nó được chia tách thành dòng axit sản phẩm được rút ra khỏi hệ thống và dòng axit tuần hoàn được pha loãng bằng nước trước khi đưa vào vùng hấp thụ.

Việc đưa nước phản ứng vào dòng khí mang SO_3 phía trước vùng hấp thụ làm giảm gradien axit nồng độ trên khắp vùng hấp thụ. Khi 100% nước phản ứng được đưa vào dòng SO_3 dưới dạng hơi nước, gradien nồng độ trên khắp vùng hấp thụ bị loại trừ hoàn toàn, tức là không có sự pha loãng, mà thay vào đó nồng độ axit độ không đổi trong toàn bộ vùng này. Nếu nồng độ này được duy trì ở một giá trị quá thấp, sự ăn mòn quá mức có thể xảy ra thực tế trong bình hấp thụ làm bằng hợp kim. Nếu nồng độ này quá cao, SO_3 không được hấp thụ có thể chuyển qua bộ hấp thụ, do đó làm giảm hiệu suất, tạo ra sương mù axit sulfuric đáng kể khi khí được làm nguội sau bộ hấp thụ, và/hoặc ức chế quá trình chuyển hóa trong vùng tiếp xúc xúc tác nằm sau.

Tuy nhiên, theo sáng chế, điều đã phát hiện ra là lượng tăng cường của năng lượng có thể được thu hồi từ hệ thống hấp thụ bởi việc đưa vào tỷ lệ gia tăng của nước phản ứng thông qua việc phun hơi nước vào dòng khí mang SO_3 hoặc SO_2 phía trước hệ thống hấp thụ. Ngoài ra, quy trình này có thể được vận hành để đạt được việc tăng cường thu hồi năng lượng đáng kể từ hệ thống hấp thụ mà không có sự ăn mòn quá mức, và không có sự tạo sương mù axit quá mức. Các kết quả thuận lợi này có được là do sự xác định, sự phối hợp và khống chế các tổ hợp của các biến số quy trình ảnh hưởng đến sự đáp ứng của hệ thống hấp thụ với việc đưa hơi nước vào dòng khí mang SO_3 hoặc SO_2 . Các điều kiện thích hợp được chọn trên cơ sở xem xét các dữ kiện về thành phần và nhiệt độ của dòng khí mang SO_3 phụ thuộc vào tỷ lệ nước pha loãng được đưa vào dòng này trước hệ thống hấp thụ, và trên cơ sở xem xét các dữ kiện về thành phần dòng sôi phụ thuộc vào nhiệt độ.

Việc gia tăng tỷ lệ nước pha loãng được cấp bằng cách phun hơi nước vào khí phía trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt cho phép gia tăng đáng kể về năng lượng cuối cùng được thu hồi từ hệ thống hấp thụ. Phương thức vận hành này tạo ra nhiệt độ khí cao và entalpy khí cao do việc tạo sản phẩm axit sulfuric trong pha hơi. Nhiệt cảm biến và nhiệt ẩn của quá trình bốc hơi axit sulfuric được thu hồi ở dạng hữu ích từ pha khí trong bộ trao đổi nhiệt hấp thụ thu hồi nhiệt, thường là bằng cách tạo ra hơi nước áp

suất trung bình. Theo quy trình theo sáng chế, mức thu hồi nhiệt có thể được tăng lên tới 25% so với mức thu hồi nhiệt hữu ích cao nhất từ hệ thống hấp thụ SO_3 đạt được với quy mô công nghiệp ở Mỹ. Ví dụ, khi hơi nước áp suất trung bình ở 0,3 MPa (3 bar) hoặc lớn hơn, thường là 0,7 MPa (7 bar) hoặc lớn hơn, được tạo ra với mức 0,48 tấn trên 1 tấn axit sulfuric thực được sản xuất trong hệ thống hấp thụ trong đó 1/3 nước pha loãng cần thiết được tạo ra bởi việc phun hơi nước vào dòng khí trước bộ hấp thụ, mức thu hồi năng lượng có thể được tăng lên cao tới mức từ 0,6 đến 0,9 tấn hơi nước áp suất trung bình trên 1 tấn axit sulfuric được sản xuất trong đó tỷ lệ giữa nước phản ứng được tạo ra bởi sự phun hơi nước tăng lên tới 95-100% và gradien nồng độ trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt giảm xuống còn 0,2% khối lượng hoặc thấp hơn. Khi 100% nước phản ứng hoặc hơn được cung cấp dưới dạng hơi nước được phun trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, còn tiết kiệm chi phí đầu tư và bảo dưỡng đáng kể do việc không cần có bình pha loãng.

Được minh họa trên Fig.1 là hệ thống hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng quá trình hấp thụ theo giải pháp kỹ thuật đã biết trong đó lên tới khoảng 33% nước pha loãng được tạo ra bởi việc phun hơi nước vào dòng khí mang SO_3 đi vào hệ thống. Phía trước hệ thống hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng theo hướng dòng của khí mang oxit lưu huỳnh vào hệ thống này, dòng khí mang SO_2 được tạo ra bởi việc đốt lưu huỳnh trong lượng dư của không khí. Theo cách khác, dòng mang SO_2 có thể được tạo ra trong hệ thống thiết bị luyện kim, thường là bởi việc nung quặng sulfua. Dòng mang SO_2 , chứa oxy chưa tiêu thụ với tỷ lệ ít nhất là tương đương theo hệ số tỷ lượng với SO_2 , được cho đi qua bộ chuyển hóa có xúc tác trong đó tỷ lệ cao của SO_2 được chuyển hóa thành SO_3 bởi phản ứng có xúc tác với oxy trong khí này, do vậy tạo ra khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 . Quá trình oxy hóa SO_2 thành SO_3 tạo ra nhiệt phản ứng đáng kể mà được thu hồi ít nhất là một phần bằng cách chuyển khí quá trình chuyển hóa mang SO_3 qua một hoặc nhiều bộ trao đổi nhiệt, ví dụ, nồi hơi nhiệt thải, bộ quá nhiệt hơi nước và/hoặc bộ phận tiết kiệm.

Sau đó, khí quá trình chuyển hóa được phân phối vào hệ thống hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng quá trình hấp thụ như được minh họa trên Fig.1. Hệ thống này gồm bộ hấp thụ, ví dụ, tháp hấp thụ kiểu dòng ngược 1 trong đó dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 được cho tiếp xúc với axit sulfuric đặc để chuyển SO_3 từ dòng khí vào pha lỏng dưới dạng bổ sung gia tăng axit sulfuric vào chất lỏng quá trình hấp thụ. Trong bộ hấp thụ, các dòng lỏng và khí được tiếp xúc trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 3 bao gồm bộ phận để thúc đẩy sự tiếp xúc khí/lỏng và sự chuyển khối giữa pha axit và pha

lỏng. Như được minh họa, dòng lỏng và khí đi theo hướng ngược dòng qua vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 3. Điều sẽ được hiểu bởi chuyên gia trong lĩnh vực kỹ thuật này là chất khí và chất lỏng có thể được tiếp xúc theo một cách khác trong bộ hấp thụ kiểu dòng song song, ví dụ, như tháp khuếch tán.

Hệ thống hấp thụ còn bao gồm bộ trao đổi nhiệt bên ngoài 5 để thu hồi năng lượng quá trình hấp thụ từ axit quá trình hấp thụ, và bộ pha loãng 7 trong đó nước được đưa vào dòng axit tuần hoàn để phản ứng với các lượng khác của SO_3 . Dòng axit sulfuric đã làm giàu được rút ra khỏi tháp qua cửa ra axit 9, được tuần hoàn qua bộ trao đổi nhiệt 5 và bộ pha loãng 7 nhờ bơm tuần hoàn axit 11 và đưa trở lại tháp ở cửa quay vòng axit 13.

Bằng cách vận hành vùng hấp thụ ở nhiệt độ cao, dòng axit nhiệt độ cao đã tạo ra có thể được sử dụng để gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt tới nhiệt độ cao. Lưu chất truyền nhiệt thường được gia nhiệt lên nhiệt độ lớn hơn khoảng 144°C , ví dụ, nằm trong khoảng từ 160°C đến 235°C . Do vậy, khi bộ trao đổi nhiệt 5 là nồi hơi của hệ thống thu hồi nhiệt (HRS), hơi nước có thể được tạo ra trong nó ở áp suất lớn hơn 0,4MPa (4 bar), thường là lớn hơn 0,5MPa (5 bar), tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,5MPa (5 bar) đến 1MPa (10 bar). Hơi nước có thể được tạo ra ở áp suất nằm trong khoảng từ 1,8 đến 2MPa (18 đến 20 bar) nếu thỏa mãn các nhu cầu dịch vụ địa phương và tổng hiệu quả kinh tế của quy trình.

Như được minh họa trên Fig.1, bộ hấp thụ tùy ý và có lợi, nếu gồm hai vùng hấp thụ. Vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp 3 được vận hành ở nhiệt độ cao để tạo ra dòng axit quá trình hấp thụ ở nhiệt độ cao mà nó được tuần hoàn qua bơm tuần hoàn axit 11 qua bộ trao đổi nhiệt 5 để thu hồi năng lượng quá trình hấp thụ ở dạng hữu ích. Vùng hấp thụ thứ cấp 15 nằm trên vùng hấp thụ sơ cấp trong tháp 1. Axit được đưa vào tại axit vào thứ cấp 17 đi qua vùng hấp thụ thứ cấp ngược chiều với khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp. Vùng hấp thụ thứ cấp có chức năng làm nguội dòng khí, ngưng tụ axit sulfuric tồn dư từ pha hơi, và loại bỏ SO_3 tồn dư ra khỏi dòng khí bằng cách hấp thụ vào axit quá trình hấp thụ thứ cấp. Như được thể hiện trên Fig.1, axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi xuống vào vùng hấp thụ sơ cấp và trở thành một phần của dòng axit quá trình hấp thụ sơ cấp đi qua vùng sơ cấp.

Dòng khí đã làm nghèo khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp 15 đi qua các bộ khử sương mù 19 để loại bỏ sương mù axit sulfuric tồn dư. Khi hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt này bao gồm bộ hấp thụ liên dẫn của hệ thống thiết bị liên dẫn, khí đi ra từ các

bộ khử sương mù được đưa trở lại công đoạn tiếp theo của bộ chuyển hóa. Trong hệ thống thiết bị chuyển tiếp đơn, khí đi ra từ các bộ khử sương mù được giải phóng vào khí quyển.

Trong quy trình theo giải pháp kỹ thuật đã biết, phần nước pha loãng được đưa dưới dạng hơi nước vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 qua đầu phun 21 phía trước cửa vào khí của tháp hấp thụ 23. Tuy nhiên, do vấn đề liên quan tới sự ăn mòn và sự tạo sương mù, hàm lượng của hơi nước được đưa vào khí phía trước bộ hấp thụ đã được giới hạn không quá khoảng 33%, tức là hơi nước được đưa vào với tỷ lệ sao cho tỷ lệ giữa tổng hàm lượng hơi nước tương đương không lớn hơn 0,33 mol trên 1 mol tổng hàm lượng đương lượng SO_3 của dòng khí trước khi đi vào vùng hấp thụ sơ cấp 3. ít nhất là khoảng 67% nước pha loãng được đưa vào qua bộ pha loãng 7, thường là ở dạng lỏng. Theo cách khác, một phần hoặc toàn bộ số dư của nước pha loãng có thể được cấp là bởi dòng ngang của axit sulfuric nồng độ thấp qua axit vào thứ cấp 17.

Nhằm so sánh, trong quy trình theo sáng chế, hơi nước được đưa vào phía trước hệ thống hấp thụ với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,40mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ. Tốt hơn là, hơi nước được đưa vào với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,50mol, tốt hơn nữa ít nhất là khoảng 0,55 mol, tốt hơn nữa ít nhất là khoảng 0,60mol, cũng tốt hơn nữa ít nhất là khoảng 0,70mol, và tốt nhất là ít nhất là khoảng 0,80, 0,90 hoặc 0,95 mol trên tổng hàm lượng đương lượng SO_3 của khí trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ. Khi hơi nước được đưa vào phía trước bộ chuyển hóa theo hướng dòng khí oxit lưu huỳnh, các tỷ lệ này có thể được xác định theo tổng hàm lượng SO_2 . Một cách khái quát hơn, chúng có thể được biểu hiện theo tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương, tức là SO_2 cộng với SO_3 tương đương. Theo các tỷ lệ này, hàm lượng hơi nước tương đương bao gồm hơi nước đã được chuyển hóa trong pha khí thành axit sulfuric, và hàm lượng SO_3 tương đương bao gồm SO_3 đã được chuyển hóa trong pha khí thành axit sulfuric.

Quy trình theo sáng chế có thể được thực hiện hoặc là trong thiết bị kiểu "khí khô", trong đó không khí cho quá trình đốt lưu huỳnh được làm khô bằng cách cho tiếp xúc với axit sulfuric trong tháp làm khô phía trước buồng đốt lưu huỳnh theo hướng dòng không khí đốt, hoặc trong thiết bị kiểu "khí ướt" trong đó nguồn cấp lưu huỳnh được đốt trong không khí môi trường xung quanh chưa được làm khô và/hoặc trong đó bản thân nguồn cấp lưu huỳnh là nguồn cấp hơi ẩm. Dòng SO_2 được tạo ra trong hệ

thống thiết bị luyện kim thường là "ướt", khi dòng SO_2 được tạo ra bởi quá trình phân hủy axit sulfuric đã sử dụng. Một số nguồn cấp lưu huỳnh bao gồm các hợp chất lưu huỳnh chứa hydro, ví dụ, hydro sulfua hoặc mercaptan, và chúng tất yếu tạo ra khí SO_2 "ướt" được chuyển hóa nguồn cấp khí SO_3 ướt cho quá trình chuyển hóa. Trong thiết bị kiểu khí khô, hơi nước được đưa vào khí mang SO_3 với tỷ lệ đủ để tạo ra toàn bộ hàm lượng hơi nước tương đương. Trong thiết bị kiểu khí ướt, hơi nước được đưa vào với tỷ lệ tương đương với mức chênh lệch giữa hàm lượng hơi nước tương đương đích và nồng độ hơi nước sẵn có trong khí này. Theo các phương án của sáng chế trong đó nguồn cấp lưu huỳnh có thể là H_2S , 100% nhu cầu nước pha loãng được tạo ra trong khí quá trình cháy mà không cần phun bổ sung hơi nước. Nói chung, các cải tiến và các cải biến theo sáng chế liên quan tới các tỷ lệ dòng chất trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp, các profin nồng độ axit trong vùng hấp thụ sơ cấp và thứ cấp, việc chọn nhiệt độ khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp, các profin thành phần pha khí trong vùng phản ứng sơ cấp, và các điều kiện khác nhau để khống chế sương mù axit đã được phát triển cho hệ thống thiết bị đốt lưu huỳnh. Tốt hơn là, chúng cũng được áp dụng cho bất cứ nơi nào khả thi cho các quy trình trong đó nguồn cấp lưu huỳnh khác với lưu huỳnh nguyên tố, ví dụ, nguồn cấp như các nguồn luyện kim và H_2S . Theo các phương án được ưu tiên hơn, nguồn cấp lưu huỳnh là lưu huỳnh nguyên tố hoặc quặng sulfua.

Trong một số khu vực địa lý khô cần, độ ẩm tương đối của không khí môi trường xung quanh có thể tới mức mà sự vận hành của hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc đốt lưu huỳnh có thể tương đương với hệ thống thiết bị kiểu "khí khô" ngay cả khi không có mặt tháp làm khô cho không khí cho quá trình đốt lưu huỳnh. Tuy nhiên, nhằm các mục đích của sáng chế, một hệ thống thiết bị có thể dường như là một hệ thống thiết bị kiểu "khí ướt" nếu khí quá trình cháy được tạo ra bởi việc đốt lưu huỳnh trong không khí chứa nhiều hơn 0,005 mol hơi nước trên 1 mol SO_2 . Quy trình theo sáng chế có khả năng áp dụng, nhưng không giới hạn, ở sự vận hành kiểu khí khô trong đó quá trình hấp thụ SO_3 được tạo ra bởi quá trình chuyển hóa dòng SO_2 chứa không lớn hơn 0,005, phổ biến hơn là không quá khoảng 0,002, mol hơi nước trên 1 mol SO_2 .

Một sơ đồ công nghệ được lấy làm ví dụ cho hệ thống hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng theo một phương án được ưu tiên của sáng chế được minh họa trên Fig.2. Hệ thống hấp thụ gồm tháp hấp thụ 101 chứa vùng hấp thụ thu hồi nhiệt (sơ cấp) 103 và vùng hấp thụ thứ cấp 115. Cả hai vùng hấp thụ gồm bộ phận nhồi hoặc bộ phận

khác để thúc đẩy sự tiếp xúc khí/lỏng và sự chuyển khối giữa các pha khí và lỏng. Khí quá trình chuyển hóa mang SO_3 được đưa vào đáy của tháp qua cửa vào khí 123. Khí đi lên qua vùng hấp thụ sơ cấp 103 ngược dòng với dòng đi xuống của axit quá trình hấp thụ. Axit quá trình hấp thụ, được tăng thêm bởi sự hấp thụ SO_3 và sự ngưng tụ H_2SO_4 từ pha khí, khí đi ra từ đáy của vùng hấp thụ sơ cấp, được rút ra khỏi tháp ở cửa ra axit 109, và được tuần hoàn qua bơm tuần hoàn axit 111 qua bộ trao đổi nhiệt 105 để thu hồi nhiệt của quá trình hấp thụ ở dạng hữu ích bởi sự truyền nhiệt từ axit quá trình hấp thụ sang lưu chất truyền nhiệt. Axit đi ra từ bộ trao đổi nhiệt được chia tách để loại bỏ phân đoạn tương đương với sự sản xuất thực axit sulfuric trong hệ thống hấp thụ, chủ yếu là trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, cộng với axit bất kỳ được tạo ra từ nguồn không liên quan (ví dụ, để sử dụng trong vùng hấp thụ thứ cấp hoặc trong dòng cắt ngang dưới dạng môi trường pha loãng). Phân đoạn còn lại được tái tuần hoàn vào đỉnh của vùng hấp thụ sơ cấp 103 qua cửa quay vòng axit của tháp 113.

Dòng khí đã làm nghèo đi ra từ đỉnh của vùng hấp thụ sơ cấp 103 đi lên qua vùng hấp thụ thứ cấp 115 ngược dòng với axit quá trình hấp thụ thứ cấp được cung cấp cho tháp qua axit vào thứ cấp 117 tại hoặc bên trên đỉnh của vùng hấp thụ thứ cấp. Như được minh họa, axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi từ cửa ra axit (đáy) của vùng hấp thụ thứ cấp vào vùng hấp thụ sơ cấp ở đó nó trở thành một phần của dòng axit quá trình hấp thụ sơ cấp. Khí đã làm nghèo đi ra từ đỉnh của vùng hấp thụ thứ cấp 115 đi qua các bộ khử sương mù 119 để loại bỏ sương mù axit sulfuric. Sau đó, khí này hoặc là được đưa trở lại công đoạn tiếp theo của bộ chuyển hóa hoặc xả ra khỏi hệ thống.

Nhằm các mục đích của sáng chế, hệ thống hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng bao gồm vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 103, vùng hấp thụ thứ cấp 115 (nếu có mặt), bộ trao đổi nhiệt 105 để thu hồi năng lượng ở dạng hữu ích từ axit quá trình hấp thụ đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, bơm tuần hoàn axit 111, và tháp thu hồi nhiệt 101 có chứa trong nó là vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Trong phần mô tả của sáng chế, cần hiểu rằng kết cấu của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 103 làm vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp không nhất thiết sự có mặt của vùng hấp thụ thứ cấp 115. Theo các phương án được ưu tiên của quy trình, hơi nước được tạo ra trong bộ trao đổi nhiệt 105, tốt hơn là ở áp suất ít nhất là khoảng 0,4MPa (4 bar). Các bộ trao đổi nhiệt khác bất kỳ mà qua đó năng lượng hữu ích được thu hồi từ axit quá trình hấp thụ sau khi loại bỏ ra khỏi các vùng hấp thụ thu hồi nhiệt (sơ cấp) (nếu có mặt) cũng là một phần của hệ thống hấp thụ SO_3 và thu hồi năng lượng. Một vài trong số chúng được mô tả ở đây. Hệ thống hấp thụ và thu hồi năng lượng hấp thụ có thể cũng bao gồm bộ trao đổi nhiệt bất kỳ để thu hồi

nhệt tồn dư từ dòng khí đã làm nghèo sau khi nó ra khỏi hoặc là vùng thu hồi nhiệt (sơ cấp) hoặc vùng hấp thụ thứ cấp (nếu có mặt), nhưng trước khi nó được đưa vào giai đoạn tiếp theo của bộ chuyển hóa SO_3 .

Hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt như vậy không bao gồm bộ phận bất kỳ để loại bỏ nhiệt ra khỏi dòng khí oxit lưu huỳnh bất kỳ, hoặc là khí quá trình cháy SO_2 hoặc khí quá trình chuyển hóa SO_3 , phía trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt theo hướng dòng của dòng khí oxit lưu huỳnh, hoặc bộ phận bất kỳ để thu hồi năng lượng từ khí trong đó quá trình chuyển hóa tiếp SO_2 thành SO_3 được thực hiện phía sau tháp thu hồi nhiệt. Tuy nhiên, trừ khi có chỉ dẫn khác được chỉ ra cụ thể, sự có mặt của bộ phận như vậy không bị loại trừ ra khỏi các quy trình sản xuất axit sulfuric cấu thành phương án của quy trình theo sáng chế. Hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt không bao gồm bộ pha loãng bất kỳ có thể nằm trong dòng axit bất kỳ được đưa vào và/hoặc được tái tuần hoàn vào hoặc là vùng thu hồi nhiệt (sơ cấp) hoặc vùng hấp thụ thứ cấp.

Như được minh họa trên Fig.2, hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt không bao gồm bộ pha loãng. Do vậy, theo phương án được ưu tiên này, 100% nước pha loãng được cấp bằng cách phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa qua đầu phun hơi nước 121 và trộn lẫn với khí trong vùng phun hơi nước 127 nằm trong đường ống cấp khí quá trình chuyển hóa 129 phía trước cửa vào khí của tháp 123. Tuy nhiên, cần phải hiểu rằng, nếu mong muốn, tỷ lệ của nước pha loãng được cấp bằng cách phun trước vùng hấp thụ sơ cấp có thể được khống chế với giá trị nằm trong khoảng đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí nằm trong khoảng từ 0,40mol đến 1,05 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ sơ cấp. Khi tỷ lệ mol này nhỏ hơn 1,00, nước pha loãng bổ sung có thể được bổ sung hoặc là qua bộ pha loãng tương đương với bộ pha loãng 7 trong Fig.1 hoặc bằng cách phun vào dòng khí hoặc dòng axit trong vùng hấp thụ sơ cấp. Nói chung, hơi nước được bổ sung qua đầu phun 121 với tỷ lệ đủ để sao cho tỷ lệ mol giữa hàm lượng hơi nước tương đương và hàm lượng SO_3 tương đương trong khí đi vào vùng hấp thụ sơ cấp 103 là nằm trong khoảng từ 0,40 đến 1,05, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,50 đến 0,98 hoặc 1,00, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,55 đến 0,98 hoặc 1,00, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,60 đến 0,98 hoặc 1,00, cũng tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,70 đến 0,98 hoặc 1,00, tốt nhất là nằm trong khoảng từ 0,80 hoặc 0,90 đến 0,98 hoặc 1,00.

Nhiệt độ của dòng khí mang SO_3 khi được đưa vào vùng hấp thụ sơ cấp ít nhất là khoảng 260°C , tốt hơn nữa là ít nhất là khoảng 270°C , cũng tốt hơn nữa ít nhất là khoảng 285°C và tốt nhất là ít nhất là khoảng 300°C . Tốt hơn, nếu nhiệt độ của dòng này không lớn hơn khoảng 345°C . Do vậy, ví dụ, nhiệt độ của dòng mang SO_3 có thể là nằm trong khoảng từ 260°C đến 345°C , từ 270°C đến 345°C , từ 290°C đến 340°C , từ 300°C đến 340°C , hoặc từ 310°C đến 330°C , tối ưu là nằm trong khoảng từ 300°C đến 330°C hoặc từ 300°C đến 320°C và ít nhất là lớn hơn khoảng 40°C so với điểm ngưng tụ của nó.

Theo các phương án được ưu tiên, như được minh họa trên Fig.2, dòng khí đi ngược dòng với dòng chất lỏng quá trình hấp thụ trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp. Điều sẽ được hiểu bởi chuyên gia trong lĩnh vực kỹ thuật này là sáng chế cũng có thể được thực hiện bằng cách tiếp xúc axit quá trình hấp thụ và khí quá trình chuyển hóa SO_3 trong bộ hấp thụ kiểu dòng song song như, ví dụ, tháp khuếch tán. Các điều kiện vận hành được ưu tiên khi được bàn luận ở đây để chỉ cho việc vận hành trong hệ thống kiểu dòng ngược có dạng như được minh họa trong các hình vẽ.

Giải pháp khống chế được ưu tiên cho quy trình được thể hiện trên Fig.2 bao gồm việc khống chế nhiệt độ của axit đi ra từ bộ trao đổi nhiệt thu hồi nhiệt bằng cách điều chỉnh dòng axit quay trở lại vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và việc khống chế nồng độ của axit đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt bằng cách điều chỉnh chủ yếu là dòng vào bộ phun hơi nước và bằng cách điều chỉnh nồng độ và lưu lượng của axit đi vào vùng hấp thụ thứ cấp.

Để thu hồi nhiệt tối đa trong hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt, dòng khí mang SO_3 được đưa vào vùng hấp thụ sơ cấp mà không cần sự ngưng tụ trung gian bất kỳ thành phần bất kỳ của dòng khí mang oxit lưu huỳnh giữa vùng phun hơi nước và vùng hấp thụ sơ cấp. Tốt hơn là, khống chế lượng nhiệt đáng kể được rút ra khỏi dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 ở dạng bất kỳ, cho dù bằng cách ngưng tụ, sự truyền nhiệt đáng kể có thể nhận biết được, hay nói cách khác, trong dòng của dòng khí nằm giữa vùng phun hơi nước và vùng thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ sơ cấp. Tốt hơn là, nước được đưa vào sau bộ trao đổi nhiệt bất kỳ để thu hồi năng lượng hữu ích từ khí quá trình chuyển hóa với trị số trên 30 Btu trên 1 pao SO_3 tương đương trong khí quá trình chuyển hóa.

Tốt hơn, nếu axit quá trình hấp thụ được đưa vào vùng hấp thụ sơ cấp ở nhiệt độ của ít nhất là khoảng 180°C , thông thường là nằm trong khoảng từ 170°C đến 220°C .

Tốt hơn, nếu axit ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 200°C đến 240°C. Axit quá trình hấp thụ nóng được rút ra khỏi tháp 101 qua cửa ra axit 109, và được tuần hoàn bằng bơm 111 qua bộ trao đổi nhiệt gián tiếp 105 trong đó nhiệt của quá trình hấp thụ SO_3 , nhiệt pha hơi của phản ứng của SO_3 với H_2O , và nhiệt của quá trình ngưng tụ H_2SO_4 được truyền sang lưu chất truyền nhiệt và được thu hồi ở dạng hữu ích. Lưu chất truyền nhiệt được gia nhiệt tới nhiệt độ lớn hơn khoảng 150°C, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 160°C đến 235°C, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 180°C đến 220°C. Do vậy, khi bộ trao đổi nhiệt 105 là nổi hơi, hơi nước có thể được tạo ra trong nó ở áp suất lớn hơn 0,3MPa (3 bar), tốt hơn là lớn hơn 0,5MPa (5 bar), phổ biến hơn là nằm trong khoảng từ 0,5 đến 1MPa (5 đến 10 bar), cũng tốt hơn nữa là lớn hơn 0,7MPa (7 ba), và trong một số trường hợp là cao tới khoảng 1,8-2 MPa (18-20 bar).

Khi đi qua vùng hấp thụ sơ cấp, dòng khí được làm nguội bởi sự trao đổi nhiệt trực tiếp với axit quá trình hấp thụ khi nó tiếp xúc, nhờ đó làm nguội dòng khí ra tới nhiệt độ gần như nhiệt độ của dòng axit đi vào.

Tốt hơn, nếu nồng độ của axit quá trình hấp thụ đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp nằm trong khoảng từ 99,1% đến 99,8%, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 99,3% đến 99,7% khối lượng, H_2SO_4 . Với nồng độ axit đi ra nhất định bất kỳ, nồng độ axit đi vào cần phải thay đổi tùy thuộc vào tỷ lệ của nước pha loãng được cung cấp dưới dạng hơi nước được đưa vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 trước khi đưa nó vào vùng hấp thụ sơ cấp. Khi 100% nước pha loãng được cung cấp trong dòng khí trước khi nó đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, không có gradien nồng độ trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Khi phần nước pha loãng được cung cấp trong vòng axit tuần hoàn, ví dụ trong bộ pha loãng tương tự như bộ pha loãng 7 trong Fig.1, gradien nồng độ phát triển trên khắp vùng hấp thụ sơ cấp. Dưới các điều kiện tối thiểu, tức là khi hàm lượng hơi nước tương đương của khí đi vào vùng sơ cấp là khoảng 0,40mol trên 1 mol hàm lượng SO_3 tương đương, nồng độ của axit quá trình hấp thụ đi vào vùng hấp thụ sơ cấp có thể thường là nằm trong khoảng từ 99 đến 99,5%.

Được mong muốn, nếu duy trì nồng độ axit đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp cao tới mức có thể giảm thiểu sự ăn mòn trong nồi hơi thu hồi nhiệt, và trong phần dưới của vỏ tháp thu hồi nhiệt nơi mà kết cấu có cấu trúc hợp kim. Mặc dù các nồng độ axit quá trình hấp thụ nằm trong khoảng từ 99,3 đến 99,7% là được mong muốn cho mục đích này, song điều đã được quan sát thêm trong một số quá trình vận hành là hiệu suất hấp thụ có thể trở nên thất thường khi nồng độ axit tiệm cận giới hạn trên của khoảng này ở

đáy của vùng hấp thụ sơ cấp, có khả năng ảnh hưởng tới việc khống chế sự tạo sương mù axit do, ví dụ sự xâm lấn của phân SO_3 dư vào vùng thứ cấp, hoặc dẫn đến việc thậm chí là làm mất và phát xạ SO_3 . Khi xem xét đến các đặc ứng của các bộ phận riêng rẽ, và các độ nhạy cân bằng của các dụng cụ có tính dẫn được sử dụng để xác định nồng độ axit, nói chung được ưu tiên trong thực tế áp dụng công nghiệp với thể tích lớn nếu duy trì nồng độ axit đích không lớn hơn khoảng 99,5% axit vào/cửa ra khí của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt kiểu dòng ngược. Mức gia tăng cận biên ở trên 99,5% có thể có thể chấp nhận được khi thành phần của dòng khí ra khỏi vùng sơ cấp được giám sát về hàm lượng SO_3 , và nước pha loãng được cấp vào vùng thứ cấp bằng cách điều chỉnh nồng độ hoặc dòng axit tới cửa vào của vùng thứ cấp.

Axit quá trình hấp thụ được tuần hoàn với mức tương đối cao qua vùng hấp thụ sơ cấp. Tốt hơn là, tỷ lệ lưu lượng khối giữa lỏng và khí (L/G) trong vùng hấp thụ sơ cấp ít nhất là khoảng 3, thường là nằm trong khoảng từ 4 đến 15. Được biểu hiện theo hàm lượng SO_3 của dòng khí đi vào vùng hấp thụ sơ cấp, khối L/G tốt hơn là ít nhất là khoảng 4 hoặc ít nhất là khoảng 15 và cao tới khoảng 120, thường là nằm trong khoảng từ 20 đến 120 hoặc nằm trong khoảng từ 20 đến 70, phổ biến hơn là nằm trong khoảng từ 25 đến 110, tốt nhất là nằm trong khoảng từ 30 đến 100.

Tốt hơn, nếu dòng axit đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp có nhiệt độ thấp hơn một giá trị không lớn hơn khoảng 35°C , tốt hơn nữa là không quá khoảng 30°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 25°C , cũng tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 20°C và tối ưu là không lớn hơn khoảng 15°C hoặc thậm chí là không lớn hơn khoảng 10°C , so với nhiệt độ của khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp (tức là, đi vào vùng hấp thụ thứ cấp). Lưu lượng dòng axit qua vùng hấp thụ thứ cấp là thấp so với lưu lượng qua vùng hấp thụ sơ cấp. Axit có thể được đưa vào vùng hấp thụ thứ cấp ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 40°C đến 110°C và được rút ra khỏi vùng thứ cấp ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 175°C đến 215°C . Như được mô tả tiếp ở dưới, việc khống chế tối ưu sương mù là thuận lợi bởi việc việc khống chế mức chênh nhiệt độ hoặc Δt giữa pha khí và pha lỏng trong vùng thứ cấp. Việc khống chế Δt ở cả đầu vào lẫn đầu ra của dòng axit có thể đòi hỏi việc nhiệt độ vào của axit phải được duy trì hướng lên phần trên của khoảng được ưu tiên, ví dụ, nằm trong khoảng từ 65°C đến 95°C , hoặc nằm trong khoảng từ 75°C đến 90°C , và lưu lượng phải được khống chế sao cho nhiệt độ đầu ra của axit từ vùng thứ cấp thấp hơn không đáng kể so với nhiệt độ của khí ra khỏi vùng sơ cấp. Nồng độ axit của axit thứ cấp ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp nói chung được duy trì gần

với nồng độ của axit quá trình hấp thụ sơ cấp được tái tuần hoàn từ bộ trao đổi nhiệt của hệ thống thu hồi nhiệt tới cửa vào của vùng hấp thụ sơ cấp, tốt hơn là với hoặc lớn hơn nồng độ của hỗn hợp đồng sôi. Nồng độ axit và lưu lượng axit đi vào vùng hấp thụ thứ cấp được khống chế để đảm bảo quá trình hấp thụ SO_3 tồn dư trong khí ra khỏi vùng sơ cấp và tạo ra dòng axit ở đầu ra của vùng thứ cấp là nằm trong khoảng được mong muốn. Do vậy, khi nồng độ của axit sơ cấp đi vào vùng sơ cấp tương đối cao, thường là trường hợp trong đó một phần đoạn lớn của nước phản ứng SO_3 được đưa vào khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp, thì nước được cấp với mức tương đối cao trong axit đi vào vùng thứ cấp để đáp ứng nồng độ tồn dư tương đối cao của SO_3 được mong đợi trong dòng khí đi vào vùng thứ cấp. Nhưng khi nồng độ của axit sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp là tương đối thấp, thường là trong trường hợp trong thiết bị kiểu khí khô không có sự phun hơi nước (do đó đòi hỏi sự pha loãng đáng kể axit quá trình hấp thụ sơ cấp quay vòng từ bộ trao đổi nhiệt của hệ thống thu hồi nhiệt), thì mức nước được đòi hỏi phải cấp trong axit thứ cấp đi vào vùng thứ cấp có thể là tương đối thấp, do SO_3 tồn dư trong khí đi vào vùng thứ cấp cũng được mong đợi là tương đối thấp.

Nói chung được ưu tiên là axit đi ra từ vùng sơ cấp có nồng độ nằm trong khoảng từ 99,0 đến 99,7%, phổ biến hơn, là nằm trong khoảng từ 99,3 đến 99,6%. Do vậy, trong trường hợp trong đó một phần đáng kể nước phản ứng được cấp bằng cách phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa, thì nồng độ của axit quá trình hấp thụ sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp nói chung là nằm trong khoảng từ 99,0 đến 99,7%, phổ biến hơn là nằm trong khoảng từ 99,2 đến 99,6%, và axit thứ cấp ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp là nằm trong khoảng từ 99,0 đến 99,7%, phổ biến hơn là nằm trong khoảng từ 99,1 đến 99,6%. Nhưng trong trường hợp khí khô không có sự phun hơi nước, nồng độ của axit sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp được pha loãng tới nằm trong khoảng từ 98,5 đến 99,2%, phổ biến hơn là nằm trong khoảng từ 98,8 đến 99,2% bằng cách đưa vào nước hoặc axit tương đối loãng nằm giữa bộ trao đổi nhiệt và axit vào vùng sơ cấp. Do nồng độ SO_3 ở trạng thái cân bằng của khí tiếp xúc với axit sơ cấp đầu vào trong trường hợp phun hơi nước 100% là nhất thiết phải cao hơn một chút so với nồng độ SO_3 ở trạng thái cân bằng của khí tiếp xúc với axit sơ cấp cửa vào khí khô trong trường hợp không có sự phun hơi nước, tốt hơn nếu nhiều nước phản ứng hơn một chút được cung cấp trong vùng hấp thụ thứ cấp trong trường hợp đầu. Do vậy, trong trường hợp phun hơi nước khoảng 100%, nồng độ của axit đi vào vùng hấp thụ thứ cấp thường là nằm trong khoảng từ 98,0 đến 99,2%, tốt hơn là, nằm trong khoảng từ 98,2% đến

99,1%, trái lại trong trường hợp khí khô, nồng độ của axit đi vào vùng hấp thụ thứ cấp là nằm trong khoảng từ 98,3 đến 99,2%, phổ biến hơn là nằm trong khoảng từ 98,4% đến 99,0%.

Các khoảng nồng độ axit đi vào và đi ra từ cả vùng hấp thụ sơ cấp lẫn vùng hấp thụ thứ cấp, và các nồng độ đích tối ưu thông thường được thể hiện trong Bảng 1 ở dưới. Dưới các điều kiện vận hành trung bình, tức là khi phần nước phản ứng được cấp bằng cách phun hơi nước, ví dụ từ 40% đến 70%, các giá trị được ưu tiên đối với các nồng độ axit ở đầu vào của vùng hấp thụ sơ cấp, đầu ra của vùng hấp thụ thứ cấp và đầu vào của vùng hấp thụ thứ cấp nói chung sẽ nằm trong các khoảng giới hạn được nêu trong bảng cho các trường hợp phun hơi nước khoảng 100% và khí khô không có sự phun hơi nước.

Bảng 1

Khí khô				Phun hơi nước khoảng 100%		
	Rộng	Được ưu tiên	Đích tối ưu	Rộng	Được ưu tiên	Đích tối ưu
Sơ cấp						
Cửa ra	99,0-99,7	99,3-99,6	99,5	99,0-99,7	99,3-99,6	99,5
Cửa vào	98,5-99,2	98,8-99,2	99	99,0-99,7	99,2-99,6	99,5
Bậc hai						
Cửa ra	98,5-99,3	98,8-99,3	99,2	99,0-99,7	99,1-99,6	99,2
Cửa vào	98,3-99,2	98,4-99,0	98,7	98,0-99,2	98,2-99,1	98,5

Mặc dù lưu lượng của axit thứ cấp là tương đối thấp so với axit sơ cấp, tuy nhiên axit thứ cấp này có thể gây ra mức độ pha loãng phần nào khi nó được trộn với được trộn với axit sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp. Điều này tạo ra gradien nồng độ trong vùng sơ cấp mà nó có thể có khuynh hướng làm tăng sự ăn mòn hoặc góp phần tạo sương mù trong vùng sơ cấp. Theo sáng chế, điều đã phát hiện ra là vùng hấp thụ thứ cấp có thể được vận hành với nồng độ axit ra tương đối cao của axit, ví dụ nằm trong khoảng cao tới 99,1 đến 99,2%, nhờ đó giảm thiểu tác dụng pha loãng bất kỳ khi axit thứ cấp chảy vào vùng sơ cấp. Theo cách khác, sự pha loãng axit quá trình hấp thụ sơ cấp có thể được loại trừ bởi việc đổi hướng axit quá trình hấp thụ thứ cấp ra khỏi vùng thứ cấp vào thùng gom axit thay vì trộn nó với axit sơ cấp đi vào vùng sơ cấp. Tuy nhiên, phương án này làm mất đi khả năng thu hồi nhiệt của quá trình hấp thụ SO_3 tồn dư và sự truyền nhiệt có thể nhận biết được từ dòng khí sang chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp trong vùng thứ cấp. Các nguồn năng lượng này, cho dù là tương đối ít, song vẫn được thu hồi trong quy trình được thể hiện trên Fig.2.

Như được mô tả chi tiết hơn ở dưới, tốt hơn nếu L/G trong vùng thứ cấp được điều chỉnh để giảm thiểu Δt khí/lỏng trong toàn bộ vùng thứ cấp.

Theo các phương án của quy trình theo sáng chế bao gồm bước phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa, năng lượng không những có thể thu hồi được ở dạng chất lượng tương đối cao, ví dụ ở áp suất hơi nước như đã đề cập ở trên, mà với lượng gia tăng đáng kể. Sự thu hồi năng lượng có giá trị cao hữu ích là vượt quá mức 1160 KJ trên 1kg SO_3 (500 Btu trên 1 pao SO_3) trong dòng khí quá trình chuyển hóa. Theo các phương án được ưu tiên của sáng chế trong đó về cơ bản là nhiều hơn một phần hai

mức nước pha loãng cần thiết được cung cấp dưới dạng hơi nước trong dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 đi vào vùng hấp thụ sơ cấp, sự thu hồi năng lượng có giá trị cao hữu ích là vượt quá mức 1220 KJ trên 1kg SO_3 (525 Btu trên 1 pao SO_3) trong dòng khí quá trình chuyển hóa. Theo các phương án trong đó tỷ lệ mol giữa hơi nước theo đương lượng và SO_3 tương đương là lớn hơn 0,80 trong dòng khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp, sự thu hồi năng lượng có giá trị cao hữu ích vượt quá mức 1280 KJ trên 1kg SO_3 (550 Btu trên 1 pao SO_3), và khi gần như 100% of nước pha loãng được tạo ra bởi hơi nước theo đương lượng trong dòng khí, sự thu hồi năng lượng giá trị cao có thể vượt quá 1330 KJ trên 1 kg SO_3 (575 Btu/pao. SO_3).

Được biểu hiện theo sản phẩm hơi nước từ hệ thống thu hồi nhiệt nổi hơi, mức thu hồi năng lượng dưới dạng hơi nước có áp suất ít nhất là khoảng 0,4MPa (4 bar), tốt hơn là ít nhất là khoảng 0,5MPa (5 bar), có thể vượt quá mức 0,5 tấn hơi nước trên 1 tấn sản phẩm axit sulfuric. Tốt hơn là, hơi nước được tạo ra ở áp suất như vậy với mức ít nhất là khoảng 0,55 tấn trên 1 tấn sản phẩm axit sulfuric. Khi 95-100% axit quá trình pha loãng được cung cấp ở dạng phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa trước bộ hấp thụ, mức thu hồi năng lượng là khoảng 0,64 tấn/trên 1 tấn sản phẩm axit. Việc vận hành trong các điều kiện này có thể đòi hỏi việc gia tăng vừa phải về kích cỡ của bộ trao đổi nhiệt của hệ thống thu hồi nhiệt, tức là sự tăng diện tích bề mặt trao đổi nhiệt lên tới khoảng 25% so với sự phun hơi nước 33%.

Quy trình theo sáng chế cũng có thể được vận hành và được khống chế để làm tăng nhiệt độ mà ở đó sự thu hồi năng lượng đạt được, ví dụ bằng cách tạo hơi nước ở áp suất cao hơn. Để vận hành ở nhiệt độ axit cao, tốt hơn nếu nồng độ axit được duy trì ở mức độ khả thi tối đa nhằm tránh sự gia tăng đáng kể về tốc độ ăn mòn ở đáy của tháp và trong bộ trao đổi nhiệt. Việc điều chỉnh thích hợp số lượng giai đoạn cân bằng trong vùng hấp thụ thứ cấp và/hoặc gia tăng cận biên lưu lượng axit quá trình hấp thụ thứ cấp có thể bù đắp cho sự cuốn theo SO_3 gia tăng nhẹ qua vùng hấp thụ sơ cấp khi nhiệt độ và nồng độ của axit quá trình hấp thụ sơ cấp cả hai đều ở ngưỡng cao của khoảng có thể chấp nhận được. Sự gia tăng quá mức về L/G trong vùng hấp thụ thứ cấp có thể dẫn đến sự làm nguội đột ngột khí đi vào vùng này cùng với hậu quả là tác động bất lợi về sự tạo sương mù; nhưng mức gia tăng cận biên là có thể chấp nhận được, đặc biệt là khi vùng sơ cấp được vận hành ở ngưỡng cao của khoảng nồng độ axit được ưu tiên, một phần là do hàm lượng SO_3 cao của khí gây ra sự tạo nhiệt gia tăng trong các vùng dưới của vùng hấp thụ thứ cấp, do vậy tránh việc axit đầu ra trở nên quá nguội ngay cả ở L/G cao. Tuy nhiên, tốt hơn nếu ngăn ngừa sự lọt qua đáng kể của SO_3

vào vùng thứ cấp để đáp ứng việc gia tăng L/G vùng thứ cấp, kể cả cận biên. Do nồng độ của axit vào vùng thứ cấp khó khống chế được một cách dễ dàng để đáp ứng với sự lọt qua SO_3 , nên tốt hơn nếu duy trì các điều kiện trong vùng sơ cấp để ngăn ngừa sự sai lệch đáng kể bất kỳ về hàm lượng SO_3 ra khỏi vùng sơ cấp. Một phương án là đưa vào axit quá trình hấp thụ thứ cấp với nồng độ thấp hơn so với nồng độ axit đang có mặt ở đáy của vùng hấp thụ sơ cấp.

Theo một phương án tiếp theo, nồng độ axit có thể là thấp hơn một chút trong vùng hấp thụ sơ cấp để giảm thiểu sự cuốn theo SO_3 , cho phép nồng độ tương đối cao được duy trì trong vùng hấp thụ thứ cấp, và nhiệt độ của axit đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp được duy trì tại hoặc gần với nhiệt độ của axit đi vào vùng sơ cấp. Như được mô tả ở dưới, profin nồng độ này phù hợp với Fig.3 trong Patent Mỹ số 5538707 chỉ ra rằng sự tạo sương mù được giảm đến mức tối thiểu khi axit có sự cuốn theo SO_3 bất kỳ khi tiếp xúc với nó trong vùng hấp thụ thứ cấp là bằng hoặc lớn hơn mức đồng sôi. Theo phương án này, tốc độ ăn mòn cao ở đáy của tháp có thể được bù đắp bởi tốc độ ăn mòn thấp ở phần trên của tháp. Theo các phương án như vậy, dung sai ăn mòn cao được tính đến khi thiết kế và tính kết cấu cho đáy của tháp và dung sai ăn mòn thấp được sử dụng trong phần còn lại của tháp, có khả năng bảo toàn tổng giá thành thiết bị tương đương với các kết cấu theo các giải pháp kỹ thuật đã biết.

Bằng cách lựa chọn thích hợp và sự kết hợp các biến số quy trình nằm trong các khoảng được mô tả ở trên, sự cải thiện đáng kể về việc thu hồi năng lượng từ hệ thống hấp thụ đạt được mà không cần phải có tác động bù đắp cho ăn mòn sự thấp hấp thụ hoặc sự tạo sương mù axit sulfuric chủ yếu là dẫn đến tổn thất về các lợi ích kinh tế mà việc tăng cường thu hồi năng lượng tạo ra. Một lợi ích khác có thể đạt được nhờ việc giảm bớt tổng chiều cao của tháp thu hồi nhiệt và/hoặc của vùng hấp thụ sơ cấp của tháp cho dù nó cũng bao gồm vùng hấp thụ thứ cấp ở trên vùng sơ cấp. Việc vận hành với mức L/G tương đối cao được ưu tiên cải thiện sự chuyển khối và làm giảm số lượng giai đoạn cân bằng và/hoặc chiều cao của đơn vị trao đổi theo lý thuyết trong vùng thu hồi nhiệt của tháp. Điều này làm giảm chiều cao của tháp trong mối tương quan với lưu lượng của khí quá trình chuyển hóa SO_3 đi vào tháp. Ngoài ra, do đường kính tháp được quyết định chủ yếu bởi dòng khí chứ không phải là dòng axit, nên không đòi hỏi việc gia tăng đường kính khi gia tăng L/G. Các yếu tố này làm giảm các yêu cầu vốn đầu tư cho một tháp mới và tạo thuận lợi cho việc cải tạo cho các hệ thống thiết bị hiện có chưa có hệ thống thu hồi nhiệt, hoặc đã có hệ thống mà nó được vận hành không có sự phun hơi nước, hoặc đã được vận hành với các mức phun hơi nước đủ để làm tăng

hàm lượng hơi nước tương đương của dòng khí đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt chỉ ở mức 33% hoặc ít hơn so với hàm lượng SO_3 tương đương.

Việc vận hành trong các điều kiện nhiệt độ được ưu tiên trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt cho phép không chỉ tăng cường thu hồi lượng nhiệt, mà còn tăng cường thu hồi ở nhiệt độ cao. Vùng hấp thụ thu hồi nhiệt bao gồm vùng hấp thụ sơ cấp của quy trình được thể hiện trên Fig.2, hoặc vùng hấp thụ duy nhất của hệ thống hấp thụ không có vùng hấp thụ thứ cấp. Mặc dù việc vận hành ở nhiệt độ cao có khuynh hướng làm tăng tốc độ ăn mòn trong bộ trao đổi nhiệt và ở đáy của tháp thu hồi nhiệt bằng hợp kim, việc vận hành ở nồng độ axit tương đối cao như đã đề cập ở trên giới hạn hoạt tính ăn mòn của axit quá trình hấp thụ và cho phép vận hành ở nhiệt độ cao mà không có tốc độ ăn mòn quá mức.

Để đạt được nhiệt độ của dòng khí mang SO_3 ở đầu vào của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt trong khoảng từ 260°C đến 345°C được ưu tiên, khí đi ra từ bộ chuyển hóa được làm nguội trong nồi hơi nhiệt thải, bộ quá nhiệt hơi nước, bộ phận tiết kiệm, v.v. tới nhiệt độ nằm trong khoảng từ 160°C đến 250°C trước vùng phun hơi nước 127. Tốt hơn là, không có sự ngưng tụ từ dòng khí trong vùng phun hơi nước hoặc dọc theo đường nằm sau vùng phun hơi nước trước khi đưa dòng khí vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Tốt hơn nữa là, không có sự rút nhiệt đáng kể từ dòng khí trong vùng phun hơi nước hoặc dọc theo đường nằm sau từ vùng phun hơi nước trước khi đưa khí quá trình chuyển hóa vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Các chuyên gia trong lĩnh vực này sẽ hiểu rằng sự mất nhiệt đáng kể vào môi trường là không thể tránh khỏi, nhưng tốt hơn nếu việc rút nhiệt với tốc độ cao hơn đáng kể so với tốc độ mất nhiệt vào môi trường là nên tránh.

Việc vận hành trong các điều kiện nhiệt độ được ưu tiên đảm bảo rằng nhiệt của phản ứng của SO_2 thành SO_3 về cơ bản là được chiết tách phía trước hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt, nhưng một tỷ lệ cao, nếu như không phải là toàn bộ, nhiệt pha hơi của phản ứng của SO_3 cùng với hơi nước, nhiệt của quá trình ngưng tụ axit sulfuric, và nhiệt pha lỏng của phản ứng của SO_3 và nước được thu hồi trong hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt. Sự thu hồi năng lượng trong hệ thống hấp thụ được tối đa hóa khi hơi nước được đưa vào khí quá trình chuyển hóa mang SO_3 chứ không phải là khí SO_2 của quá trình cháy, cho dù thành phần không khí đốt xung quanh trong thiết bị kiểu khí ướt không làm giảm cốt yếu việc thu hồi năng lượng trong hệ thống hấp thụ. Theo một phương án khác được mô tả trong Patent Mỹ số 5130112, hơi nước có thể được đưa vào khí quá trình chuyển hóa mang SO_3 phía trước bộ phận tiết kiệm, nhờ đó thu hồi một

phần nhiệt của phản ứng của SO_3 và nước ở dạng hơi nước có áp suất tương đối cao. Khi bộ phận tiết kiệm là bình ngưng tiết kiệm, một phần nhiệt của quá trình ngưng tụ axit sulfuric được thu hồi theo cùng cách. Theo một phương án khác nữa, hơi nước có thể được phun vào dòng khí mang SO_2 nằm giữa buồng đốt lưu huỳnh và nồi hơi nhiệt thải, hoặc vào hoặc là dòng khí mang SO_2 đi vào hoặc dòng khí mang SO_3 đi ra từ thiết bị chuyển hóa. Cần phải hiểu rằng các phương án nhất định của quy trình theo sáng chế bao hàm các phương án để tăng cường việc thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ, với điều kiện hơi nước được phun ở điểm nào đó phía trước bộ hấp thụ thu hồi nhiệt với mức đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,40mol trên 1 mol toàn bộ oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và tốt hơn là hàm lượng hơi nước tương đương còn lại ít nhất là 0,40 trên 1 mol toàn bộ khí oxit lưu huỳnh tương đương tại đầu vào của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Tốt hơn nữa là, hơi nước được phun với mức đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,50, ít nhất là khoảng 0,55, ít nhất là khoảng 0,60, ít nhất là khoảng 0,70mol, tốt nhất là ít nhất là khoảng 0,80mol, ít nhất là khoảng 0,90mol, hoặc ít nhất là khoảng 0,95 mol trên 1 mol toàn bộ oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và tốt hơn là hàm lượng hơi nước tương đương còn lại ít nhất là khoảng 0,50mol, ít nhất là khoảng 0,55, ít nhất là khoảng 0,60mol, ít nhất là khoảng 0,70mol, ít nhất là khoảng 0,80mol, hoặc ít nhất là khoảng 0,90mol trên 1 mol toàn bộ khí oxit lưu huỳnh tương đương tại đầu vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Các xem xét phức tạp hơn ảnh hưởng tới sự phát ra sương mù axit. Đồ thị vẽ trong Fig.4 thể hiện sự phụ thuộc của các áp suất hơi của nước, SO_3 và axit sulfuric vào nhiệt độ. Kết cấu tuyến tính được tạo ra bởi việc vẽ đồ thị áp suất hơi trên thang lôgarit theo nhiệt độ tuyệt đối nghịch đảo theo tỷ lệ tuyến tính. Các biểu đồ này thể hiện cho các thành phần tinh khiết và không biểu thị các áp suất hơi của SO_3 hoặc nước ở trạng thái cân bằng với axit sulfuric, đặc biệt là với các nồng độ đang thịnh hành trong axit quá trình hấp thụ. Nhưng để chứng tỏ tính dễ bay hơi cao của SO_3 , các biểu đồ này biểu thị sự mong muốn vận hành hệ thống hấp thụ ở chế độ tương đối gần sát với nồng độ đồng sôi đối với axit sulfuric nồng độ cao.

Sự thu hồi tối đa SO_3 trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt đạt được nếu nồng độ axit đạt mức đồng sôi ở cửa ra khí. Điều đã thấy là việc vận hành trong vùng thu hồi nhiệt được ưu tiên, các điều kiện nồng độ axit trong vùng hấp thụ trệch đi cao hơn một chút so với mức đồng sôi. Dữ liệu được nghiên cứu theo sáng chế chứng tỏ là thành phần

đồng sôi là khoảng 99% khối lượng ở nhiệt độ đang thịnh hành trong vùng hấp thụ sơ cấp, và tốt hơn nếu khoảng 99,2% khối lượng ở nhiệt độ thịnh hành trong vùng hấp thụ thứ cấp của quy trình như được minh họa, ví dụ trong Fig.2. Việc vận hành lớn trệch về phía cao của hỗn hợp đồng sôi có khuynh hướng làm tăng mức độ SO_3 chưa được hấp thụ có thể đi qua hệ thống hấp thụ, và có khả năng tạo ra các vấn đề sương mù axit nghiêm trọng sau đó, cùng với hậu quả là sự ăn mòn thiết bị nằm sau mà trong đó các vật liệu kết cấu được chọn trên cơ sở để chúng sẽ chỉ tiếp xúc với các chất khí khô chứa các tỷ lệ không đáng kể của SO_2 . Tuy nhiên, điều đã được phát hiện ra tiếp theo là sương mù axit được duy trì ở mức độ vừa phải bằng cách vận hành tùy thuộc vào sự kết hợp các điều kiện như được mô tả ở trên, và được mô tả tiếp ở dưới. Việc khống chế tiếp sương mù axit có thể được tạo ra bởi việc cho dòng khí ra khỏi vùng thu hồi nhiệt qua quá trình hấp thụ thứ cấp hoặc vùng ngưng tụ như được mô tả thêm ở đây. Nhờ các biện pháp này, sương mù đi ra từ tháp hấp thụ được làm giảm tới mức sương mù tồn dư có thể được loại bỏ một cách kinh tế bằng cách sử dụng các bộ phận khử sương mù thông thường.

Sự tạo sương mù axit không chấp nhận được có thể được dự kiến là có thể phát sinh do việc việc cấp nước pha loãng ở mức lớn hơn nhiều so với mức 33% thông qua việc phun hơi nước vào dòng khí quá trình chuyển hóa phía trước vùng hấp thụ sơ cấp. Việc phun hơi nước và sự tạo thành của axit sulfuric trong pha hơi chắc chắn làm tăng điểm sương của dòng khí, điều này được dự kiến là làm trầm trọng thêm sự tạo sương mù axit. Ví dụ, như được minh họa trên Fig.2 trong Patent Mỹ số 5118490, sự tạo sương mù gia tăng theo mức độ mà điểm sương của khí đi vào bộ hấp thụ vượt quá nhiệt độ của axit mà nó sẽ tiếp xúc, và cũng gia tăng do sự chênh lệch giữa nhiệt độ của khí và điểm sương của nó giảm. Do vậy, theo Fig.2 trong Patent Mỹ số 5118490, sự gia tăng ở mức độ nước pha loãng được cấp bằng cách phun hơi nước trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và sự gia tăng kéo theo về nhiệt độ ngưng tụ khí, có khả năng làm trầm trọng sự tạo sương mù. Trong thực tế áp dụng công nghiệp, các vấn đề như vậy được xem là các vật cản trong tăng tỷ lệ nước pha loãng để cấp ở dạng hơi trong dòng khí vượt quá mức khoảng 33%.

Tuy nhiên, như được minh họa trên Fig.5, việc phun hơi nước không thúc đẩy dòng khí quá trình chuyển hóa hướng về điểm bão hòa của nó. Thay vào đó, nhiệt pha hơi của phản ứng của SO_3 và nước tăng theo nhiệt độ pha khí, nó có khuynh hướng kìm hãm quá trình chuyển hóa hợp chất SO_3 thành axit sulfuric, nhờ đó điều biến sự gia tăng điểm sương tùy thuộc vào tỷ lệ hơi nước được bổ sung bằng cách phun vào khí

quá trình chuyển hóa. Do vậy, khi hơi nước ở áp suất khí quyển được trộn với SO_3 khô trong các điều kiện đoạn nhiệt, mức chênh lệch giữa nhiệt độ khí và nhiệt độ ngưng tụ khí tăng lên khoảng 44°C khi khí này chứa hơi nước theo đương lượng ở tỷ lệ mol so với SO_3 tương đương là khoảng 0,33, tăng lên khoảng 53°C khi khí này chứa hơi nước theo đương lượng ở tỷ lệ mol so với SO_3 là khoảng 0,50, và tối ưu là đạt khoảng 58°C ở tỷ lệ mol bằng khoảng 1,0. Thay vì đạt được sự chuyển hóa theo định lượng của SO_3 thành axit sulfuric trong pha hơi trong khí đi vào hệ thống, tác động của sự sinh nhiệt tăng lên trong pha khí làm dịch chuyển tỷ lệ cân bằng của $\text{H}_2\text{SO}_4/\text{SO}_3$ trong pha khí xuống một giá trị thấp hơn và phân bố quá trình chuyển hóa của SO_3 thành H_2SO_4 trong pha hơi trên khắp vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Điều này dẫn đến làm giảm Δt giữa pha khí và pha lỏng và làm tăng lực phát động cho quá trình hấp thụ SO_3 , do vậy làm tăng mức độ chuyển hóa SO_3 thành axit sulfuric trong pha lỏng chứ không phải là trong pha hơi. Các yếu tố này có thể có phục vụ cho việc hạn chế sự tạo sương mù axit.

Trong khi Fig.5 cho thấy rằng việc phun hơi nước 100% làm tăng một cách có lợi cho mẫu số của phân tử trực ngang trong mối tương quan về sự tạo sương mù theo Patent Mỹ số 5118490 Fig.2, thì tử số cũng phải tăng nếu như không có sự gia tăng đáng kể về nhiệt độ của axit quá trình hấp thụ đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Để làm giảm thiểu hiệu ứng này, tốt hơn nếu vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được vận hành với nhiệt độ axit cao để giảm thiểu sự làm nguội đột ngột khi dòng mang SO_3 chất hơi ẩm tiếp xúc với axit quá trình hấp thụ ở cửa ra axit của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Tuy nhiên, sự gia tăng nhiều của nhiệt độ axit có thể làm trầm trọng đáng kể sự ăn mòn trong hệ thống thu hồi nhiệt nổi hơi và ở đáy của tháp thu hồi nhiệt bằng hợp kim. Do đó, tốt hơn nếu nhiệt độ của axit ra khỏi tháp thu hồi nhiệt được duy trì nói chung nằm trong khoảng đã thiết lập cho việc vận hành theo các giải pháp kỹ thuật đã biết với các mức phun hơi nước chỉ ở 33%.

Tình cờ, điều đã nhận thấy tiếp theo là mối liên quan bán thực nghiệm nêu trong Patent Mỹ số 5118490, Fig.2 không có khả năng áp dụng hoàn toàn cho việc vận hành phun hơi nước với tỷ lệ cao như được dự liệu bởi sáng chế; hoặc, nếu có, thì cũng không đưa ra những hướng dẫn thỏa đáng đối với các ứng dụng phun hơi nước giống như các kiến thức và các hiểu biết như các dữ liệu được trình bày trong Fig.5. Một thử nghiệm hệ thống thiết bị được thực hiện trong đó tỷ lệ phần trăm của mức phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa khô được tăng từ 33% lên 44%, tức là tỷ lệ mol giữa hàm lượng nước tương đương và hàm lượng SO_3 tương đương được tăng từ 0,33

lên 0,44. Các kết quả của thử nghiệm này được nêu trong Bảng 2. Tác động tích cực của việc gia tăng mức chênh lệch giữa nhiệt độ khí và nhiệt độ ngưng tụ khí đã được chỉ ra là để bù đắp cho tác động bất lợi của việc tăng nhiệt độ ngưng tụ khí trong các quá trình vận hành trong đó một phần lớn của nước pha loãng được tạo ra dưới dạng hơi trong dòng khí đi vào bộ hấp thụ.

Bảng 2

	Mức chất sương mù trong khí đi ra từ các bộ khử sương mù	
Cỡ hạt sương mù trong khí đi ra từ các bộ phận khử sương mù	0,33 mol H ₂ O tương đương/mol SO ₃ tương đương trong khí đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt	0,44mol H ₂ O tương đương/mol SO ₃ tương đương trong khí đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt
> 3 μ	0,9 g/Nm ³	1,4 g/Nm ³
< 3 μ	5,9 g/Nm ³	3,0g/Nm ³
<1 μ	2,3 g/Nm ³	1,3 g/Nm ³
Tổng cộng	6,8 g/Nm ³	4,4 g/Nm ³

Các giá trị này chỉ thể hiện mức chất sương mù, và không phản ánh mức cho mức chất hơi.

Sự thu hồi năng lượng tối đa từ hệ thống hấp thụ đạt được theo các phương án trong đó toàn bộ nước pha loãng được cấp bằng cách phun hơi nước vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO₃ trước khi đưa dòng này vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Như đã lưu ý, điều này chủ yếu là để loại trừ gradien nồng độ axit bất kỳ trong vùng thu hồi nhiệt. Đặc biệt là theo các phương án trong đó có duy nhất một vùng hấp thụ, đòi hỏi việc tạo số dư cẩn thận đối với nồng độ axit do việc vận hành nằm dưới mức đồng sôi có thể gây ra sương mù do tính dễ bay hơi của axit sulfuric ở nhiệt độ cao và gây ra sự ăn mòn thấp thấp thu hồi nhiệt bằng hợp kim, trong khi việc vận hành vùng hấp thụ thu hồi nhiệt ở trên mức đồng sôi có thể gây ra sự cuốn theo SO₃, tức là sự chuyển SO₃ chưa được hấp thụ qua tháp. Sự cuốn theo SO₃ có thể gây ra sự tạo sương mù sau đó khi dòng khí đã làm nghèo được làm nguội.

Điều đã được phát hiện ra tiếp theo là thành phần đồng sôi tỷ lệ nghịch với nhiệt độ. Do vậy, một cách để giảm thiểu sự tạo sương mù trong vùng thu hồi nhiệt, và/hoặc ở phía sau phụ thuộc vào các điều kiện thu hồi nhiệt, là vận hành với một nồng độ axit không đổi lớn hơn mức đồng sôi ở cửa vào khí của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt kiểu

dòng ngược, nhưng ở hoặc gần mức đồng sôi ở nhiệt độ axit thấp vừa phải đang thịnh hành ở cửa ra khí. Mặc dù điều này giới hạn lực phát động cho quá trình hấp thụ SO_3 , song nó không ảnh hưởng tới tốc độ ngưng tụ axit sulfuric. Hiệu quả quá trình hấp thụ SO_3 cũng giữ nguyên ở mức có thể chấp nhận được khi các tạo độ nồng độ axit tại các vị trí dọc theo đường vận hành pha axit trong vùng hấp thụ sơ cấp vượt quá một cách vừa phải các nồng độ đồng sôi ở các tọa độ nhiệt độ tương ứng; với điều kiện nồng độ axit của chất lỏng quá trình hấp thụ được khống chế để sao cho mức chênh lệch giữa nồng độ chất lỏng quá trình hấp thụ và nồng độ hỗn hợp đồng sôi là không quá khoảng 1,0% khối lượng trong toàn bộ vùng thu hồi nhiệt, và nồng độ axit ra được duy trì tại hoặc thấp hơn điểm uốn phía trên nơi mà hiệu suất hấp thụ được quan sát là trở nên thất thường hoặc nhanh chóng giảm sút trong một số quá trình vận hành công nghiệp, ví dụ 99,5%-99,6%. Cùng với việc giám sát SO_3 , hệ thống thiết bị sản xuất axit công nghiệp có thể được vận hành một cách đáng tin cậy trong khoảng từ 99,6% đến 99,7%. Tốt hơn là, mức chênh lệch giữa nồng độ axit và nồng độ đồng sôi là không nhỏ hơn hơn -0,2% khối lượng và không quá +1,0% khối lượng, tốt hơn nữa là không nhỏ hơn 0,0% và không quá +1,0% khối lượng trong toàn bộ vùng thu hồi nhiệt. Mức chênh lệch này có thể được xác định là:

$$\Delta a_{zi} = [\text{H}_2\text{SO}_4]_i - [\text{H}_2\text{SO}_{4\text{az}}]_i$$

trong đó:

Δa_{zi} = mức chênh lệch tại quỹ tích i trong vùng;

$[\text{H}_2\text{SO}_4]_i$ = tọa độ nồng độ H_2SO_4 trung bình tích phân thực tế tại quỹ tích i;

$[\text{H}_2\text{SO}_{4\text{az}}]_i$ = nồng độ đồng sôi tại tọa độ nhiệt độ trung bình tích phân của quỹ tích i; và

quỹ tích i = quỹ tích bất kỳ của các điểm trong vùng có khoảng cách bằng nhau từ mặt phẳng nằm ngang đi qua cửa ra axit ở đáy của vùng hấp thụ sơ cấp

Do vậy, mức chênh lệch âm có nghĩa là nồng độ thực tế thấp hơn mức đồng sôi ở nhiệt độ của quỹ tích i và mức chênh lệch dương có nghĩa là nồng độ axit quá trình hấp thụ thực tế là cao hơn so với mức đồng sôi ở nhiệt độ của quỹ tích i.

Các điều kiện được ưu tiên cho việc vận hành vùng hấp thụ sơ cấp được minh họa dưới dạng biểu đồ trong Fig.22. Các biểu đồ S_1 và S_2 trong Fig.22 thể hiện các tuyến vận hành nồng độ axit cho pha axit quá trình hấp thụ nằm trong vùng hấp thụ sơ cấp kiểu dòng ngược, tức là các đồ thị nồng độ theo vị trí trong vùng sơ cấp phụ thuộc vào khoảng cách từ cửa vào khí/cửa ra axit của vùng này. Biểu đồ S_2 dựa trên cơ

sở nồng độ axit vào cao hơn một chút so với Biểu đồ S_1 . Biểu đồ T là profin nhiệt độ của pha axit trong vùng sơ cấp trong khi Biểu đồ Z là đồ thị nồng độ đồng sôi phụ thuộc vào nhiệt độ trong vùng. Do vậy, một đường nằm ngang được vẽ tại khoảng cách bất kỳ tính từ đáy của vùng này giao cắt với tọa độ nồng độ tạo trí nằm trên Biểu đồ S_1 hoặc S_2 và tọa độ nhiệt độ của vị trí nằm trên Biểu đồ T, cũng như thành phần đồng sôi tại nhiệt độ thuộc biểu đồ T. Điều đã nhận thấy là, ở phía trên cùng của vùng, mức chênh lệch giữa nồng độ axit đi vào trên Biểu đồ S_1 và nồng độ đồng sôi ở nhiệt độ axit vào là -0,1% khối lượng và mức chênh lệch giữa nồng độ axit ra và nồng độ và nồng độ đồng sôi trên Biểu đồ S_1 tại nhiệt độ cửa ra axit là +0,5% khối lượng. Bằng cách so sánh, các mức chênh lệch tương ứng trên Biểu đồ Curve S_2 lần lượt là +0,2% khối lượng và +0,8% khối lượng. Biểu đồ S_1 phản ánh giới hạn dưới được ưu tiên về nồng độ axit vào, trong khi Biểu đồ S_2 thể hiện giá trị cực đại được ưu tiên cho nồng độ axit vào ở L/G đang thịnh hành trong trường hợp giả định được mô tả.

Quá trình chuyển hóa SO_3 thành axit sulfuric trong pha hơi được dẫn động tiếp khi hơi axit ngưng tụ và làm nguội khí tạo ra sự cân bằng thuận lợi cho phản ứng tiếp sau. Quá trình ngưng tụ hơi nước có thể có xu hướng làm chậm phản ứng trong pha hơi, nhưng áp suất hơi thấp hơn nhiều của H_2SO_4 tạo thuận lợi cho quá trình ngưng tụ của axit sulfuric và quá trình chuyển hóa trong pha hơi của SO_3 hơn so với quá trình ngưng tụ hơi nước. Ngoài ra, việc duy trì nồng độ axit trong vùng thu hồi nhiệt bằng hoặc lớn hơn mức đồng sôi tạo ra một lợi ích tiếp theo là giảm thiểu mức độ tạo sương mù được tạo ra từ phần đoạn SO_3 bất kỳ nằm lại chưa được hấp thụ tại cửa ra khí của vùng hấp thụ. Như được minh họa trên Fig.3 của Patent Mỹ số 5538707, khi nồng độ axit thấp hơn mức đồng sôi, và dòng khí ra có thành phần tổ hợp SO_3 trạng thái cân bằng và áp suất riêng phần của hơi nước với số gia áp suất SO_3 góp phần vào sự cuốn theo SO_3 , điểm sương của khí ra được tăng lên so với một mình thành phần cân bằng. Điều này dẫn đến sự quá bão hòa trong pha hơi mà thường là dẫn đến sự tạo sương mù. Tuy nhiên, khi có một số gia SO_3 tương đương góp phần tạo sự cuốn theo, nhưng nồng độ axit là ở bằng hoặc lớn hơn mức đồng sôi, thì điểm sương của khí ra thực tế bị giảm bởi sự cuốn theo SO_3 , và không có điểm quá bão tại điểm này. Cần phải hiểu rằng, nếu nồng độ hơi SO_3 và/hoặc H_2SO_4 đầu ra là đáng kể, các giải pháp khác được ưu tiên đưa ra nằm sau vùng thu hồi nhiệt để thu hồi SO_3 theo cách để tránh sự tạo sương mù trong các vùng nằm sau. Ví dụ, như được mô tả tiếp ở dưới, dòng khí ra khỏi vùng sơ cấp có thể được cho đi qua vùng hấp thụ thứ cấp để hấp thụ SO_3 tồn dư. Như được mô tả tiếp ở

dưới, các điều kiện vận hành của vùng thứ cấp như vậy có thể được khống chế để giảm thiểu sự tạo sương mù trong vùng hấp thụ tiếp sau hoặc tiếp sau.

Theo cách khác, lực phát động thực gia tăng cho quá trình hấp thụ SO_3 có thể được tạo ra với nồng độ axit ra vùng thu hồi nhiệt không đổi bằng cách cấp nước dưới mức tổng mức nước theo hệ số tỷ lượng thông qua việc phun hơi nước vào dòng khí mang SO_3 phía trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Ví dụ, hơi nước có thể được phun vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 với tỷ lệ đủ để làm tăng tỷ lệ mol giữa hàm lượng ẩm tương đương và hàm lượng SO_3 tương đương tới giá trị lớn hơn 0,40 nhưng dưới 1,0. Tuy nhiên, nếu profin nồng độ axit được thiết lập để tạo ra lực phát động tăng cường cho quá trình hấp thụ SO_3 , nồng độ axit tại cửa ra khí của vùng hấp thụ kiểu dòng ngược có thể cũng thấp hơn mức đồng sôi, dẫn đến áp suất hơi tương đối cao và nguy cơ tạo sương mù, đặc biệt là ở nhiệt độ đang thịnh hành thấp hơn nằm sau vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, nếu có sự cuốn theo SO_3 bất kỳ xuất hiện. Mặt khác, nếu nồng độ của axit đi vào vùng hấp thụ kiểu dòng ngược được duy trì ở mức đồng sôi để giảm thiểu áp suất hơi của axit tiếp xúc với dòng khí ra, thì việc vận hành ở mức thấp hơn đáng kể so với việc phun hơi nước 100% vào khí quá trình chuyển hóa SO_3 có tác động, không làm tăng, mà làm giảm một cách đáng kể lực phát động cho quá trình hấp thụ SO_3 trong toàn bộ các khu vực của vùng hấp thụ từ đầu ra khí. Ngoài ra, nước pha loãng được cung cấp qua vòng tuần hoàn axit tới mức thay cho hơi được đưa vào khí quá trình chuyển hóa SO_3 , xuất hiện một bất lợi cho việc thu hồi năng lượng.

Khi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được vận hành trong các khoảng L/G được ưu tiên như nêu trên, các hệ số chuyển khối được cải thiện, nhờ vậy góp phần khống chế sự cuốn theo SO_3 và nhờ đó góp phần tiếp vào việc khống chế sương mù axit. Ngoài ra, L/G cao dẫn đến sự giảm nhiệt độ phía axit thấp qua bộ trao đổi nhiệt bên ngoài và do đó tăng cường lực phát động cho sự truyền nhiệt sang lưu chất truyền nhiệt. Bằng cách lựa chọn thích hợp vật liệu nhồi, các tỷ lệ L/G tương đối cao được ưu tiên có thể đạt được mà không gia tăng quá nhiều đường kính của tháp thu hồi nhiệt hoặc phải gia tăng sự giảm áp suất so với việc thực hiện tháp thu hồi nhiệt được thiết kế để vận hành với cùng tỷ lệ khí và L/G thông thường tương đối thấp. Do vậy để vận hành với các tỷ lệ L/G cao được ưu tiên được mô tả ở trên, thì tốt hơn nếu lưu lượng khối của chất lỏng axit ít nhất là khoảng 3770 pao/fút²-giờ (18440kg/m²-giờ), tốt hơn nữa ít nhất là khoảng 4500 pao/fút²-giờ (22100kg/m²-giờ), thông thường là nằm trong khoảng từ 6000 đến 15000 pao/fút²-giờ (từ 29500 đến 73800kg/m²-giờ). Lưu lượng khối của khí qua vùng hấp thụ thu hồi nhiệt thông thường là nằm trong khoảng từ 320 đến 1100

pao/fút²-giờ (1500-5200kg/m²-giờ) với mức giảm áp suất khoảng 18 cm H₂O (7,1 inso H₂O) qua vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Sự chuyển khối nhanh chóng và hiệu quả được tạo thuận lợi nhờ việc sử dụng vật liệu nhồi tạo cấu trúc. Ví dụ, bộ phận để thúc đẩy sự tiếp xúc khí/lỏng và sự chuyển khối giữa các pha khí và lỏng có thể chứa vật liệu nhồi tạo cấu trúc được bán dưới nhãn hiệu hàng hóa FLEXERAMIC® 88 KG hoặc FLEXERAMIC® 28 KG của hãng Koch Knight LLC. Các vật liệu nhồi tháp khác bao gồm vật liệu dạng yên ngựa Intalox loại 7,6cm (3 inso), thương phẩm của hãng Koch-Glitsch, và Flexisaddle LPD loại 7,6 cm (3 inso) KG, cũng là thương phẩm của hãng Koch Knight LLC.

Tóm lại, sự tạo sương mù trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được giảm thiểu bởi việc kết hợp nhiệt độ khí cao đạt được bằng cách phun hơi nước tỷ lệ cao vào khí quá trình chuyển hóa SO₃ phía trước hệ thống hấp thụ, nói chung là nhiệt độ axit quá trình hấp thụ cao ở cửa ra axit của vùng thu hồi nhiệt, và axit quá trình hấp thụ nồng độ cao. Fig.7 minh họa các profin nhiệt độ trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt kiểu dòng ngược trong các điều kiện vận hành được ưu tiên, bao gồm việc phun hơi nước vào vùng phun hơi nước 123 với mức đủ để làm tăng tỷ lệ mol giữa hàm lượng hơi nước tương đương và hàm lượng SO₃ tương đương của dòng khí nằm trong khoảng từ 0,95 đến 1,0 ở cửa vào khí của vùng hấp thụ. Tại đáy của vùng này, axit là tương đối nóng, nhưng vẫn có Δt đáng kể giữa pha khí và pha lỏng. Khí này nguội khá nhanh ở trên điểm sương của nó, nhưng khi tiếp cận và vượt xuống dưới điểm sương, Δt thu nhỏ và tác động của nhiệt ẩn làm cho khí nguội nhanh chóng hơn, nhờ đó giảm thiểu sự quá bão hòa trong pha khí và sự tạo sương mù. Khi tránh được sự quá bão hòa, axit sulfuric theo thứ tự bị chuyển thành pha lỏng thay vì chuyển ngay trạng thái ngưng tụ và tạo sương mù trong dòng khí. Thực tế, như được thể hiện thêm trong Fig.12, về cơ bản không có sự tạo sương mù ở đáy của vùng thu hồi nhiệt. Mức độ vừa phải của sương mù được tạo ra khi khí đạt điểm sương của nó, và một số gia khác của sương mù được tạo ra gần đầu ra khí/axit vào của vùng hấp thụ trong đó khối ngưng tụ H₂SO₄ xuất hiện.

Như được thể hiện tiếp trong Fig.12, nhiệt độ pha lỏng đạt cực đại tại cửa ra axit, nhưng ở trên cửa ra axit ở đáy của vùng hấp thụ, nhiệt độ khí tiếp cận nhanh chóng nhiệt độ chất lỏng, và hai đường ra ở cùng mức khoảng một phần ba tính từ cửa ra axit tới axit vào.

Đường vận hành pha khí cho cột thu hồi nhiệt kiểu dòng ngược theo sáng chế có thể hiểu rõ được bằng cách viện dẫn tới Fig.7. Các profin trong đồ thị này thể hiện đồ

thị thực tế thành phần khí trên cơ sở SO_3 tương đương phụ thuộc vào nhiệt độ chứ không phải là vị trí trong đường dòng chất lưu trong vùng thu hồi nhiệt. Tuy nhiên, bằng cách đối chiếu nhiệt độ khí và vị trí trong vùng hấp thụ, chúng cho phép minh họa đường vận hành vùng hấp thụ thu hồi nhiệt trên cơ sở SO_3 tương đương với "Giai đoạn cột 1" ở bên phải của Fig.7. Trong trường hợp được minh họa, 100% nước pha loãng được tạo ra bởi việc phun hơi nước vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt theo hướng dòng khí quá trình chuyển hóa. Sự ngưng tụ của axit sulfuric, và việc loại đáng kể bất kỳ nhiệt cảm biến, tốt hơn là được tránh trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ. Do vậy, dòng khí đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt ở nhiệt độ là 315°C . Thành phần của khí khi đi vào được thể hiện ở phía bên phải của đồ thị, tức là tính theo SO_3 tương đương, khí này gồm khoảng 69% mol SO_3 và khoảng 31% mol H_2SO_4 , tỷ lệ mol giữa H_2SO_4 và SO_3 là khoảng 0,45. Do đây là trường hợp trong đó từ 95 đến 100% nước pha loãng được bổ sung trước khi đưa khí quá trình chuyển hóa vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, nên khoảng vận hành được dự liệu bởi sáng chế nói chung bao gồm việc đưa vào dòng khí trong đó tỷ lệ mol giữa hơi axit sulfuric và SO_3 ít nhất là khoảng 0,25, tốt hơn là ít nhất là khoảng 0,30, tốt hơn nữa là, ít nhất là khoảng 0,35. Khi dòng khí dịch chuyển qua qua vùng hấp thụ ngược dòng với chất lỏng quá trình hấp thụ, Fig.7 cho thấy rằng hàm lượng SO_3 của khí này giảm dần từ từ. Trong các khu vực của vùng hấp thụ sát với cửa vào khí và cửa ra axit, hàm lượng hơi axit sulfuric tăng dần khi khí tiến qua vùng hấp thụ, đồng thời nhiệt độ khí giảm, cho đến khi khí đạt được điểm ngưng tụ của nó. Sau khi khí đã được làm nguội xuống nhiệt độ bằng hoặc thấp hơn điểm ngưng tụ của nó, sự tạo thành tiếp tục của axit sulfuric trong pha hơi được bù đắp bởi sự ngưng tụ của axit sulfuric vào pha lỏng. Do vậy, hàm lượng axit sulfuric bắt đầu giảm từ pic khoảng 63% mol tính theo SO_3 khi nhiệt độ khí khoảng 260°C . Mặc dù đồ thị trong Fig.7 thể hiện sự giảm với độ dốc vừa phải, song việc so sánh với Fig.12 chứng tỏ rằng sự giảm hàm lượng axit sulfuric pha hơi từ 63% mol xuống 15%mol xảy ra khi khí này đi lên qua khoảng một phần ba dưới cùng vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, trong trường hợp trong Fig.7 khoảng này là khoảng 1,5 mét (5 feet), hoặc ở tốc độ dòng chảy không gian là $0,75 \text{ giây}^{-1}$. Nói chung, sẽ tốt hơn nếu ít nhất là 40%, tốt hơn là ít nhất là 50%, SO_3 tạo ra trong bộ chuyển hóa được ngưng tụ dưới dạng axit sulfuric từ pha khí, và tốc độ dòng chảy không gian ít nhất là khoảng $0,3 \text{ giây}^{-1}$, tốt hơn là nằm trong khoảng từ $0,3$ đến 1 giây^{-1} , trong khu vực của vùng thu hồi nhiệt mà ở đó sự ngưng tụ của axit sulfuric từ pha khí xảy ra.

Tại hàm lượng hơi axit sulfuric cực đỉnh được thể hiện trên Fig.7, hàm lượng SO_3 còn lại là khoảng 33% mol tính theo SO_3 tương đương, sao cho tỷ lệ mol giữa hàm lượng axit sulfuric và hàm lượng SO_3 là khoảng 1,9. Một lần nữa, đây là trường hợp trong đó từ 95 đến 100% nước pha loãng được bổ sung trước khi đưa khí quá trình chuyển hóa vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Nằm trong khoảng vận hành được dự liệu bởi sáng chế, hàm lượng của hơi nước được đưa vào dòng khí mang oxit lưu huỳnh, nồng độ axit sulfuric, nhiệt độ của chất lỏng quá trình hấp thụ được đưa vào vùng hấp thụ, và tỷ số L/G trong vùng hấp thụ được khống chế để sao cho tỷ lệ mol giữa hơi axit sulfuric và SO_3 đạt giá trị cực đại ít nhất là khoảng 1,2, tốt hơn là ít nhất là khoảng 1,5, ở vị trí nằm trong vùng hấp thụ nằm giữa cửa vào khí và cửa ra khí của nó.

Trong quy trình vận hành được minh họa trên Fig.7, pha khí chứa khoảng 10%mol H_2SO_4 và khoảng 4% mol SO_3 ở cửa ra khí/cửa vào axit của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, cả hai được thể hiện theo SO_3 tương đương được đưa vào vùng hấp thụ, tức là với tỷ lệ mol là khoảng 2,5. Trên cơ sở cùng hệ đo như vậy, tổng lượng hơi H_2SO_4 cộng với SO_3 của dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ là khoảng 14% mol hàm lượng SO_3 tương đương của dòng khí đi vào vùng hấp thụ. Tốt hơn là, tổng lượng hơi H_2SO_4 cộng với SO_3 của khí ở cửa ra khí là không lớn hơn khoảng 25%, tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 20% hàm lượng SO_3 tương đương của dòng khí đi vào vùng hấp thụ, hàm lượng SO_3 của dòng khí ở cửa ra khí là không lớn hơn khoảng 8% hàm lượng SO_3 của dòng khí đi vào vùng hấp thụ, và tỷ lệ mol giữa H_2SO_4 và SO_3 trong dòng hơi ra là không lớn hơn 1,6.

Theo các phương án được ưu tiên của sáng chế, việc khống chế sương mù axit được tạo thuận lợi bởi việc cho khí đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt qua vùng hấp thụ thứ cấp để thu hồi SO_3 tồn dư trong dòng khí. Axit quá trình hấp thụ thứ cấp được cho đi qua vùng hấp thụ thứ cấp cũng được dùng để làm nguội dòng khí và ngưng tụ axit sulfuric bổ sung từ pha hơi vào axit thứ cấp. Điều cần phải hiểu là việc vận hành vùng hấp thụ thứ cấp theo cách thức được mô tả ở đây nói chung có hiệu quả để khống chế sự tạo sương mù, không những trong việc vận hành hệ thống thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ trong đó mức độ thu hồi nhiệt được tăng cường nhờ việc phun hơi nước, mà cả trong hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu khí ướt hoặc khí khô thông thường trong đó không có hơi nước bổ sung được phun vào trong khí quá trình chuyển hóa, khí quá trình cháy hoặc không khí quá trình cháy. Các nguyên tắc mới của việc vận hành vùng hấp thụ thứ cấp như được mô tả ở đây về cơ bản là như nhau không phụ thuộc vào việc thu hồi nhiệt được tăng cường nhờ việc phun hơi nước hay không.

Fig.17 minh họa quy trình tương tự như sơ đồ trong Fig.1, chỉ khác là hơi nước không được phun vào khí quá trình chuyển hóa trước khi nó đi vào hai tháp thu hồi nhiệt 101 ở cửa vào khí 123. Khí quá trình chuyển hóa hoặc là khô hoặc chứa hơi ẩm môi trường có nguồn gốc từ không khí quá trình cháy đi lên qua vùng hấp thụ sơ cấp 103 chứa vật liệu nhồi hoặc phương tiện khác để thúc đẩy sự tiếp xúc khí/lỏng và sự chuyển khối. SO_3 được chuyển từ pha khí sang pha lỏng trong vùng hấp thụ sơ cấp, và chất lỏng, giàu trong axit sulfuric ra khỏi tháp thu hồi nhiệt ở cửa ra axit 109 và được tuần hoàn qua nồi hơi thu hồi nhiệt 105 bởi bơm tuần hoàn 111. Sau khi loại bỏ axit sulfuric thực tạo ra sau nồi hơi, dòng axit này được pha loãng bằng cách bổ sung nước để phản ứng với SO_3 từ khí của bộ chuyển hóa (bộ pha loãng không thể hiện), tiếp đó được đưa trở lại đỉnh của vùng hấp thụ sơ cấp tại cửa vào axit.

Khí đi ra từ đỉnh của vùng hấp thụ sơ cấp 103 đi vào đáy của vùng hấp thụ thứ cấp 115 cũng chứa vật liệu nhồi hoặc phương tiện khác để thúc đẩy sự tiếp xúc khí/lỏng và sự chuyển khối. Khí đi lên qua vùng thứ cấp 115 ngược dòng với axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào tháp ở cửa vào axit 117. Dòng khí này tiếp đó ra khỏi tháp đi qua các bộ khử sương mù 119 trước khi quay trở lại bộ chuyển hóa hoặc ra khỏi quy trình. Các nồng độ được ưu tiên của axit đi vào và ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp như đã đề cập ở trên, và cơ bản là như nhau cho cả phương án phun hơi nước và lẫn phương án khô. Nồng độ của axit ở cửa vào khí/cửa ra axit của vùng hấp thụ sơ cấp cũng tốt hơn nếu như được mô tả cho việc vận hành phun hơi nước, tuy nhiên nồng độ axit đi vào vùng hấp thụ sơ cấp là tương đối thấp do nhu cầu đưa vào nước pha loãng trước khi đưa dòng axit từ nồi hơi HRS quay trở lại vùng hấp thụ sơ cấp. Điều này có thể khiến cho nồng độ axit ở đỉnh của vùng sơ cấp nằm dưới mức đồng sôi, do đó làm tăng sự tạo sương mù ở đầu trên của vùng hấp thụ sơ cấp, tuy nhiên việc khống chế sương mù vẫn đạt được bằng cách vận hành vùng hấp thụ thứ cấp trong các điều kiện được mô tả ở trên.

Fig.18 là sơ đồ công nghệ cho một quy trình khác trong đó dòng khí quá trình chuyển hóa hoặc là khô hoặc chỉ chứa hơi ẩm của môi trường xung quanh. Quy trình này tương tự như quy trình được thể hiện trên Fig.17 chỉ khác là dòng axit nằm sau vị trí lấy ra axit sản phẩm được chia tách thành dòng axit quá trình hấp thụ sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp ở cửa vào axit và axit quá trình hấp thụ thứ cấp được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt phụ 131 ở đó nhiệt quá trình hấp thụ bổ sung được loại bỏ, ví dụ bằng cách gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi để hạ thấp nhiệt độ của axit quá trình hấp thụ thứ cấp xuống tới mức được mong muốn nằm trong khoảng từ 40°C đến 110°C , tốt hơn là

nằm trong khoảng từ 65°C đến 95°C, tốt hơn nữa là, nằm trong khoảng từ 75°C đến 90°C trước khi quay trở lại đỉnh của vùng hấp thụ thứ cấp qua cửa vào axit 117. Như được chỉ ra trong hình vẽ này, axit sản phẩm có thể được loại bỏ ra khỏi dòng axit thứ cấp hoặc là phía trước hoặc phía sau bộ trao đổi nhiệt 131. Trừ việc không có sự phun hơi nước, quy trình được thể hiện trên Fig.18 là tương tự như quy trình được thể hiện trên Fig.3 (được mô tả chi tiết ở dưới).

Các giải pháp kỹ thuật đã biết đưa ra các phương án khác nhau liên quan tới nồng độ của axit trong vùng hấp thụ thứ cấp. Patent Mỹ số 4996038 mô tả một quá trình vận hành được lấy làm ví dụ trong đó axit đi vào vùng hấp thụ thứ cấp với nồng độ 99,5% và đi ra với nồng độ 99,8%. Nhằm mục đích so sánh, Patent Mỹ số 5118490, đề cập đến giai đoạn thứ cấp là giai đoạn ngưng tụ, và công bố rằng dòng axit đi ra từ công đoạn ngưng tụ có nồng độ nằm trong khoảng từ 98,5 đến 99,0%. Patent Mỹ số 5130112 mô tả rằng dòng axit ra khỏi công đoạn ngưng tụ với nồng độ khoảng 98,5%, trong khi Patent Mỹ số 5538707 khuyến cáo rằng axit ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp với nồng độ 98,8%. Trong quy trình theo sáng chế, điều kiện bất kỳ trong số các điều kiện này đều có thể được chọn.

Tuy nhiên, theo sáng chế, nhằm mục đích khống chế sương mù thì tốt sẽ hơn nếu vận hành với nồng độ axit tương đối cao ở cửa vào khí/cửa ra axit của vùng thứ cấp, ví dụ, ở mức hoặc thậm chí lớn hơn một chút so với mức đồng sôi, nhưng với nồng độ thấp hơn ở mức vừa phải ở cửa ra khí/cửa vào axit của vùng thứ cấp là đủ để đảm bảo việc thu hồi gần như hoàn toàn SO_3 tồn dư từ dòng khí đi vào từ vùng hấp thụ sơ cấp. Do vậy, nồng độ axit tại cửa ra khí của vùng thứ cấp nói chung là nằm trong khoảng từ 98,7% đến 99,2%, ví dụ, từ 98,8% đến 99,0% khi axit sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp có nồng độ nằm trong khoảng từ 99,2% đến 99,4%, hoặc với nồng độ nằm trong khoảng từ 98,5 đến 99,0% tốt hơn là từ 98,5 đến 98,7% khi axit sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp với nồng độ nằm trong khoảng từ 99,4% đến 99,6%. Trong trường hợp sau, nồng độ tương đối thấp của axit là cần thiết ở cửa vào axit/cửa ra khí của vùng hấp thụ thứ cấp để đảm bảo lực phát động thỏa đáng cho quá trình hấp thụ phân đoạn tương đối lớn của SO_3 tồn dư vẫn chưa được hấp thụ nằm trong vùng sơ cấp và đi vào vùng thứ cấp theo dòng khí. Được ưu tiên nữa là L/G được duy trì nằm trong khoảng làm giảm thiểu Δt giữa axit và khí trong toàn bộ vùng hấp thụ thứ cấp, và đặc biệt là nhiệt độ của axit đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp khi tiếp xúc với khí đi vào không nguội hơn đáng kể so với axit tại cửa ra khí của vùng hấp thụ sơ cấp.

Việc nồng độ axit tương đối cao ở cửa vào khí của vùng thứ cấp đảm bảo rằng axit thứ cấp thoát đầu được tiếp xúc với khí ra khỏi vùng sơ cấp ở mức lớn hơn mức đồng sôi, sao cho việc trộn hơi cân bằng trong vùng thứ cấp với SO_3 bất kỳ cuốn theo từ vùng hấp thụ sơ cấp không gây ra quá bão hòa và sự tạo sương mù, mà còn làm giảm đáng kể điểm sương và tạo thuận lợi cho việc khống chế quá trình hấp thụ SO_3 tồn dư. Nồng độ axit thấp hơn ở mức vừa phải tại cửa ra khí của vùng thứ cấp đảm bảo cho quá trình hấp thụ SO_3 tồn dư thỏa đáng, nhờ đó giảm thiểu khả năng tạo sương mù do phản ứng của SO_3 và H_2O phía sau bộ hấp thụ.

Liên quan tới Fig.3 trong Patent Mỹ số 5538707, quá trình vận hành với dòng axit bằng hoặc lớn hơn mức đồng sôi trong vùng hấp thụ sơ cấp và ở cửa vào khí/cửa ra axit của vùng hấp thụ thứ cấp tránh được việc điểm sương của khí tăng lên do SO_3 chưa hấp thụ nằm lại trong dòng khí ra khỏi vùng sơ cấp. Điều này có thể là quan trọng do tỷ lệ quá cao của sương mù axit thường được tạo ra trong vùng thứ cấp. Nếu khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp đi vào tiếp xúc trong phần dưới của vùng hấp thụ thứ cấp với axit quá trình hấp thụ thứ cấp có nhiệt độ nằm trong khoảng từ 190°C đến 210°C và nồng độ nằm dưới mức đồng sôi, thì điểm sương tăng đột ngột lớn hơn nhiệt độ khí này do hàm lượng SO_3 của khí phản ứng với hơi nước từ pha axit, dẫn đến việc tạo ra các thể tích đáng kể sương mù axit sulfuric có nồng độ axit tương đối thấp và hoạt tính ăn mòn cao.

Tuy nhiên, ở cửa ra khí/cửa vào axit của vùng thứ cấp, nồng độ axit thấp hơn một chút cho cả hai là có thể chấp nhận được và được mong muốn. Thực tế, trong hầu hết các trường hợp, nồng độ axit đi vào vùng thứ cấp đôi khi là nằm dưới mức đồng sôi để tạo ra lực phát động cho quá trình hấp thụ SO_3 tồn dư. Nồng độ nằm dưới mức đồng sôi của axit đi vào vùng hấp thụ thứ cấp không tạo ra bất lợi như được chỉ ra ở giải pháp theo Fig.3 của patent Mỹ số 5538707 do nhiệt độ của axit vào là tương đối nguội. Trong khi khí ra khỏi vùng thứ cấp là cân bằng ở trạng thái bão hòa với axit vào, mức chất sương mù kèm theo là nhỏ do nhiệt độ thấp. Như đã nêu trên, Tốt hơn nếu axit vào cho vùng thứ cấp được duy trì nằm trong khoảng từ 65°C đến 95°C , tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 75°C đến 90°C , với nhiệt độ như vậy áp suất hơi H_2SO_4 của axit này là gần như không đáng kể. Bất kể phân đoạn sương mù nằm lại hoặc tạo ra trong khí ra này đều có thể loại bỏ được một cách dễ dàng bằng các bộ khử sương mù thông thường.

Tầm quan trọng của việc đạt được quá trình hấp thụ SO_3 tối đa trong vùng hấp thụ thứ cấp có thể thấy được bằng cách viện dẫn tới các hình vẽ từ Fig.19 tới Fig.21. Fig.19 minh họa cho các lưu lượng thành phần của SO_3 , hơi H_2SO_4 và hơi H_2O trong dòng khí từ cửa vào khí tới cửa ra khí của vùng hấp thụ sơ cấp trong quy trình hấp thụ kiểu dòng ngược trong đó gần như 100% của nước pha loãng (phản ứng) được cấp bằng cách phun hơi nước vào khí quá trình chuyển hóa phía trước vùng hấp thụ sơ cấp, và axit quá trình hấp thụ sơ cấp được duy trì ở nồng độ 99,5%. Đường như là hơi axit sulfuric về cơ bản là được chuyển vào pha axit lỏng, SO_3 về cơ bản là được hấp thụ hoặc được phản ứng với hơi nước để tạo ra hơi axit sulfuric mà nó được chuyển vào pha axit lỏng, và H_2O về cơ bản là được hấp thụ hoặc được phản ứng với SO_3 để tạo ra axit sulfuric mà nó được chuyển vào pha axit lỏng. Tuy nhiên, các nồng độ chất của cả SO_3 lẫn axit sulfuric nằm lại trong dòng hơi tại cửa ra khí của vùng hấp thụ sơ cấp khi nhiệt độ khoảng 200°C và nồng độ axit quá trình hấp thụ sơ cấp là 99,5%. Khoảng 300 pao-mol/giờ SO_3 , khoảng 90 pao-mol/giờ hơi axit sulfuric, và khoảng 7 pao-mol/giờ hơi nước nằm lại trong dòng khí đi từ vùng hấp thụ sơ cấp tới vùng hấp thụ thứ cấp.

Fig.20 minh họa một phương án của quy trình trong đó dòng khí có thành phần ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp như được thể hiện trên Fig.19 và nhiệt độ khoảng 200°C đi vào vùng hấp thụ thứ cấp kiểu dòng ngược mà axit thứ cấp được đưa vào đỉnh của nó với nồng độ 98,5%. Trong dòng khí ra khỏi vùng thứ cấp ở nhiệt độ khoảng 95°C , lưu lượng SO_3 đã giảm xuống còn khoảng 0,003 pao-mol/giờ, lưu lượng hơi axit sulfuric đã giảm xuống còn khoảng 0,06 pao-mol/giờ, và mức hơi nước đã giảm xuống còn khoảng 0,16 pao-mol/giờ. Mặc dù nồng độ của axit ở cửa ra khí, cụ thể là 98,5% là thấp hơn so với mức đồng sôi với nhiệt độ đầu ra là 95°C , các mức chất SO_3 , H_2SO_4 và hơi H_2O là quá thấp để gánh chịu một mức chất sương mù nằm sau trong hệ thống này. Ngoài ra, ở các nhiệt độ cao hơn so với nhiệt độ thịnh hành hướng về cửa vào khí của vùng thứ cấp, thì sẽ tốt hơn nếu nồng độ axit là ở trên mức đồng sôi.

Nhằm mục đích so sánh, Fig.21 minh họa quá trình vận hành với việc phun hơi nước gần như 100% trong đó dòng axit sơ cấp đi vào vùng sơ cấp có nồng độ 99,5% và axit thứ cấp đi vào vùng thứ cấp có nồng độ 99,2. Các lưu lượng thành phần tồn dư của SO_3 là 0,03 pao-mol/giờ hoặc gấp 10 lần so với mức đạt được khi axit thứ cấp đi vào vùng thứ cấp với nồng độ 98,5%, và lưu lượng thành phần tồn dư của hơi axit sulfuric là 0,8 pao-mol/giờ hoặc gấp 12-14 lần so với mức ở 98,5%. Lưu lượng thành phần tồn dư của hơi nước là 0,01 pao-mol/giờ, hoặc thấp hơn một chút so với mức ở 98,5%, tuy

nhiên các lưu lượng SO_3 và hơi H_2SO_4 cao hơn nhiều đảm bảo gần như chắc chắn sự tạo sương mù nhiều hơn nằm sau bộ hấp thụ.

Mức chất sương mù trong các bộ phận quy trình nằm sau là tổng của sương mù pha lỏng thực tế có mặt trong dòng khí, như được phản ánh trong các hình vẽ từ Fig.12 tới Fig. 16, cộng với hơi H_2SO_4 ngưng tụ nhờ khí làm nguội, bao gồm H_2SO_4 tạo ra từ SO_3 tồn dư và hơi nước trong khí. Chúng được phản ánh trong các Fig.20 và Fig.21. Phân đoạn bất kỳ của sự chất sương mù trong pha lỏng thực tế có thể không được loại bỏ toàn bộ bằng các bộ khử sương mù cộng với hàm lượng SO_3 của khí này đi qua các bộ khử sương mù phản ứng với hơi nước trong để tạo ra H_2SO_4 bổ sung, có thể ngưng tụ từ dòng khí có nhiệt độ tương đối thấp ở nhiệt độ thấp của thiết bị nằm ngoài quy trình và các bề mặt ống dẫn nằm sau bộ hấp thụ ở đó nhiệt độ có thể giảm xuống mức thấp hơn đáng kể so với nhiệt độ 95°C thường thấy thấy khi ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp.

Nhằm mục đích khống chế sương mù, rất được ưu tiên nếu giảm thiểu Δt giữa pha khí và pha lỏng tại cửa vào và cửa ra của vùng hấp thụ thứ cấp, và tốt hơn nữa là gần như trong toàn bộ vùng này. Δt cao dẫn tới sự truyền nhiệt từ pha khí sang pha lỏng tương đối nhanh so với sự chuyển khối của SO_3 và hơi axit sulfuric vào pha lỏng, do vậy gây ra sự tạo sương mù vượt trội so với sự chuyển khối của SO_3 và hơi axit sulfuric vào pha lỏng. Trong các khu vực của vùng thứ cấp sát cửa vào khí, nó dẫn đến làm nguội đột ngột dòng khí gây ra sự kết tủa ô ạt của các giọt axit sulfuric mịn trong pha khí. Như được minh họa trong các hình vẽ từ Fig.13 tới Fig.16 và được mô tả ở dưới, việc Δt quá mức ở sát cửa ra khí của vùng thứ cấp thường đi kèm với lưu lượng axit không đủ và quá trình hấp thụ không thỏa đáng SO_3 tồn dư mà sau đó nó tổ hợp với hơi nước trong khí nằm sau vùng thứ cấp tạo ra sương mù khi làm nguội khí tiếp. Tốt hơn là, Δt không lớn hơn khoảng 35°C ở cửa vào axit, cửa ra axit và tốt hơn nữa là trong toàn bộ vùng này. Cũng tốt hơn nữa là, Δt tại cửa vào axit, Δt tại cửa ra axit, và Δt trong toàn bộ vùng là không lớn hơn khoảng 30°C , cũng tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 25°C , hoặc không lớn hơn khoảng 20°C . Dưới các điều kiện tối ưu, các Δt ở đầu vào và đầu ra là không lớn hơn khoảng 15°C hoặc thậm chí là không lớn hơn khoảng 10°C . Do vậy, L/G trong vùng thứ cấp được thiết lập để khống chế sự cân bằng năng lượng sao cho dòng khí được làm nguội từ nhiệt độ ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp, tốt hơn là tương đối gần với nhiệt độ của axit đi ra từ vùng thứ cấp, xuống nhiệt độ gần với nhiệt độ của axit được cấp vào giai đoạn thứ hai.

Bằng cách mô tả các nhiệt độ đầu ra và đầu vào vùng thứ cấp được mong muốn cho cả axit lẫn khí, L/G được xác định một cách hiệu quả theo sự cân bằng năng lượng cho giai đoạn thứ hai theo phương trình:

$$G C_{p_g} (T_{in}^g - T_{out}^g) + H_{Rx} SO_3 + H_{cond H_2SO_4} = L C_{p_l} (T_{in}^L - T_{out}^L)$$

Trong đó G và L là các lưu lượng lỏng và khí, C_{p_g} và C_{p_l} là các nhiệt dung của khí và lỏng. Chúng cũng bao gồm nhiệt của phản ứng của trioxit lưu huỳnh và nhiệt của quá trình ngưng tụ axit sulfuric (các nhiệt này là nhỏ do phần lớn trioxit lưu huỳnh và axit sulfuric đã ngưng tụ trong giai đoạn thứ nhất).

Mặc dù nồng độ axit nói chung nằm dưới mức đồng sôi ở phần trên của giai đoạn thứ hai, song tính dễ bay hơi của axit sulfuric là thấp hơn nhiều ở các nhiệt độ thấp đang thịnh hành trong phần trên của vùng thứ cấp, sao cho SO_3 chiếm ưu thế trong pha khí, làm cho axit tương đối đặc trong sương mù.

Để duy trì profin nhiệt độ cho vùng hấp thụ thứ cấp nằm trong khoảng đã được mô tả ở trên, vùng hấp thụ thứ cấp được vận hành với tỷ lệ L/G theo khối lượng tương đối thấp, ví dụ, nằm trong khoảng 0,3 và 2,0 tính theo tổng lượng khí. Điều đã phát hiện ra là profin nhiệt độ của vùng hấp thụ thứ cấp là khá nhạy với tỷ lệ L/G. Fig.13 mô tả một profin nhiệt độ tiêu biểu của vùng hấp thụ thứ cấp được vận hành kiểu dòng ngược với lưu lượng lỏng cao, tức là tỷ lệ L/G khoảng 2,2. Như được thể hiện, việc vận hành như vậy tạo ra Δt rất lớn các pha khí và lỏng ở cửa vào khí của vùng hấp thụ thứ cấp. Sự làm nguội đột ngột tất yếu của dòng khí dẫn đến sự tạo sương mù ô ạt, như được thể hiện tiếp trong các profin này. Do vậy, tác động của vùng hấp thụ thứ cấp dưới các điều kiện này không giúp cho việc khống chế sương mù axit, mà là để tạo ra nó.

Tuy nhiên, lưu lượng chất lỏng axit quá trình hấp thụ thứ cấp thấp quá mức cũng có thể tạo ra sương mù. Quá trình vận hành với L/G thấp khoảng 0,5 như được mô tả trong các profin nhiệt độ được vẽ đồ thị trong Fig.14. Trong trường hợp này, lưu lượng chất lỏng là không đủ để làm nguội một cách thỏa đáng dòng khí và/hoặc hấp thụ SO_3 tồn dư, dẫn đến sự gia tăng dần Δt khí/lỏng từ cửa vào khí tới cửa ra khí của vùng thứ cấp kiểu dòng ngược, và sự tạo thành liên tục tất yếu của sương mù axit khi nhiệt độ chất lưu phân bố không tập trung trong khu vực lưu trú của khí qua vùng này.

Fig.15 minh họa một phương án được ưu tiên của sáng chế sử dụng môi trường, hoặc dòng chất lỏng, đã cân bằng tạo ra L/G khoảng 0,8. Trong trường hợp này, Δt giữa các pha khí và lỏng không bao giờ lớn hơn khoảng 10-12°C. Không thể tránh được việc tạo ra một ít sương mù khi khí nguội, nhưng phân đoạn sương mù nằm trong phạm vi này có thể được loại bỏ bằng các bộ phận khử sương mù thông thường. Việc khử tiếp sương mù có thể đạt được nhờ việc sử dụng vật liệu nhồi tạo cấu trúc loại đã được mô tả ở trên. Quá trình vận hành như vậy được minh họa trên Fig.16 trong đó Δt không lớn hơn khoảng 8-10°C trong toàn bộ vùng hấp thụ thứ cấp và sự tạo sương mù là thấp hơn khoảng 20% so với trường hợp thể hiện trên Fig.15.

Nói chung, sẽ tốt hơn nếu vùng hấp thụ thứ cấp được vận hành với L/G nằm trong khoảng từ 0,3 đến 2, tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 0,4 đến 1,5, tốt nhất là nằm trong khoảng từ 0,4 đến 1,0, tính theo tổng lưu lượng khí, tỷ lệ tối ưu nói chung gia tăng cùng với nồng độ của axit được đưa vào vùng thứ cấp. Các tỷ lệ được ưu tiên này được áp dụng không phụ thuộc vào có hay không có việc hơi nước được phun vào trong khí của bộ chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp hoặc, thay vào đó là khí của bộ chuyển hóa hoặc là khô hoặc chỉ chứa hơi ẩm của môi trường xung quanh. Lưu lượng khối của chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp thường là ít nhất là khoảng 380 pao/fút²-giờ (1850kg/m²-giờ), tốt hơn là nằm trong khoảng từ 415 đến 1130 pao/fút²-giờ (nằm trong khoảng từ 2000 đến 5500kg/m²-giờ), trong khi lưu lượng khối của pha khí ít nhất là khoảng 200 pao/fút²-giờ (1040kg/m²-giờ), tốt hơn là nằm trong khoảng từ 400 đến 1100 pao/fút²-giờ (nằm trong khoảng từ 2000 đến 5000kg/m²-giờ). Để giảm thiểu sự tạo sương mù, sẽ tốt hơn nếu tốc độ dòng tương đối giữa dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp là sao cho mức chênh lệch giữa nhiệt độ khối cục bộ của pha khí và nhiệt độ khối cục bộ của pha lỏng của quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí tiếp xúc với nó là không lớn hơn khoảng 35°C tại cửa vào chất lỏng hoặc tại cửa ra chất lỏng của vùng hấp thụ thứ cấp. Ví dụ, mức chênh lệch giữa nhiệt độ khối cục bộ của pha khí và nhiệt độ khối cục bộ của pha lỏng của quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí tiếp xúc với nó là nằm trong khoảng từ 15°C tới 35°C tại cả cửa vào chất lỏng lẫn cửa ra chất lỏng của vùng hấp thụ thứ cấp. Được ưu tiên cụ thể là Δt khí/lỏng không lớn hơn khoảng 30°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 25°C, tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 20°C, cũng tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 15°C và tối ưu là không lớn hơn khoảng 10°C ở cửa vào khí/đầu ra chất lỏng của vùng thứ cấp. Cũng được ưu tiên là các lưu lượng tương đối

này là sao cho mức chênh lệch cực đại giữa nhiệt độ khối cực bộ của pha khí và nhiệt độ khối cực bộ của pha lỏng của quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí tiếp xúc với nó là không lớn hơn khoảng 35°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 30°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 25°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 20°C , cũng tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 15°C và tối ưu là không lớn hơn khoảng 10°C nằm trong quỹ tích tiếp xúc khí/lỏng bất kỳ nằm trong vùng được xác định bởi một khoảng cách không đổi tính từ đầu vào chất lỏng tới vùng này. Nói theo cách khác, mức chênh lệch trung bình tích phân cực bộ giữa nhiệt độ của pha khí và nhiệt độ của pha lỏng của quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí tiếp xúc với nó là không lớn hơn khoảng 35°C , tốt hơn là không lớn hơn khoảng 30°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 25°C , tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 20°C , cũng tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 15°C và tối ưu là không lớn hơn khoảng 10°C , bất kỳ chỗ nào trong vùng hấp thụ thứ cấp, mức chênh lệch nhiệt độ tiếp xúc trung bình tích phân cực bộ như vậy được xác định bằng cách lấy tích phân trên khắp quỹ tích tiếp xúc khí/lỏng bất kỳ nằm trong vùng được xác định bởi một khoảng cách không đổi tính từ đầu vào chất lỏng tới vùng này.

Nằm trong khoảng L/G được ưu tiên, nhiệt độ axit đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp có thể được duy trì nằm trong các khoảng đã nêu trên, tức là nằm trong khoảng từ 40°C đến 110°C , tốt hơn nữa là nằm trong khoảng từ 75°C đến 90°C , và nhiệt độ cửa ra axit được duy trì nằm trong khoảng từ 175°C đến 215°C . Các nhiệt độ khí tương ứng thường là cao hơn so với nhiệt độ của axit mà khí này tiếp xúc với nó từ 10°C đến 35°C . Nồng độ được ưu tiên của axit vào cho vùng hấp thụ thứ cấp kiểu dòng ngược, tức là nồng độ của axit tiếp xúc với dòng khí ra khỏi vùng thứ cấp, là như được mô tả ở trên và được tóm tắt trong Bảng 1. Việc khống chế L/G nằm trong các khoảng được ưu tiên có chức năng để khống chế Δt giữa các pha khí và lỏng ở mức độ tối thiểu trong toàn bộ vùng hấp thụ thứ cấp, ví dụ Δt không vượt qua mức khoảng 35°C trong toàn bộ vùng hấp thụ thứ cấp. Nồng độ axit trong dòng khí ra khỏi vùng thứ cấp được khống chế bằng cách khống chế nồng độ axit ra, nồng độ axit vào và nhiệt độ axit vào/khí ra của vùng hấp thụ thứ cấp. Nhiệt độ của khí ra được khống chế bằng cách khống chế nhiệt độ axit vào cho vùng này.

Mặc dù nhiệt độ khí ra nằm trong các khoảng đã nêu trên là có thể chấp nhận được, song vẫn có thể giảm tiếp mức chất sương mù bằng cách đưa vào axit quá trình hấp thụ thứ cấp ở nhiệt độ nằm dưới khoảng từ 40°C đến 110°C . Tuy nhiên, để bảo toàn profin Δt được mong muốn ở tỷ L/G được ưu tiên, thì có thể là cần phải tăng

cường chiều cao được nhồi cho vùng hấp thụ thứ cấp để thích ứng với việc các nhiệt độ axit vào thấp hơn và nhiệt độ khí ra thấp hơn. Tuy nhiên, do nhiệt độ của dòng khí ra thấp, nên giải pháp tăng cường này tới mức chất sương mù SO_3 , hơi axit sulfuric và hơi nước trong dòng khí ra là nhỏ.

Bằng cách so sánh Fig.12 với các hình vẽ từ Fig.13 tới Fig.16, có thể thấy rằng các vị trí chủ yếu để tạo ra sương mù axit là nằm trong vùng hấp thụ thứ cấp, hoặc là nằm ở phần phía trước khi lưu lượng chất lỏng quá cao, hoặc nằm ở phần phía sau khi lưu lượng chất lỏng quá thấp. Trong mọi trường hợp, sự tạo sương mù trong vùng thứ cấp là vượt trội so với sự tạo sương mù trong vùng sơ cấp. Mặc dù, nhiệm vụ chính của của vùng thứ cấp là để khống chế sự tạo sương mù, song các profin này đã cho thấy rằng việc khống chế sương mù hiệu quả chỉ đạt được khi sự cân bằng thích hợp giữa L/G, nồng độ axit vào và Δt giữa chất lỏng và khí được bảo toàn trong toàn bộ vùng thứ cấp. Nếu lưu lượng axit quá cao hoặc quá thấp, dẫn đến khả năng khó chọn L/G, hoặc nếu nồng độ axit vào không rơi vào trong khoảng được mong muốn, thì việc vận hành vùng thứ cấp không đạt được các mục đích cơ bản đã đề ra cho vùng này. Với mong muốn tránh làm trầm trọng thêm vấn đề tạo sương mù bằng cách lựa chọn một cách khác thường đối với các điều kiện trong vùng sơ cấp, ví dụ bởi việc vận hành với axit quá trình hấp thụ nằm dưới mức đồng sôi, nhưng gánh chủ yếu trong việc khống chế sương mù sẽ lại rơi vào việc quản lý và khống chế các điều kiện trong vùng thứ cấp.

Trong quá trình vận hành với sự phun hơi nước vào vùng hấp thụ sơ cấp ở mức cao, axit quá trình hấp thụ sơ cấp thường là nằm trong pha oleum, tức là ở trên mức đồng sôi ở cả cửa ra axit lẫn cửa vào axit của vùng hấp thụ. Nồng độ axit cao ở đầu ra của vùng này là rất được mong muốn nhằm giảm thiểu tốc độ ăn mòn ống hợp kim Fe/Cr của bộ trao đổi nhiệt mà axit được tuần hoàn qua nó để thu hồi năng lượng của quá trình hấp thụ. Khi tỷ lệ cao của nước phản ứng được tạo ra bởi việc phun hơi nước, ví dụ trên 80%, 90% hoặc lớn hơn, thì sẽ có một gradien nồng độ rất nhỏ ngang qua bộ hấp thụ, có nghĩa là nồng độ vào (cửa ra khí) thường là nằm trong hoặc có một chút trong pha oleum.

Do khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp gần như cân bằng axit đi vào vùng sơ cấp, nên khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp cũng có thành phần nằm trên mức đồng sôi, điều này có nghĩa là có một nồng độ tồn dư đáng kể của SO_3 chưa được loại bỏ nằm trong axit quá trình hấp thụ sơ cấp. Trừ khi SO_3 được loại bỏ ra khỏi pha khí, tồn tại khả năng đáng kể liên quan tới sự tạo sương mù trong khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp.

Để đảm bảo rằng SO_3 đã được cất hoàn toàn ra khỏi khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp, thì điều quan trọng là axit thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp phải có nồng độ thấp hơn nồng độ đồng sôi của axit sulfuric với một giá trị giới hạn đủ để tạo ra sự cấp nước thực vào vùng hấp thụ thứ cấp ít nhất là tương đương theo hệ số tỷ lượng với SO_3 cuốn theo qua vùng sơ cấp, tức là tương đương với hàm lượng SO_3 của khí đi vào vùng thứ cấp.

Liên quan tới vấn đề này, các nguyên tắc vận hành vùng hấp thụ thứ cấp là khác với các nguyên tắc vận hành vùng hấp thụ sơ cấp như được khuyến cáo bởi McAlister và đồng tác giả trong patent Mỹ số 5130112 và được minh họa trên Fig.3 của patent này. Mặc dù trong phần mô tả McAlister khuyến cáo rằng axit đi vào vùng hấp thụ sơ cấp kiểu dòng ngược và ra khỏi vùng này có thành phần mà trong đó nồng độ SO_3 là nằm trên mức đồng sôi để đảm bảo có điểm sương tương đối thấp và do vậy giảm thiểu sự tạo sương mù khi khí ra khỏi vùng sơ cấp được làm nguội, song vẫn khác là áp dụng thêm một nguyên tắc bổ sung với nhiệt độ thấp hơn nhiều so với hiện hành khi các khí ra khỏi vùng thứ cấp. Do khí nguội đi trên hành trình qua vùng thứ cấp, nên cách duy nhất để giữ vững nằm trên điểm sương là loại bỏ SO_3 ra khỏi khí; và, nhằm mục đích này, nước với lượng dư là cần thiết.

Fig.24 là sơ đồ hệ thống để khống chế quá trình vận hành vùng hấp thụ thứ cấp theo cách đảm bảo về cả mức chênh lệch nhiệt độ khí/lỏng hoặc Δt tối thiểu trong vùng này lẫn việc cấp nước trong axit quá trình hấp thụ thứ cấp đủ để loại bỏ SO_3 tồn dư đi vào cùng với khí đi ra từ vùng sơ cấp.

Các bộ cảm biến nhiệt độ (TS) đo nhiệt độ của khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp 115 (TS1), chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp (TS2), chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp (TS3) và ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp (TS4). Các tín hiệu từ các bộ cảm biến nhiệt độ này được cấp đến bộ xử lý điều khiển Δt 171. Tín hiệu từ bộ xử lý điều khiển Δt đến van điều chỉnh 173 trên đường cấp axit quá trình hấp thụ thứ cấp vào vùng hấp thụ thứ cấp sẽ điều tiết lưu lượng của axit thứ cấp được phân phối vào vùng hấp thụ sao cho Δt khí/lỏng ở cả cửa vào axit lẫn cửa ra axit của vùng hấp thụ thứ cấp không lớn hơn khoảng 35°C , tốt hơn là không lớn hơn khoảng 30°C , cũng tốt hơn nữa là không lớn hơn khoảng 25°C , hoặc không lớn hơn khoảng 20°C . Dưới các điều kiện tối ưu, các Δt đầu vào và đầu ra là không lớn hơn khoảng 15°C hoặc thậm chí là không lớn hơn khoảng 10°C .

Bộ cảm biến tính dẫn CS1 khi tiếp xúc với axit quá trình hấp thụ sơ cấp đi vào vùng hấp thụ sơ cấp 103 gửi tín hiệu đến cả bộ ghi/bộ khống chế tính dẫn axit quá trình hấp thụ sơ cấp (CRC1) lẫn bộ xử lý điều khiển nồng độ axit thứ cấp 175. Để đáp lại tín hiệu này, bộ khống chế tính dẫn CRC1 gửi tín hiệu điều chỉnh van điều chỉnh 177 để khống chế mức phân phối nước pha loãng cho dòng axit quá trình hấp thụ sơ cấp tuần hoàn với mức để duy trì nồng độ được mong muốn của axit quá trình hấp thụ được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ sơ cấp 103. Tùy ý và có lợi, nếu, dòng ngang của axit tương đối loãng, ví dụ, axit 93%, có thể được sử dụng làm nguồn cấp nước để pha loãng.

Hơi nước được phun vào trong khí quá trình chuyển hóa qua cửa 121 của vùng phun hơi nước 127 với tỷ lệ đủ để sao cho hàm lượng nước tương đương của khí quá trình chuyển hóa đi vào bộ hấp thụ ít nhất là 0,40mol, tốt hơn nữa là ít nhất là 0,50, 0,55, 0,60, 0,70mol, hoặc 0,80mol, phổ biến nhất là nằm trong khoảng từ 0,55 đến 0,98 mol, trên 1 mol tổng hàm lượng oxit lưu huỳnh tương đương trong khí đi vào vùng hấp thụ sơ cấp. Do tỷ lệ nước tương đương/oxit lưu huỳnh đạt gần tới mức 0,98, nên quá trình vận hành đạt gần tới mức mà ở đó toàn bộ nước phản ứng cho vùng hấp thụ sơ cấp được cấp nhờ việc phun hơi nước ở 127, được phân phối cùng với nhu cầu về nước hoặc axit loãng qua van 177. Thông thường, mức cân bằng của sản phẩm axit thực được loại bỏ ra khỏi hệ thống hấp thụ có thể được duy trì bởi việc khống chế mức độ hoặc tính dẫn của axit trong bình gom của tháp hấp thụ hoặc thùng bơm axit tách biệt (không được thể hiện).

Từ các dữ liệu cân bằng được lưu giữ trong bộ xử lý điều khiển nồng độ axit thứ cấp 175 và tín hiệu tính dẫn nhận được từ CS1, bộ xử lý 175 tính toán được hàm lượng hơi axit sulfuric, hơi nước và hơi SO_3 ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp 103 và đi vào vùng hấp thụ thứ cấp 115 trên cơ sở giả thuyết rằng dòng khí ra khỏi vùng sơ cấp là ở trạng thái cân bằng với axit đi vào vùng này.

Bộ xử lý điều khiển nồng độ axit thứ cấp 175 cũng nhận tín hiệu từ bộ cảm biến lưu lượng FS1 trên dòng axit thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp 115, bộ cảm biến lưu lượng FS2 trên dòng khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp 103, và bộ phân tích liên tục 179 trên dòng khí quá trình chuyển hóa đo hàm lượng SO_3 của khí quá trình chuyển hóa. Từ ba tín hiệu này kết hợp với thành phần của khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp 115 được xác định từ tín hiệu tính dẫn CS1 và các dữ liệu cân bằng các lưu giữ, bộ xử lý 175 tính toán mức cân bằng chất liệu ngang qua vùng hấp thụ thứ cấp để xác định mức độ nước phải được bổ sung vào dòng axit thứ cấp đi vào vùng hấp thụ

thứ cấp 115 nhằm tạo ra nguồn cấp nước có giá trị thực cho vùng thứ cấp đủ để đảm bảo rằng thành phần của khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp là bằng hoặc lớn hơn thành phần đồng sôi về hàm lượng nước và bằng hoặc nhỏ hơn thành phần đồng sôi về hàm lượng SO_3 .

Khi các điều kiện trạng thái đều đặn được thiết lập, mức độ mà tại đó lưu huỳnh nguyên tố hoặc nguồn cấp lưu huỳnh thuần nhất khác được cấp vào buồng đốt lưu huỳnh có thể là được xác định và mức cân bằng chất liệu tính toán mức cấp này cho bộ xử lý 175 thay vì kết hợp giữa lưu lượng khí đo được bằng bộ phân tích liên tục 179 và bộ cảm biến lưu lượng FS2.

Bộ cảm biến tính dẫn CS2 đo độ dẫn của axit đi vào vùng hấp thụ thứ cấp và truyền tín hiệu này đến cả bộ xử lý điều khiển nồng độ axit thứ cấp 175 lẫn bộ ghi/bộ khống chế tính dẫn CRC2 nối với bộ phận định vị van trong van 181 khống chế mức nước pha loãng (hoặc dòng ngang axit loãng) được đưa vào dòng axit thứ cấp. Bộ xử lý 175 cũng nhận tín hiệu từ bộ cảm biến nhiệt độ TS3 đo nhiệt độ của axit đi vào vùng hấp thụ thứ cấp. Từ mức cân bằng chất liệu đã được tính toán cho vùng thứ cấp, bộ xử lý 175 xác định nồng độ của axit thứ cấp đi vào vùng hấp thụ axit thứ cấp 115 đủ để tạo ra việc cấp nước thực đảm bảo cho việc SO_3 trong khí đi ra từ vùng hấp thụ đã được khử tới mức độ đủ để không có sự tạo sương mù quá mức khi khí này nguội. Bộ xử lý này chuyển đổi nồng độ được mong muốn sang thành độ dẫn ở nhiệt độ axit đo được bằng TS3 và truyền tín hiệu đến bộ ghi/bộ khống chế tính dẫn CRC2 điều chỉnh van 181 để khống chế mức phân phối nước pha loãng vào dòng axit thứ cấp tuần hoàn với mức đủ để thiết lập được thành phần được mong muốn của khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp. Việc bộ xử lý này thiết lập mức độ bổ sung nước đảm bảo cho việc khử SO_3 trong khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp mà không tạo ra một lượng dư làm loãng nồng độ axit trong vùng hấp thụ sơ cấp khi axit thứ cấp đi vào vùng sơ cấp.

Điều cũng được xác định tiếp là các nguyên tắc của sơ đồ khống chế nêu trong Fig.24 có thể được áp dụng trong việc thiết kế quy trình và giao thức khởi động không nhất thiết phụ thuộc vào trang thiết bị đo, các bộ xử lý và các vòng khống chế ngược cấp liệu được thể hiện trên Fig.24. Mức cân bằng chất liệu, mức cân bằng nhiệt, và các mối tương quan cân bằng chi phối quá trình vận hành đã tóm tắt liên quan tới Fig.24 quyết định hàng đầu về thiết kế, giao thức khởi động và quá trình vận hành quy trình. Dưới việc vận hành được thiết kế trạng thái đều đặn đã cân bằng, mức phân phối axit thứ cấp vào vùng hấp thụ thứ cấp có thể được thiết lập ở một mức cố định cho một mức độ vận hành được chọn bất kỳ được chi phối bởi mức phân phối lưu huỳnh nguyên tố

hoặc nguồn cấp lưu huỳnh khác vào buồng đốt lưu huỳnh và việc khống chế nồng độ axit như được xác định bởi độ dẫn của axit đi vào và ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp. Từ mức cân bằng chất liệu và mối quan hệ cân bằng đã biết, ở mức vận hành xác định bất kỳ, lưu lượng của axit được phân phối vào vùng hấp thụ thứ cấp có thể được thiết lập ở một giá trị cố định để khống chế Δt ở các đầu ra của vùng hấp thụ thứ cấp nằm dưới giá trị đích thiết kế như không quá khoảng 35°C hoặc không quá khoảng 30°C , v.v., và mức độ bổ sung nước pha loãng có thể được thiết lập ở một giá trị cố định để khống chế nồng độ của dòng axit này.

Khi các vùng hấp thụ sơ cấp và thứ cấp được vận hành dưới các điều kiện được ưu tiên được mô tả ở đây, mức chất sương mù thực tế trong khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp thường là không lớn hơn khoảng $20\text{g}/\text{Nm}^3$. Hàm lượng sương mù có thể được làm giảm tiếp trong các bộ khử sương mù thông thường xuống thấp tới mức $5,0\text{mg}/\text{Nm}^3$. Ngoài ra, do mức chất tương đối thấp của sương mù trong khí ra khỏi bộ hấp thụ, nên mức chất sương mù có thể được làm giảm tiếp khoảng từ $20\text{g}/\text{Nm}^3$ xuống dưới mức khoảng $0,1\text{g}/\text{Nm}^3$ hoặc dưới mức khoảng $0,05\text{ g}/\text{Nm}^3$ trong khí ra khỏi hệ thống khử sương mù trong khi duy trì một tốc độ tương đối cao qua các bộ khử sương mù, ví dụ ít nhất là khoảng 300nm^3 hoặc ít nhất là khoảng 340nm^3 hoặc giữa khoảng 340 và khoảng 500nm^3 trên giờ trên mét vuông diện tích bề mặt phần tử của bộ khử sương mù cắt ngang hướng dòng khí.

Sự minh họa về hiệu lực của vùng hấp thụ thứ cấp được vận hành thích hợp có thể thấy được về các dữ liệu mức chất hơi và sương mù được nêu trong bảng ở dưới cho cho khí đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp, vùng hấp thụ thứ cấp và các bộ khử sương mù, một cách tương ứng, của hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc quy mô công nghiệp.

Dữ liệu sương mù - Hệ thống thu hồi nhiệt

Sương mù đo được (mg/ACF)	Các bộ khử sương mù đầu ra	Giai đoạn thứ hai đầu ra	Giai đoạn thứ nhất đầu ra
Sương mù > 3μ	0,255	228,6	870,3
Sương mù < 3μ	0,158	409,7	2,631,8
Tổng sương mù	0,413	638,4	3,502,1
Hơi	0,321	61,68	143,6
Tổng sương mù + hơi	0,734	700,1	3,645,7

Điều có thể được lưu ý là L/G tương đối thấp được ưu tiên trong vùng hấp thụ thứ cấp là thấp hơn nhiều so với L/G được ưu tiên trong vùng sơ cấp. Do vậy, có thể được mong muốn nếu tạo ra diện tích lớn hơn cho sự chuyển khối trên một đơn vị thể tích trong vùng thứ cấp. Ví dụ, trong trường hợp vật liệu nhồi hình yên ngựa, có thể có lợi nếu vùng sơ cấp được nhồi các vật liệu nhồi hình yên ngựa có kích thước danh nghĩa 7,6cm (3 in) trong khi có thể tốt hơn nếu vùng thứ cấp được nhồi các vật liệu nhồi có kích thước danh nghĩa 5cm (2 in).

Trong quá trình vận hành dưới các điều kiện được ưu tiên được mô tả ở trên, quy trình có thể được khống chế để tạo ra không quá khoảng 20g, tốt hơn là không quá khoảng 15, 10 hoặc 5,0g, sương mù trên một mét khối tiêu chuẩn của khí đã làm nhé đi ra từ hệ thống hấp thụ, ngay cả khi trên 80%, tốt hơn là trên 90%, và đặc biệt tốt là 95-100% của nước pha loãng được đưa vào khí quá trình chuyển hóa SO_3 trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt và năng lượng hữu ích thu hồi được từ hệ thống hấp thụ với mức trên 1160KJ/Kg SO_3 , 1220KJ/Kg SO_3 , 1270KJ/Kg SO_3 hoặc thậm chí là 1330KJ/Kg SO_3 (500 Btu/pao SO_3 , 525 Btu/pao SO_3 , 550 Btu/pao SO_3 , hoặc thậm chí là 575 Btu/pao SO_3) đi vào bộ hấp thụ. Khi xem xét từ một quy trình khác tương ứng, quy trình này có thể được vận hành dưới các điều kiện như vậy cùng với sản lượng của bộ khử sương mù rất bình thường, ví dụ bằng trang bị các bộ phận khử sương mù có tổng diện tích mặt cắt ngang trực giao với dòng sao cho vận tốc dài qua các bộ phận khử sương mù ít nhất là 200m/giờ, tốt hơn là ít nhất là 300m/giờ, tốt hơn nữa là ít nhất là khoảng 400m/giờ. Ví dụ, các bộ khử sương mù có thể được định cỡ để sao cho vận tốc dài của khí qua các bộ phận này nằm trong khoảng từ 250 đến 650m/giờ, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 400 đến 500m/giờ.

Ngoài ra theo sáng chế, năng lượng thu hồi được trong axit quá trình hấp thụ thu hồi nhiệt có thể được sử dụng một phần cho các mục đích khác hẳn với các mục đích đã được áp dụng trong tình trạng kỹ thuật. Fig.3 minh họa một phương án khác của sáng chế được vận hành về cơ bản là theo cùng cách như quy trình nêu trong Fig.2, chỉ khác là trong đó axit đi ra từ bộ trao đổi nhiệt gián tiếp chính 105 được chia tách thành dòng chứa sản phẩm axit thực mà nó được rút ra khỏi hệ thống, dòng axit được tái tuần hoàn được đưa trở lại vùng hấp thụ sơ cấp 103 và axit phụ trợ (cũng được nhắc đến trong này là "chất lỏng thu hồi nhiệt thứ cấp") chứa dòng axit quá trình hấp thụ thứ cấp mà nó được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt phụ 131. Nhiệt được truyền từ dòng axit phụ trợ sang dòng nước trong bộ trao đổi 131 tùy ý tạo hơi nước áp suất thấp để phun vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 trong vùng phun hơi nước 127 trước vùng hấp thụ

sơ cấp 103. Axit phụ trợ đã được làm nguội đi ra từ bộ trao đổi 131 có thể được chia tách để tạo ra phân đoạn axit sản phẩm và phân đoạn axit quá trình hấp thụ thứ cấp mà nó được tuần hoàn tới cửa vào axit 117 của vùng hấp thụ thứ cấp 115.

Các bộ trao đổi nhiệt axit quá trình hấp thụ 105 và 131 có thể được vận hành hoặc là theo kiểu nối tiếp như được thể hiện trên Fig.3, hoặc theo kiểu song song với chất lỏng quá trình hấp thụ tuần hoàn. Việc vận hành theo kiểu nối tiếp có thể được ưu tiên do nhiệt độ và hàm lượng năng lượng của axit tuần hoàn là tương đối thỏa đáng cho việc tạo hơi nước để phun trong vùng phun hơi nước 127 ngay cả sau khi nhiệt có ích tối đa cho việc tạo hơi nước ở áp suất được mong muốn đã được thu hồi trong bộ trao đổi nhiệt chính 105. Tuy nhiên, do nhiệt độ của axit đi vào bộ trao đổi phụ là cao hơn trong quy trình vận hành kiểu song song, nên diện tích bề mặt cần thiết của bộ trao đổi nhiệt phụ là nhỏ hơn, do phân đoạn axit phải được cho đi qua bộ trao đổi phụ.

Phương pháp khống chế được ưu tiên cho quy trình được thể hiện trên Fig.3 là tương tự như sơ đồ trong Fig.2 chỉ khác là nồng độ của axit đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt có thể được khống chế bằng cách điều chỉnh lưu lượng hơi nước vào bộ phun hơi nước và lưu lượng thể tích mà sản phẩm axit được rút ra khỏi hệ thống hấp thụ.

Fig.9 minh họa quy trình tương tự như sơ đồ trong Fig.3 chỉ khác là có hai bộ trao đổi nhiệt phụ nối tiếp với nhau trong vòng tuần hoàn chất lỏng thu hồi nhiệt thứ cấp và dòng axit sulfuric chứa sản phẩm axit sulfuric thực trong hệ thống hấp thụ được chia từ dòng axit thứ cấp nằm sau bộ trao đổi 133 chứ không phải từ vòng tuần hoàn axit quá trình hấp thụ sơ cấp như được minh họa trên Fig.2 và Fig.3. Bộ trao đổi nhiệt thứ nhất 131 tạo hơi nước để phun vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 trong vùng phun hơi nước 127. Sau khi tạo ra lên tới 100% nhu cầu nước pha loãng dưới dạng hơi nước trong bộ trao đổi 131, dòng axit duy trì ở nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ vào axit được ưu tiên cho vùng hấp thụ thứ cấp. Do vậy, năng lượng bổ sung được thu hồi ở dạng hữu ích trong bộ trao đổi nhiệt phụ thứ hai 133 nằm sau từ bộ trao đổi 131 theo hướng dòng của axit quá trình hấp thụ thứ cấp.

Trong sơ đồ công nghệ trong Fig.9, axit quá trình hấp thụ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt 105 được chia tách để tạo ra dòng tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ sơ cấp và dòng phụ (chất lỏng thu hồi nhiệt thứ cấp) mà axit quá trình hấp thụ thứ cấp và dòng sản phẩm thực cuối cùng có nguồn gốc từ nó. Sơ đồ công nghệ trong Fig.9 cũng bao gồm vùng pha loãng 135 trong dòng axit phụ trợ phía trước bộ trao đổi nhiệt 131. Cùng với hoặc không cùng với việc pha loãng, dòng axit phụ trợ đầu tiên đi qua bộ trao đổi nhiệt thứ nhất 131 trong đó hơi nước ở áp suất khí quyển được tạo ra để phun vào dòng khí

quá trình chuyển hóa SO_3 trong vùng phun hơi nước. Dòng axit phụ trợ rời khỏi bộ trao đổi nhiệt 131 sau đó được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt 133 ở đó nhiệt thêm nữa được truyền vào nước cấp cho nồi hơi cho hệ thống thu hồi nhiệt nồi hơi 105. Axit phụ trợ đi ra từ bộ trao đổi 133 được chia tách để tạo ra dòng cấu thành sản phẩm axit sulfuric thực trong hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt và dòng dùng làm axit quá trình hấp thụ thứ cấp. Dòng thứ hai này được phân phối qua cửa vào axit của tháp 117 ở đỉnh của vùng hấp thụ thứ cấp 115.

Bằng cách pha loãng dòng axit phụ trợ trong bộ pha loãng 135, cả axit quá trình hấp thụ thứ cấp lẫn sản phẩm axit thực đều có thể được khống chế một cách độc lập với nồng độ của axit quá trình hấp thụ sơ cấp và ở nồng độ thấp. Nếu mong muốn, sự pha loãng quá mức axit quá trình hấp thụ sơ cấp có thể tránh được và nước dư thừa được loại bỏ ra khỏi hệ thống hấp thụ bằng cách chia tách axit thứ cấp ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp vào thùng gom axit, thùng cấp axit cho tháp làm khô hoặc đưa tới một nơi khác thay vì cho nó đi vào vùng hấp thụ sơ cấp. Điều cần phải hiểu là sự tùy chọn như vậy cũng có thể áp dụng được nếu muốn có trong các sơ đồ quy trình được minh họa trên Fig.1 và Fig.2.

Fig.10 minh họa quy trình được làm thích ứng để sản xuất axit sulfuric từ SO_2 đã được tạo ra trong hệ thống thiết bị luyện kim, ví dụ lò nung quặng đồng. Quy trình được thể hiện trên Fig.10 hầu hết là tương tự như quy trình được thể hiện trên Fig.9, chỉ khác về cách bố trí cho việc pha loãng dòng axit phụ trợ. Vùng pha loãng 137 cho axit phụ trợ được bố trí nằm sau bộ trao đổi nhiệt phụ thứ hai 133 chứ không phải là phía trước bộ trao đổi nhiệt 131 theo hướng dòng axit quá trình hấp thụ thứ cấp. Một vùng pha loãng khác 107 được bố trí trên dòng axit sơ cấp tái tuần hoàn sau khi tách nó ra khỏi dòng axit thứ cấp và trước khi nó đi vào tháp 101 qua cửa quay vòng axit 113. Trong cả Fig.9 lẫn và Fig.10, dòng ngang của axit loãng hơn có thể được sử dụng làm nguồn cấp nước để pha loãng axit trong (các) vòng axit tuần hoàn.

Fig.11 minh họa một cải biến khác của quy trình được thể hiện trên Fig.9 trong đó năng lượng quá trình hấp thụ SO_3 được sử dụng để tạo hơi nước cho nước cấp cho nồi hơi chưng cất trong bộ khử khí. Dòng xả từ bộ khử khí chứa hơi nước ở áp suất thấp có thể được sử dụng làm nguồn cấp hơi nước để phun vào dòng khí mang SO_3 phía trước vùng hấp thụ. Các chất không ngưng trong dòng xả của bộ khử khí thực chất không làm loãng dòng mang SO_3 mà chúng được đưa vào đó, và không ảnh hưởng tới hiệu quả của quá trình hấp thụ SO_3 hoặc quá trình ngưng tụ H_2SO_4 trong vùng hấp thụ.

Các chất không ngưng được bỏ đi một cách thông thường trong khí thải từ quy trình sản xuất axit kiêu tiếp xúc.

Như được thể hiện trên Fig.11, chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 103 đi qua bộ trao đổi nhiệt chính 105 trong đó nhiệt được truyền từ chất lỏng quá trình hấp thụ sang nước cấp cho nồi hơi để tạo hơi nước áp suất trung bình. Hơi nước có thể được tạo ra ở các áp suất được mô tả trong phần mô tả. Chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt 105 được chia tách để tạo ra dòng chất lỏng quá trình hấp thụ chính mà nó được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 103 và dòng axit phụ trợ (thu hồi nhiệt thứ cấp) chứa chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp và sản phẩm axit sulfuric thực. Theo một phương án được ưu tiên như được minh họa, dòng axit phụ trợ cuối cùng được chia tách để tạo ra sản phẩm axit thực được chuyển vào thùng axit sản phẩm và chất lỏng còn lại, tức là chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp, được đưa vào vùng hấp thụ thứ cấp 115 để thu hồi SO_3 tồn dư từ dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp 103.

Nằm trong hành trình dòng giữa điểm chia tách và vùng hấp thụ thứ cấp, dòng axit phụ trợ được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt khử khí phụ trợ 163 trong đó nhiệt được truyền từ chất lỏng phụ sang dòng nước tuần hoàn giữa bộ trao đổi nhiệt 163 và bộ khử khí 165. Tốt hơn, nếu dòng nước đi vào bộ trao đổi nhiệt khử khí phụ trợ 163 gần như là ở điểm sôi của nó dưới áp suất đang thịnh hành trong bộ khử khí, thường là sát với áp suất khí quyển. Quá trình truyền nhiệt trong bộ trao đổi nhiệt khử khí phụ trợ chuyển hóa một phân đoạn đáng kể của dòng nước thành hơi nước, và hỗn hợp nước thể lỏng và hơi nước đi ra từ bộ trao đổi nhiệt được đưa vào bộ khử khí trong đó nó tiếp xúc với nước cấp cho nồi hơi chưa khử khí và tẩy các chất không ngưng ra khỏi nước cấp. Phần ngưng đã khử khí tháo ra khỏi đáy hoặc sát đáy của bộ khử khí và các chất không ngưng được tháo ra từ đỉnh của bộ khử khí trong dòng xả của bộ khử khí thường chứa hơi nước với lượng ít nhất là khoảng 99,5%, phổ biến hơn là ít nhất là khoảng 99,8%, phổ biến nhất là nằm trong khoảng từ 99,8% và khoảng 99,999% thể tích.

Dòng xả từ bộ khử khí thường là ở áp suất dưới khoảng 34,5 KPa (5psi), phổ biến hơn là dưới khoảng 13,8KPa (2psi), phổ biến nhất là không quá khoảng 18inso nước (4483Pa). Có lợi, nếu dòng này được định tuyến vào đầu phun 121 trong đường ống cấp khí 129 phía trước cửa vào khí của bộ hấp thụ 123. Như được mô tả tiếp ở dưới, lưu lượng hơi nước trong dòng xả của bộ khử khí có thể là đủ để tạo ra một phân đoạn lớn của nước phản ứng cần thiết để chuyển hóa SO_3 trong dòng khí thành axit

sulfuric. Các chất không ngưng xả ra trong khí thải từ hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric là vô hại.

Trong quy trình như được minh họa trên Fig.11, dòng axit phụ trợ (chất lỏng thu hồi nhiệt thứ cấp) đầu tiên được cho đi qua bộ gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi 167 nằm phía trước bộ trao đổi nhiệt khử khí phụ trợ 163 theo hướng dòng axit thứ cấp. Bộ gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi 167 bao gồm bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt được truyền từ dòng phụ trợ sang nước cấp cho nồi hơi, tốt hơn là gia nhiệt cho nước cấp cho nồi hơi dưới áp suất tới nhiệt độ xấp xỉ nhiệt độ cân bằng ở áp suất mà tại đó hơi nước được tạo ra trong nồi hơi. Theo các phương án được ưu tiên khác của quy trình này, cũng như được minh họa trên Fig.11, nước cấp cho nồi hơi đã gia nhiệt trong bộ trao đổi 167 được phân phối dưới dạng nước cấp có áp vào bộ trao đổi nhiệt chính 105 trong đó hơi nước áp suất trung bình được tạo ra bởi sự truyền nhiệt quá trình hấp thụ SO_3 từ chất lỏng quá trình hấp thụ rời khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Axit phụ trợ đi ra từ bộ gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi 167 được dẫn vào bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí 163.

Sau khi đi ra từ bộ trao đổi nhiệt khử khí phụ trợ 163, axit phụ trợ được chia tách để tạo ra dòng axit sản phẩm thực và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp mà nó có thể được phân phối vào vùng hấp thụ thứ cấp 115 ở đó nó tiếp xúc với khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp 103 và có tác dụng cả làm nguội dòng khí lẫn hấp thụ SO_3 tồn dư trong đó trước khi khí này ra khỏi hệ thống hấp thụ và hoặc là đưa trở lại công đoạn tiếp theo của bộ chuyển hóa hoặc được xả ra dưới dạng khí thải từ hệ thống thiết bị sản xuất axit kiểu tiếp xúc. Theo các phương án được ưu tiên khác như được minh họa trên Fig.11, nhiệt quá trình hấp thụ SO_3 bổ sung được thu hồi bằng cách chuyển axit phụ trợ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt khử khí phụ trợ 163 qua một bộ trao đổi nhiệt gián tiếp khác nữa trước khi axit được chia tách thành dòng sản phẩm thực và dòng axit quá trình hấp thụ thứ cấp được đưa trở lại vào bộ hấp thụ. Theo phương án được thể hiện trên Fig.11, nước cấp cho nồi hơi đã được xử lý nhưng chưa được khử khí được gia nhiệt sơ bộ trong bộ trao đổi 169 bởi sự truyền nhiệt từ axit phụ trợ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt 163. Nước đi ra từ bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp cho nồi hơi chưa được khử khí 169 sau đó đi vào bộ khử khí 165.

Theo các phương án được ưu tiên cụ thể của quy trình theo sáng chế, như được minh họa trên Fig.11, nước cấp cho nồi hơi đưa vào bộ gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi 167 là nước đã khử khí đi ra từ bộ khử khí 165. Do vậy, theo sơ đồ tổng thể trong Fig.11, nước chưa được khử khí được gia nhiệt sơ bộ trong bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp

169, nước đã được gia nhiệt sơ bộ được khử khí trong bộ khử khí 165 trong đó các chất không ngưng được chưng cất nhờ sử dụng hơi nước được tạo ra trong bộ trao đổi nhiệt khử khí phụ trợ 163, và nước đã khử khí được gia nhiệt dưới áp suất trong bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp cho nồi hơi đã khử khí 167 tới hoặc gần tới nhiệt độ cân bằng hơi/lỏng ở áp suất đang thịnh hành trong phía tiện ích của bộ trao đổi thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ 105. Trong mỗi bước này, nguồn cấp nhiệt là dòng axit phụ trợ chảy ngược dòng một cách hiệu quả với dòng nước qua bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp cho nồi hơi đã khử khí 167, bộ trao đổi nhiệt khử khí phụ trợ 163, và bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp cho nồi hơi chưa được khử khí 169. Nước có áp đi ra từ bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp cho nồi hơi đã khử khí 167 được phân phối vào bộ trao đổi 105 để chuyển hóa thành hơi nước áp suất trung bình bởi sự truyền nhiệt từ chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Năng lượng sẵn có từ chất lỏng quá trình hấp thụ phụ để gia nhiệt sơ bộ cho nước cấp cho nồi hơi chưa khử khí và tạo hơi nước cho quá trình khử khí là đủ cho việc dòng xả từ bộ khử khí có thể tạo ra phân đoạn đáng kể của hơi nước cần thiết cho phản ứng với SO_3 có trong khí của bộ chuyển hóa. Với điều kiện là bộ trao đổi nhiệt khử khí phụ trợ 163 có khả năng truyền nhiệt thỏa đáng, phân đoạn đáng kể của dòng nước tuần hoàn giữa bộ khử khí 165 và bộ trao đổi nhiệt 163 có thể được chuyển hóa thành hơi nước, tạo ra một lưu lượng đáng kể của hơi nước trong khí xả của bộ khử khí. Ví dụ, lưu lượng và nhiệt độ của nước cấp cho nồi hơi chưa khử khí đi vào bộ khử khí, và tốc độ truyền nhiệt từ chất lỏng quá trình hấp thụ phụ sang dòng nước trong bộ trao đổi nhiệt khử khí, có thể được khống chế ở dạng kết hợp mà tạo ít nhất là 0,40mol, tốt hơn là ít nhất là khoảng 0,55 mol, tốt hơn là ít nhất là khoảng 0,60mol, tốt hơn nữa ít nhất là khoảng 0,70mol, tốt nhất là ít nhất là khoảng 0,80mol, hơi nước trong dòng xả của bộ khử khí trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương của dòng khí mang oxit lưu huỳnh.

Năng lượng sẵn có từ axit phụ trợ cũng đủ cho việc nước cấp cho nồi hơi có thể được gia nhiệt sơ bộ tới nhiệt độ quá trình khử khí và được khử khí với các thể tích vượt quá các nhu cầu về nước của nồi hơi thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ chính 105. Do vậy, nước cấp cho nồi hơi đã khử khí có thể được lấy ra khỏi hệ thống được minh họa trên Fig.11 và được phân phối cho một chỗ khác nằm trong hệ thống thiết bị sản xuất, ví dụ cho nồi hơi nhiệt thải để thu hồi năng lượng từ khí quá trình cháy được tạo ra khi đốt nguồn cấp lưu huỳnh để tạo ra SO_2 .

Hơn nữa, sơ đồ quy trình được thể hiện trên Fig.11 có thể được vận hành hoặc là để tối đa hóa hơi nước được tạo ra để phun vào khí mang SO_3 trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và giảm thiểu mức hơi nước phải được đưa vào từ các nguồn khác cho mục đích này, hoặc để tối đa hóa lưu lượng của nước cấp cho nồi hơi nước đã khử khí lấy ra từ hệ thống thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ. Khi một phân đoạn lớn của lượng tải làm nguội axit phụ trợ được phân bổ cho bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí, các phân đoạn tối đa của hơi nước có thể được tạo ra dưới dạng nước phản ứng để phun vào the khí của bộ chuyển hóa phía trước bộ hấp thụ. Khi mức lưu lượng nước đi vào bộ khử khí là tương đối cao so với tốc độ truyền nhiệt trong bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí, thì các lượng tối đa của nước cấp cho nồi hơi đã khử khí có thể được tạo ra để sử dụng trong nồi hơi 105 và/hoặc lấy ra khỏi hệ thống hấp thụ và sử dụng ở một chỗ khác nằm trong hệ thống thiết bị sản xuất. Theo phương án sau, tổ hợp của lưu lượng và nhiệt độ của nước chưa được khử khí đi vào bộ khử khí và tốc độ truyền nhiệt từ dòng axit phụ trợ sang dòng nước trong bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí có thể được khống chế để sao cho tỷ lệ lưu lượng khối giữa nước cấp cho nồi hơi đã khử khí đi ra từ bộ khử khí và trioxit lưu huỳnh tương đương đi vào vùng hấp thụ ít nhất là khoảng 1,0, tốt hơn là ít nhất là khoảng 1,5, tốt hơn nữa là ít nhất là khoảng 2,0, thường là nằm trong khoảng từ 2,0 đến 3,0, nhờ đó cho phép lấy ra đáng kể nước cấp cho nồi hơi đã khử khí cho nồi hơi nhiệt thải khí quá trình cháy SO_2 hoặc nồi hơi nhà máy điện. Tùy thuộc vào các nhu cầu của các hệ thống thiết bị cụ thể mà tại đó quy trình theo sáng chế được tiến hành, bao gồm các bộ phận sản xuất axit sulfuric và các nhà máy sản xuất toàn bộ và các cân bằng năng lượng, tỷ suất nhiệt quá trình hấp thụ thu hồi được từ dòng axit phụ trợ dưới dạng hơi để phun có thể được cân đối một cách thích hợp với tỷ suất nhiệt quá trình hấp thụ được tiêu tốn để khử khí cho nước cấp cho nồi hơi để lấy ra khỏi hệ thống thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ.

Ngay cả khi thu hồi tối đa năng lượng từ chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp ở dạng hơi nước trong dòng xả của bộ khử khí, thì tốt hơn nếu hơi nước có áp suất thấp bổ sung được đưa vào bộ khử khí để đảm bảo việc tẩy một cách thỏa đáng các chất không ngưng ra khỏi nước cấp cho nồi hơi. Nếu mức tạo hơi nước trong bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí là không đủ để tạo ra một lưu lượng đích đã định của hơi nước trong khí xả của bộ khử khí để phun vào dòng khí mang trioxit lưu huỳnh đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, thì hơi nước bổ sung được cung cấp cho bộ khử khí có thể bù đắp cho sự thiếu hụt này, nhờ đó tạo ra ít nhất là 0,40, 0,55, 0,60, 0,70, hoặc 0,80mol hơi nước

trong khí xả của bộ khử khí, và trong vùng phun trộn, trên tổng hàm lượng khí trioxit lưu huỳnh tương đương của khí của bộ chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Hơi nước bổ sung thường được đưa vào ở áp suất ít nhất là khoảng 13,8KPa (2 psi), tốt hơn là ít nhất là khoảng 34,5 KPa (5 psi), thường là nằm trong khoảng từ 55 đến 83 KPa (từ 8 đến 12 psi). Hơi nước bổ sung còn góp phần vào mức hơi nước có thể được cấp trong dòng xả của bộ khử khí để phun vào dòng mang SO_3 trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Hơi nước bổ sung có thể được đưa vào bộ khử khí với một tỷ lệ cố định hoặc, tùy ý, mức cấp hơi nước bổ sung có thể được khống chế để khống chế mức nước phản ứng được phân phối bằng cách phun khí xả của bộ khử khí vào dòng khí mang SO_3 phía trước bộ hấp thụ. Ví dụ, mức đưa hơi nước áp suất thấp vào bộ khử khí có thể được khống chế như được mô tả trong patent Mỹ số 5538707. Theo các phương án được ưu tiên cụ thể của quy trình theo sáng chế, nguồn cấp hơi nước bổ sung thứ nhất được đưa vào bộ khử khí với một tỷ lệ cố định trong khi nguồn cấp hơi nước bổ sung thứ hai được đưa vào dòng xả với tốc độ được khống chế để khống chế tỷ lệ giữa hơi nước theo đương lượng và trioxit lưu huỳnh tương đương trong dòng khí đi vào vùng hấp thụ. Tốt hơn, nếu nguồn cấp bổ sung thứ hai này được đưa vào dòng xả hoặc là nằm trong bộ khử khí hoặc nằm giữa bộ khử khí và đầu phun 121 cho vùng phun hơi nước 127 trên đường ống cấp khí SO_3 129.

Fig.23 minh họa một phương án khác của quy trình được thể hiện trên Fig.11 trong đó năng lượng quá trình hấp thụ SO_3 được sử dụng để tạo hơi nước để sử dụng làm nguồn cấp hơi nước để phun vào dòng khí mang SO_3 phía trước vùng hấp thụ. Như được thể hiện trên Fig.23, chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt-103 đi qua bộ trao đổi nhiệt chính hoặc nồi hơi 105 trong đó nhiệt được truyền từ chất lỏng quá trình hấp thụ sang nước cấp cho nồi hơi để tạo hơi nước áp suất trung bình. Hơi nước có thể được tạo ra ở các áp suất được mô tả trong phần mô tả. Chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt 105 được chia tách để tạo ra dòng chất lỏng quá trình hấp thụ chính mà nó được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 103 và dòng axit phụ trợ (thu hồi nhiệt thứ cấp) chứa chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp và sản phẩm axit sulfuric thực. Theo phương án như được minh họa, dòng axit phụ trợ cuối cùng được chia tách để tạo ra sản phẩm axit thực được chuyển vào thùng axit sản phẩm và chất lỏng còn lại, tức là chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp, được đưa vào vùng hấp thụ thứ cấp 115 để thu hồi SO_3 tồn dư từ dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp 103.

Dòng axit phụ trợ (chất lỏng thu hồi nhiệt thứ cấp) đầu tiên được cho đi qua bộ gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi 167. Bộ gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi 167 bao gồm bộ trao đổi nhiệt gián tiếp trong đó nhiệt được truyền từ dòng phụ trợ sang nước cấp cho nồi hơi, tốt hơn là gia nhiệt cho nước cấp cho nồi hơi dưới áp suất tới nhiệt độ xấp xỉ nhiệt độ cân bằng ở áp suất mà hơi nước được tạo ra trong nồi hơi. Nước cấp cho nồi hơi được gia nhiệt trong bộ trao đổi 167 được phân phối dưới dạng nước cấp có áp vào bộ trao đổi nhiệt chính 105 trong đó hơi nước áp suất trung bình được tạo ra bởi sự truyền nhiệt quá trình hấp thụ SO_3 từ chất lỏng quá trình hấp thụ rời khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Trong quy trình như được minh họa trên Fig.23, axit phụ trợ đi ra từ bộ gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi 167 được dẫn vào bộ gia nhiệt sơ bộ của thùng tách nhanh 180 trong đó nhiệt được truyền từ axit phụ trợ sang dòng nước từ thùng tách nhanh 182. Sự truyền nhiệt trong bộ gia nhiệt sơ bộ của thùng tách nhanh gia nhiệt cho dòng nước dưới áp suất và dòng nước này được đưa trở lại thùng tách nhanh ở đó áp suất được giảm để làm cho một phần đáng kể của dòng nước đã được gia nhiệt bốc hơi và tạo ra hơi nước áp suất thấp. Có lợi, nếu hơi nước áp suất thấp này được dẫn tới đầu phun 121 nằm trên đường ống cấp khí 129 phía trước cửa vào khí của bộ hấp thụ 123. Lưu lượng của hơi nước từ thùng tách nhanh 182 có thể là đủ để tạo ra một phân đoạn lớn của nước phản ứng cần thiết để chuyển hóa SO_3 trong dòng khí thành axit sulfuric.

Theo phương án thể hiện trên Fig.23, nước cấp cho nồi hơi (ví dụ, phần ngưng của tuabin phát điện) đầu tiên được gia nhiệt sơ bộ trong bộ gia nhiệt sơ bộ 169 bởi sự truyền nhiệt từ axit phụ trợ đi ra từ bộ gia nhiệt sơ bộ của thùng tách nhanh 180. Phần ngưng đã được gia nhiệt này tiếp đó tùy ý được đưa vào bộ khử khí 165 và được tách nhanh. Nước phụ thêm bất kỳ cũng có thể được đưa vào bộ khử khí 165 để khử khí. Phần ngưng đã được khử khí tháo ra từ đáy hoặc sát đáy của bộ khử khí và các chất không ngưng được xả ra từ đỉnh của bộ khử khí nằm trong dòng xả của bộ khử khí. Mặc dù không thể hiện trên Fig.23, dòng xả của bộ khử khí có thể được kết hợp với hơi nước áp suất thấp được dẫn từ thùng tách nhanh 182 tới đầu phun 121 trên đường ống cấp khí 129 phía trước cửa vào khí của bộ hấp thụ 123. Phần ngưng đã được khử khí đi ra từ bộ khử khí 165 tiếp đó đi vào bộ gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi 167. Như được minh họa trên Fig.23, một phần của phần ngưng đã được khử khí từ bộ khử khí 165 tùy ý có thể được chuyển vào thùng tách nhanh 182.

Sau khi ra khỏi bộ gia nhiệt sơ bộ 169, axit phụ trợ được chia tách để tạo ra dòng axit sản phẩm thực và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp mà nó có thể

được phân phối vào vùng hấp thụ thứ cấp 115 ở đó nó tiếp xúc với khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp 103 và có tác dụng cả làm nguội dòng khí lẫn hấp thụ SO_3 tồn dư trong đó trước khi khí này ra khỏi hệ thống hấp thụ và hoặc là đưa trở lại công đoạn tiếp theo của bộ chuyển hóa hoặc được xả ra dưới dạng khí thải từ hệ thống thiết bị sản xuất axit kiểu tiếp xúc.

Do vậy, theo sơ đồ tổng thể trong Fig.23, phần ngưng của tuabin phát điện được gia nhiệt sơ bộ trong bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp 169 và tùy ý được khử khí, nước đã được khử khí và gia nhiệt sơ bộ được gia nhiệt dưới áp suất trong bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp cho nồi hơi 167 tới hoặc gần tới nhiệt độ cân bằng hơi/lỏng ở áp suất đang thịnh hành trong phía tiện ích của bộ trao đổi thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ 105 và nước thể lỏng từ thùng tách nhanh 182 được gia nhiệt dưới áp suất trong bộ gia nhiệt sơ bộ của thùng tách nhanh 180. Trong mỗi bước này, nguồn cấp nhiệt là dòng axit phụ trợ. Nước có áp đi ra từ bộ gia nhiệt nước cấp cho nồi hơi 167 được phân phối vào bộ trao đổi 105 để chuyển hóa hơi nước áp suất trung bình bởi sự truyền nhiệt từ chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Năng lượng sẵn có từ chất lỏng quá trình hấp thụ phụ để gia nhiệt sơ bộ cho nước cấp cho nồi hơi và tạo hơi nước là đủ cho việc thùng tách nhanh có thể tạo ra phân đoạn đáng kể của hơi nước cần thiết cho phản ứng với SO_3 có trong khí của bộ chuyển hóa. Nếu cần, hơi nước có áp suất thấp bổ sung có thể được đưa vào để tạo ra lưu lượng đích đã định của hơi nước để phun vào dòng khí mang trioxit lưu huỳnh đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Fig.6 minh họa hệ thống để phun hơi nước vào dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 phía trước hệ thống hấp thụ. Được minh dưới dạng sơ đồ trong hình vẽ này là tháp thu hồi nhiệt 101, vùng hấp thụ sơ cấp 103 và đường ống cấp khí quá trình chuyển hóa SO_3 129. Hơi nước ở áp suất khí quyển được cấp vào vùng phun hơi nước 127 từ nguồn cấp 139 (ví dụ, bộ trao đổi nhiệt thứ nhất 131 trong Fig.10) qua đầu phun được bọc polytetrafloetylen 141 nằm đồng trục thẳng hàng trong miệng phun dẫn 143 và được đỡ trên mặt bích 145 được gắn chặt với mặt bích 147 trên miệng phun dẫn. Miệng phun dẫn này nằm ở khuỷu 149 trên ống dẫn 129. Việc trộn hơi nước và khí quá trình chuyển hóa được xúc tiến bởi các tấm chắn 151 nằm trên thành trong của ống dẫn 129 nằm sau đầu phun theo hướng dòng khí. Tốt hơn là, việc trộn là đủ để ngăn ngừa các gradien thành phần và nhiệt độ cục bộ có thể tạo nên các đốm lạnh nơi mà axit sulfuric có thể ngưng tụ. Các tấm chắn 151 hoặc các vấu trộn tĩnh và ống dẫn 129 được tạo cấu trúc thích hợp, ví dụ, như được mô tả trong Patent Mỹ số 4,929,088 và có thể được tạo

lớp phủ chống ăn mòn. Trụ đỡ 153 đỡ ống dẫn 129 nhưng được ngăn cách nhiệt với nó để tránh việc tạo ra đốm lạnh mà ở đó axit sulfuric có thể ngưng tụ. Trụ đỡ này nằm sau khuỷu thứ hai 155, ở gót của khuỷu này là phần hốc 157 để thu gom các tích tụ bất kỳ của phần ngưng axit. Gạch hoặc gạch lát chịu axit 159 lát ở đáy của phần hốc được đặt nghiêng để tạo ra vết lõm nối thông với van tháo 161 mà qua đó phần ngưng axit có thể được tháo ra một cách định kỳ qua bẫy hoặc nút bịt có thể được nối với van này.

Theo một phương án khác của sáng chế, quy trình thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ SO_3 được vận hành trong hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc sẵn có bao gồm bộ hấp thụ liên dẫn, và nó đã được trang bị bổ sung các bộ phận khác để tạo ra vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được tạo ra bằng cách lắp đặt một bộ hấp thụ mới có tỷ lệ kích thước và được tạo cấu trúc để vận hành ở nhiệt độ cao để tạo ra axit quá trình hấp thụ nhiệt độ cao mà từ nó nhiệt được truyền trong bộ trao đổi nhiệt mới bởi sự truyền nhiệt sang một lưu chất khác, nhờ đó gia nhiệt cho một lưu chất khác tới nhiệt độ lớn hơn khoảng 150°C . Khi muốn tạo ra một vùng hấp thụ thứ cấp như được minh họa, ví dụ, trong các Fig.2, Fig.3 hoặc các hình vẽ từ Fig.9 tới Fig.11, bộ hấp thụ liên dẫn sẵn có có thể được làm thích ứng để bao gồm vùng hấp thụ thứ cấp.

Tuy nhiên, điều đã phát hiện ra là tốt hơn nếu tháp liên dẫn không được vận hành với tỷ lệ lưu lượng khối giữa chất lỏng quá trình hấp thụ và khí mà chúng thường đã được thiết kế từ đầu. Khi tháp liên dẫn đã được thiết kế để thu hồi SO_3 từ dòng khí thường chứa từ 7 đến 12% thể tích SO_3 , thì nó thường được tạo kích cỡ và được tạo cấu trúc để vận hành với tỷ lệ lưu lượng khối giữa chất lỏng và khí là nằm trong khoảng từ 6 đến 10. Tuy nhiên, theo sáng chế, điều đã phát hiện ra là việc vận hành vùng hấp thụ thứ cấp nằm trong khoảng L/G như vậy, và nhiệt độ được mô tả ở trên, trong một số trường hợp, dẫn đến sự tạo sương mù quá mức, nghiêm trọng. Tuy nhiên, điều ngạc nhiên là đã được phát hiện tiếp theo là vấn đề tạo sương mù trong vùng hấp thụ thứ cấp được vận hành trong một tháp liên dẫn hiện có có thể được giải quyết triệt để bằng cách vận hành với L/G hoặc là thấp hơn hẳn, hoặc là cao hơn hẳn so với, L/G mà tháp liên dẫn đã được thiết kế, tạo kích cỡ và tạo cấu trúc từ đầu. Mặc dù không muốn ràng buộc với lý thuyết cụ thể, song điều tin chắc là việc vận hành với L/G tương đối thấp nằm trong khoảng từ 1,0 đến 7,0 cho phép dòng khí đi qua vùng hấp thụ thứ cấp ở nhiệt độ tương đối cao, tránh việc làm nguội đột ngột và sự tạo sương mù toàn phần phải chịu đựng với L/G mà tháp đã được thiết kế từ đầu. Mặt khác, việc vận hành với L/G tương đối cao nằm trong khoảng từ 14 đến 18, mặc dù không nhất thiết phải tránh

tác dụng làm nguội đột ngột, tạo ra một lưu lượng chất lỏng lớn loại trừ sương mù khi nó được tạo ra và bắt giữ sương mù axit trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp trước khi dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp. Mặc dù các giải thích này có thể được dự liệu khi áp dụng thực tế, song điều tin chắc là không có cơ sở để chỉ báo rằng các vấn đề tạo sương mù sẽ là bất lợi do chúng thường là ở L/G thiết kế cho tháp liên dẫn, và thậm chí là ít có cơ sở để chỉ báo việc L/G cao hơn hoặc L/G thấp hơn, hoặc cả hai, có khả năng đưa ra các giải pháp đáng kể cho vấn đề này.

Sáng chế tiếp theo đề cập đến phương pháp trang bị bổ sung các bộ phận khác cho hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc sẵn có bao gồm bộ hấp thụ liên dẫn sẵn có để thu hồi ở nhiệt độ cao nhiệt của quá trình hấp thụ SO_3 trong axit sulfuric. Theo phương pháp này, một bộ hấp thụ mới được lắp đặt để tiếp nhận khí của bộ chuyển hóa chứa trioxit lưu huỳnh. Bộ hấp thụ mới này bao gồm vùng hấp thụ sơ cấp được thiết kế để hấp thụ ở nhiệt độ cao SO_3 trong chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric để tạo ra axit sulfuric bổ sung trong nó. Bộ hấp thụ mới này được lắp đặt và được tạo kích cỡ để vận hành ở nhiệt độ cao và để tạo ra axit quá trình hấp thụ nhiệt độ cao.

Phương pháp trang bị bổ sung này còn bao gồm việc lắp đặt bộ trao đổi nhiệt ở nhiệt độ cao được thiết kế để truyền nhiệt của quá trình hấp thụ SO_3 từ chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp sang một lưu chất khác, và nhờ đó gia nhiệt cho một lưu chất khác tới nhiệt độ ít nhất là 150°C . Tốt hơn là, bộ trao đổi nhiệt ở nhiệt độ cao bao gồm nồi hơi thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ trong đó hơi nước được tạo ra ở áp suất ít nhất là khoảng 0,4MPa (4 bar). Bộ phận được đề xuất để tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp giữa vùng hấp thụ sơ cấp của bộ hấp thụ mới này và bộ trao đổi nhiệt ở nhiệt độ cao. Bộ phận tuần hoàn như vậy bao gồm bơm axit thể tích lớn thường là có khả năng đủ để tạo ra lưu lượng khối của chất lỏng quá trình hấp thụ ít nhất là $3770 \text{ lb}/\text{phút}^2\text{-giờ}$ ($18440 \text{ kg}/\text{m}^2\text{-giờ}$) trong bộ hấp thụ mới này, ống dẫn dòng axit nối từ cửa ra axit của bộ hấp thụ mới này tới cửa vào của bộ trao đổi nhiệt mới và ống dẫn dòng axit nối từ đầu ra của bộ trao đổi nhiệt tới cửa vào của quá trình hấp thụ sơ cấp của bộ hấp thụ mới này.

Ống dẫn dòng khí được lắp đặt để dẫn dòng khí đi ra từ bộ hấp thụ nhiệt độ cao mới tới cửa vào của bộ hấp thụ liên dẫn sẵn có. Ống dẫn khí đã có từ trước để cấp khí mang SO_3 của bộ chuyển hóa vào tháp liên dẫn được dẫn hướng vào bộ hấp thụ mới, cùng với các sửa đổi bất kỳ về kết cấu ống dẫn là cần thiết cho mục đích của sáng chế.

Bộ phận cũng được đề xuất để tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp qua bộ hấp thụ liên dẫn sẵn có trong đó SO_3 tồn dư có thể được loại bỏ ra khỏi dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp bằng cách chuyển vào chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp. Có lợi, nếu, chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ có thể được chia tách để tạo ra chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp mà nó được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ sơ cấp và chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp được phân phối vào đỉnh của tháp liên dẫn sẵn có. Theo các phương án như vậy, bộ phận để tuần hoàn trên tháp liên dẫn do vậy bao gồm ống dẫn được lắp đặt để dẫn chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp từ điểm chia tách vào đỉnh của tháp liên dẫn kết hợp với bơm được lắp đặt để tuần hoàn axit quá trình hấp thụ giữa bộ hấp thụ mới và bộ trao đổi nhiệt mới để thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ.

Bộ phận để tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp được tạo kích cỡ và/hoặc được trang bị các công cụ khống chế để sao cho tỷ lệ lưu lượng khối giữa chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp và khí trong vùng hấp thụ thứ cấp là nằm trong khoảng từ 1,0 đến 7,0 hoặc nằm trong khoảng từ 14 đến 18.

Theo một phương án khác của sáng chế, điều đã phát hiện ra là các mức cao hơn nữa của quá trình tạo hơi nước áp suất trung bình có thể được thực hiện khi hệ thống hấp thụ được vận hành với dòng khí bộ chuyển hóa đầu vào chứa các nồng độ của trioxit lưu huỳnh, ví dụ nằm trong khoảng từ 11% đến 13% thể tích. Các mức oxit lưu huỳnh cao như vậy có thể được thực hiện bởi quá trình chuyển hóa SO_2 đã tạo ra trong các thiết bị luyện kim, hoặc trong các quá trình vận hành với tỷ lệ phần trăm thấp của không khí dư. Do sự mất nhiệt cảm biến thấp đối với các chất không ngưng trong dòng khí, nên hơi nước áp suất trung bình có thể được tạo ra ở áp suất ít nhất là 0,4MPa (4 bar) với lượng ít nhất là khoảng 0,50 tấn trên một tấn axit sulfuric được tạo ra từ SO_3 đi vào vùng hấp thụ. Khi nồng độ khí nằm trong khoảng cao được ưu tiên đã nêu trên, và lớn hơn 70% nhu cầu nước phản ứng cần thiết được phun dưới dạng hơi nước vào dòng khí của bộ chuyển hóa nằm trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, hơi nước ở 0,4MPa hoặc lớn hơn có thể được tạo ra với lượng ít nhất là khoảng 0,55 tấn trên một tấn sản phẩm axit sulfuric thực. Khi lớn hơn 80% nước phản ứng được phun dưới dạng hơi nằm trước bộ hấp thụ thu hồi nhiệt, hơi nước ở áp suất lớn hơn hoặc bằng 0,4MPa có thể được tạo ra với lượng ít nhất là khoảng 0,60, tốt hơn nữa là ít nhất là khoảng 0,65, và đặc biệt tốt là ít nhất là khoảng 0,70 tấn/tấn sản phẩm axit sulfuric thực. Nói chung, hơi nước có thể được tạo ra với lượng nằm trong khoảng từ 0,4 đến 0,9 tấn trên một tấn sản phẩm axit sulfuric thực.

Quá trình vận hành với nồng độ khí cao có thể đặc biệt có lợi khi hệ thống thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ có chức năng làm bộ hấp thụ liên dẫn cho hệ thống thiết bị sản xuất axit kiểu tiếp xúc liên dẫn. Cả nồng độ khí cao lẫn không khí dư thấp đều dẫn tới việc hàm lượng SO_2 tồn dư cao hơn một chút trong dòng khí đi ra từ bộ chuyển hóa và đi qua hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt. Tuy nhiên, khi khí được đưa trở lại công đoạn chuyển hóa tiếp theo và tiếp đó vào bộ hấp thụ cuối, tổn thất thực về hiệu suất axit sulfuric cuối cùng trở nên không đáng kể thậm chí là bằng không.

Các phương án khác nhau của sáng chế, như được mô tả ở trên, có thể có lợi, nếu được thực hiện trong thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc liên dẫn trong đó bộ hấp thụ thu hồi nhiệt có chức năng làm bộ hấp thụ liên dẫn, hoặc là cùng với hoặc không cùng với vùng hấp thụ thứ cấp như được lấy làm ví dụ trong các Fig.2, Fig.3 và/hoặc các hình vẽ từ Fig.9 tới Fig.11. Tuy nhiên, cần phải hiểu rằng hệ thống thu hồi nhiệt này cũng có thể được thực hiện trong hệ thống thiết bị sản xuất axit kiểu một chiều trong đó hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt dùng làm hệ thống hấp thụ duy nhất. Trong trường hợp sau, một phương án khác là dẫn hướng dòng khí đi ra từ bộ hấp thụ thu hồi nhiệt vào giai đoạn ngưng tụ trong đó gần như 100% của axit pha hơi và nước tồn dư và SO_3 được ngưng tụ dưới dạng axit sulfuric đặc. Theo các phương án này, bề mặt truyền nhiệt làm ngưng tụ có thể được làm bằng các vật liệu đã biết trong lĩnh vực kỹ thuật này cho việc ngưng tụ axit sulfuric đặc.

Ví dụ thực hiện sáng chế

Các ví dụ dưới đây minh họa quy trình theo sáng chế.

Ví dụ 1

Trong quy trình như được minh họa trên Fig.2, dòng khí quá trình chuyển hóa SO_3 khô ở nhiệt độ 165°C , với lưu lượng 50 mét khối trên giây (106000 phút khối trên phút), và chứa 11,6% mol SO_3 , 0,6% mol SO_2 , 4,2% mol O_2 , và 83,6% mol N_2 được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt gián tiếp để thu hồi nhiệt của phản ứng của SO_2 và SO_3 bằng cách chuyển vào hơi nước quá nhiệt. Dòng khí SO_3 đi ra từ bộ quá nhiệt hơi nước ở nhiệt độ 165°C được phân phối ở áp suất tuyệt đối khoảng 0,2 MPa (18 psi) vào vùng phun hơi nước 127 như được thể hiện trên Fig.2. Trong vùng phun 127, hơi nước ở áp suất ít nhất là khoảng 0,1 MPa (1 ba) lớn hơn áp suất trong đường dẫn khí được phun vào trong dòng khí với mức 4,3Kg/giây (570 pao/phút), đủ để thiết lập tỷ lệ mol giữa hơi nước theo đương lượng và SO_3 tương đương trong dòng khí là nằm trong khoảng từ

0,95 đến 1,0. Trong vùng phun hơi nước, nhiệt pha hơi của phản ứng của SO_3 và hơi nước làm tăng nhiệt độ của dòng khí lên 312°C .

Khí quá trình chuyển hóa được đưa vào tháp thu hồi nhiệt 101 trong Fig.2 qua cửa vào khí 123 nằm dưới vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp 103. Khí đi lên qua vùng hấp thụ ngược dòng với axit quá trình hấp thụ sơ cấp được tạo ra bởi việc trộn hợp phân đoạn axit quá trình hấp thụ sơ cấp được tái tuần hoàn từ bộ trao đổi nhiệt 105 cùng với axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi xuống từ cửa ra axit của vùng hấp thụ thứ cấp 115. Axit quá trình hấp thụ được tái tuần hoàn có nồng độ 99,5% và nhiệt độ 200°C được đưa trở lại vùng hấp thụ sơ cấp 103 nằm trong tháp 101 qua cửa quay vòng axit 113 với lưu lượng khoảng 560kg/giây (74000 pao/phút) trong khi axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi xuống từ cửa ra axit của vùng hấp thụ thứ cấp với lưu lượng khoảng 48,5Kg/giây (6400 pao/phút) và nhiệt độ khoảng 190°C . Khi axit quá trình hấp thụ sơ cấp đi xuống qua vùng hấp thụ 103, axit sulfuric ngưng tụ từ pha khí thành pha lỏng và SO_3 được hấp thụ từ pha khí sang pha lỏng ở đó nó phản ứng với nước để tạo ra axit sulfuric bổ sung. Axit quá trình hấp thụ sơ cấp ra khỏi vùng hấp thụ và được rút ra khỏi tháp qua cửa ra axit 109 ở nhiệt độ 232°C và với lưu lượng khoảng 630kg/giây (83000 pao/phút). Do hơi nước được đưa vào khí quá trình chuyển hóa với lưu lượng đủ để tỷ lệ mol giữa hơi nước theo đương lượng và SO_3 tương đương trong khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ bằng khoảng 1,0, nên nồng độ axit duy trì ở mức 99,5% trong toàn bộ tháp và trong axit quá trình hấp thụ nóng ra khỏi tháp qua đường thoát 109.

Axit thao từ đầu ra của tháp 109 được tuần hoàn qua hệ thống thu hồi nhiệt nổi hơi 105 ở đó nhiệt được truyền từ axit để tạo hơi nước có áp suất nằm trong khoảng 0,9-1 MPa (9-10 bar) với lưu lượng 0,6 tấn hơi nước trên một tấn axit thực được tạo ra bởi sự ngưng tụ của axit sulfuric và quá trình hấp thụ SO_3 trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 103. Ngoại trừ một dòng phụ loại bỏ axit sulfuric thực được tạo ra trong quá trình hấp thụ, axit đi ra từ bộ trao đổi nhiệt 105 được đưa trở lại vùng hấp thụ sơ cấp qua cửa quay vòng 113. Sản phẩm axit thực là khoảng 25Kg/giây (2100 pao/phút).

Axit quá trình hấp thụ thứ cấp được đưa vào vùng hấp thụ thứ cấp 115 nằm trong tháp thu hồi nhiệt 101 qua cửa vào 117 ở nhiệt độ 60°C , với lưu lượng khoảng 48,5Kg/giây (6400 pao/phút) và nồng độ 98,5%. Khí đã làm nghèo đi ra từ đỉnh của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp 103 đi lên qua vùng hấp thụ thứ cấp 115 ngược dòng với axit quá trình hấp thụ thứ cấp, nhờ đó SO_3 tồn dư và H_2SO_4 được chuyển từ dòng khí vào axit quá trình hấp thụ thứ cấp. Dòng khí đi ra từ đỉnh của vùng hấp thụ qua các

bộ khử sương mù 119 và khí đi ra ở nhiệt độ 70°C và với lưu lượng khoảng 44,3 mét khối danh định trên giây (94000 SCFM). Dòng khí ra khô chứa khoảng 0,001% mol SO_3 , 0,6% SO_2 , 4,2% mol oxy, và 95,2% mol nitơ.

Ví dụ 2

Trong quy trình như được minh họa trên Fig.3, quá trình vận hành là tương tự như quá trình vận hành ở Ví dụ 1 chỉ khác là vùng hấp thụ sơ cấp được vận hành với L/G cao hơn và có nhiệt độ phía axit thấp hơn tương ứng tăng khi qua vùng hấp thụ sơ cấp và nhiệt độ phía axit thấp hơn giảm khi qua bộ trao đổi nhiệt 105. Axit quá trình hấp thụ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt axit quá trình hấp thụ chính 105 được chia tách thành dòng axit quá trình hấp thụ sơ cấp mà nó được đưa trở lại vùng hấp thụ sơ cấp qua cửa quay vòng axit 113, dòng sản phẩm axit thực, và dòng axit quá trình hấp thụ thứ cấp được làm nguội xuống 60°C trong bộ trao đổi nhiệt axit phụ trợ 131. Theo cách khác, dòng axit đi ra từ bộ trao đổi nhiệt 105 được chia tách thành dòng axit quá trình hấp thụ sơ cấp và dòng axit phụ trợ mà nó đi qua bộ trao đổi nhiệt 131 và sau đó được chia tách thành dòng sản phẩm thực và dòng axit thứ cấp được đưa trở lại vùng hấp thụ thứ cấp 115.

Theo phương án trong Fig.3, axit quá trình hấp thụ được tái tuần hoàn đi vào vùng hấp thụ sơ cấp với nhiệt độ khoảng 200°C và lưu lượng 710kg/giây (94000 pao/phút) ở đó nó trộn với khoảng 48,5 Kg/giây (6400 pao/phút) axit đi ra từ đáy của vùng hấp thụ thứ cấp 115. Axit quá trình hấp thụ được tháo từ đáy của vùng hấp thụ sơ cấp với lưu lượng khoảng 790kg/giây (104000 pao/phút) và ở nhiệt độ 226°C , và sản phẩm axit sulfuric thực duy trì ở mức khoảng 13,5 Kg/giây (1800 pao/phút). Như ở Ví dụ 1, nồng độ axit là 99,5% trong toàn bộ vùng hấp thụ sơ cấp. Nhiệt độ, lưu lượng và thành phần phía khí là như ở Ví dụ 1, giống như nhiệt độ, lưu lượng và thành phần axit thứ cấp.

Quá trình vận hành với L/G cao hơn thể hiện trên Fig.3 cho phép tăng cường sự chuyển khối trong vùng hấp thụ sơ cấp, và có khả năng ăn mòn thấp trong giá trị giới hạn ở đáy của tháp thu hồi nhiệt và trong bộ trao đổi nhiệt 105.

Ví dụ 3

Trong quy trình được thể hiện trên Fig.9, dòng SO_2 ướt từ thiết bị chứa axit đã sử dụng chứa oxy dư được cho đi qua tầng chất xúc tác để chuyển hóa SO_2 thành SO_3 . Hơi nước bổ sung được đưa vào dòng khí trong vùng phun hơi nước 227 để tạo ra dòng khí đi vào tháp thu hồi nhiệt 101 ở cửa vào 123 và đi vào vùng hấp thụ sơ cấp 103 ở

nhiệt độ 315°C . Khi được đưa vào vùng hấp thụ sau khi phun hơi nước, lưu lượng khí quá trình chuyển hóa ở mức 103Kg mol/giây (13623 pao mol/giờ) và chứa $0,4\%$ thể tích SO_2 , $5,4\%$ thể tích SO_3 , $2,3\%$ thể tích oxy, $72,7\%$ thể tích nitơ, $5,6\%$ thể tích hơi nước, 11% thể tích CO_2 và $2,5\%$ thể tích H_2SO_4 . Axit quá trình hấp thụ rời khỏi vùng hấp thụ sơ cấp với nồng độ $99,5\%$, lưu lượng 107Kg mol/giây (14100 pao mol/giờ) và nhiệt độ 204°C . Sau khi đi qua bộ trao đổi nhiệt 105, dòng axit được chia tách để tạo ra dòng axit tái tuần hoàn mà nó được đưa trở lại vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 103 và dòng phụ trợ chứa axit quá trình hấp thụ thứ cấp. Dòng phụ trợ được pha loãng bằng nước trong vùng pha loãng 135 để làm giảm nồng độ axit xuống $99,2\%$. Axit đã được pha loãng này được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt gián tiếp 131 ở đó nhiệt được truyền từ dòng axit để tạo hơi nước ở áp suất cao hơn áp suất khí quyển một chút để phun vào dòng khí quá trình chuyển hóa trong vùng phun hơi nước 127 nằm trong đường ống cấp khí 129. Axit đi ra từ bộ trao đổi nhiệt 131 đi qua bộ trao đổi nhiệt phụ thứ hai 133 ở đó nó được làm nguội tiếp, ví dụ, bởi sự truyền nhiệt sang nước cấp cho nồi hơi. Sau đó, dòng axit được chia tách để tạo ra phân đoạn sản phẩm thực mà nó được rút ra khỏi hệ thống hấp thụ với lưu lượng $8,4\text{Kg mol/giây}$ (1113 pao mol/giờ), nồng độ $99,2\%$, và nhiệt độ 71°C . Phân đoạn axit còn lại với cùng nhiệt độ và nồng độ chứa axit quá trình hấp thụ thứ cấp mà nó được tái tuần hoàn với lưu lượng $98,4\text{Kg mol/giây}$ (13000 pao mol/giờ) vào cửa vào axit.

Hơi nước có áp suất $0,9\text{ MPa}$ (9 ba) được tạo ra trong bộ trao đổi nhiệt 105 với lưu lượng $0,45$ tấn/ trên một tấn axit sulfuric thực được tạo ra trong hệ thống hấp thụ.

Khí đã làm nghèo đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp đi qua các bộ khử sương mù 119 và rời khỏi hệ thống hấp thụ với lưu lượng 89Kg mol/giây (11770 pao mol/giờ) và nhiệt độ 70°C . Khí đã làm nghèo gồm $0,5\%$ thể tích SO_2 , $12,7\%$ thể tích CO_2 , $2,7\%$ thể tích oxy và $84,1\%$ thể tích nitơ.

Ví dụ 4

Trong quy trình được thể hiện trên Fig.10, dòng SO_2 ướt từ thiết bị đốt lưu huỳnh chứa oxy dư được cho đi qua tầng chất xúc tác để chuyển hóa SO_2 thành SO_3 . Hơi nước bổ sung được đưa vào dòng khí trong vùng phun hơi nước 127 để tạo ra dòng khí đi vào tháp thu hồi nhiệt 101 ở cửa vào 123 và đi vào vùng hấp thụ sơ cấp 103 ở nhiệt độ 293°C . Khi được đưa vào vùng hấp thụ, khí này gồm $0,2\%$ thể tích SO_2 , $4,3\%$ thể tích SO_3 , 9% thể tích oxy, $79,2\%$ thể tích nitơ, $3,7\%$ thể tích hơi nước, và $3,5\%$ thể tích H_2SO_4 . Dòng khí đi lên qua vùng hấp thụ sơ cấp 103 ngược dòng với axit quá trình

hấp thụ sơ cấp được tạo ra ở phía trên của vùng này bởi việc trộn hợp axit được tái tuần hoàn từ bộ trao đổi nhiệt axit quá trình hấp thụ 105 và axit quá trình hấp thụ thứ cấp đi xuống từ cửa ra axit của vùng hấp thụ thứ cấp 115. Nồng độ axit trong toàn bộ vùng hấp thụ sơ cấp là 99,5%. Axit quá trình hấp thụ sơ cấp nóng đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được tháo từ đáy của tháp 101 qua cửa ra axit 109 để tuần hoàn qua bộ trao đổi nhiệt 105.

Axit đi ra từ bộ trao đổi nhiệt 105 được chia tách thành phân đoạn tái tuần hoàn mà nó được đưa trở lại tháp qua cửa quay vòng axit 113 và phân đoạn phụ trợ lần lượt đi qua hai bộ trao đổi nhiệt phụ 131 và 133. Trong bộ pha loãng 137 nằm sau bộ trao đổi 133 và phía trước cửa vào tháp cho axit quá trình hấp thụ 117 theo hướng dòng axit quá trình hấp thụ thứ cấp, nước được bổ sung để hạ thấp nồng độ của axit đi vào vùng hấp thụ thứ cấp từ 99,5% xuống 99,2%. Nhiệt của quá trình pha loãng làm tăng nhiệt độ của axit thứ cấp lên 71°C. Nằm giữa vùng pha loãng và cửa vào tháp 117, dòng axit sulfuric chứa sản phẩm axit sulfuric thực được lấy ra với lưu lượng 7Kg mol/giây (920 pao mol/giờ, để lại dòng axit quá trình hấp thụ thứ cấp với lưu lượng 14,8Kg mol/giây (1960 pao mol trên giờ) vào vùng hấp thụ thứ cấp.

Trong bộ trao đổi nhiệt 105, hơi nước có áp suất 0,4MPa (4 bar) được tạo ra với lưu lượng 0,86 tấn/cho một tấn sản phẩm axit sulfuric thực.

Khí đã làm nghèo khí đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp đi qua các bộ khử sương mù 119 và rời khỏi hệ thống hấp thụ với lưu lượng 78,2Kg mol/giây (10330 pao mol/giờ) và nhiệt độ 71,1°C. Khí đã làm nghèo này gồm 0,2% thể tích SO₂, 10,2% thể tích oxy và 89,6% thể tích nitơ.

Ví dụ 5

Các mô phỏng được tiến hành với quy trình như được minh họa trên Fig.8. Sau khi phun hơi nước, khí quá trình chuyển hóa SO₃ được đưa vào hệ thống có cùng thành phần như khí quy trình luyện kim được mô tả ở Ví dụ 3. Có thể thấy rằng quy trình ở ví dụ này là tương tự về một vài khía cạnh như quy trình được thể hiện trên Fig.3 chỉ khác là bao gồm duy nhất vùng hấp thụ đơn, tức là duy nhất vùng hấp thụ thu hồi nhiệt và không có vùng hấp thụ thứ cấp. Các mô phỏng tách biệt được tiến hành cho các quy trình trong đó vùng hấp thụ chứa một, hai hoặc ba giai đoạn cân bằng hơi/lỏng.

Trong mỗi trường hợp, khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt kiểu dòng ngược 203 có cùng thành phần, nhiệt độ và lưu lượng như ở Ví 3. Trong mỗi trường hợp, axit quá trình hấp thụ tuần hoàn đi ra từ vùng hấp thụ thu hồi

nhệt với nồng độ 99% và sau đó đầu tiên được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt 205 ở đó axit được làm nguội xuống 183°C và hơi nước có thể được tạo ra ở áp suất trung bình. Axit đi qua bộ trao đổi 205 sau đó được chia tách để tạo ra dòng tuần hoàn và dòng sản phẩm thực. Sản phẩm thực là 1086 pao mol/giờ ở nhiệt độ 183°C.

Dòng axit tuần hoàn được chuyển với lưu lượng 13000 pao mol/giờ qua bộ trao đổi nhiệt phụ 231 ở đó axit được làm nguội xuống 60°C và sau đó được đưa trở lại vào đỉnh của tháp phía trên vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 203. Do toàn bộ dòng axit tuần hoàn được đưa trở lại đỉnh của tháp, nên không cần có vùng hấp thụ thứ cấp. Thành phần của dòng khí đi ra từ mỗi giai đoạn cân bằng cho mỗi trường hợp được nêu trong Bảng 3. Bảng 3A thể hiện sự mô phỏng giai đoạn hấp thụ cân bằng đơn, Bảng 3B thể hiện sự mô phỏng hệ thống gồm hai giai đoạn hấp thụ cân bằng, Bảng 3C thể hiện sự mô phỏng hệ thống gồm ba giai đoạn hấp thụ cân bằng trong cột đơn, và Bảng 3D thể hiện sự mô phỏng hệ thống gồm bốn giai đoạn cân bằng trong cột đơn.

Bảng 3A

Khí/Hơi	Thành phần khí đi vào Giai đoạn 1 của quá trình hấp thụ	Nhiệt độ và thành phần khí đi ra				
		Giai đoạn 1	Giai đoạn 2	Giai đoạn 3	Giai đoạn 4	Các bộ khử sương mù
SO ₂	0,42Kg mol/giây (55,7 pao-mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (55,6 pao-mol/giờ)				0,42Kg mol/giây (55,6 pao-mol/giờ)
SO ₃	5,6 (742,3)	0,11 (15)				0,11 (15)
O ₂	2,37 (312,8)					2,37 (312,8)
CO ₂						11,3 (1499,7)
N ₂	75 (9901)					75 (9901)
H ₂ O	0,6 (768)	0,11 (14,6)				0,11 (14,6)
H ₂ SO ₄	2,6 (343,5)	0,32 (43,4)				0,32 (43,4)
Tổng cộng	103 (13,623,4)					89,6 (11,842)
Nhiệt độ	315°C (600 °F)	183 °C (362 °F)				183 °C (362 °F)
Sương mù						
SO ₃		4,5 g/Nm ³				
H ₂ SO ₄		16				
Axit được tạo ra						
Nồng độ		99%				
Thể tích		99,3 Kg mol/giây (13128,7 pao-				

		mol/giờ)				
Nhiệt độ		183 °C (362°F)				

Bảng 3B

Khí/Hơi	Thành phần khí đi vào Giai đoạn 1 của quá trình hấp thụ	Nhiệt độ và thành phần khí đi ra				
		Giai đoạn 1	Giai đoạn 2	Giai đoạn 3	Giai đoạn 4	Các bộ khử sương mù
SO ₂	0,42Kg mol/giây (55,7 pao-mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (55,9 pao-mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (55,6 pao-mol/giờ)			0,42Kg mol/giây (55,6 pao-mol/giờ)
SO ₃	5,6 (742,3)	0,3 (39)	0,0001 (0,0125)			0,0001 (0,0125)
O ₂	2,37 (312,8)					2,37 (312,8)
CO ₂						11,3 (1499,7)
N ₂	75 (9901)					75 (9901)
H ₂ O	0,6 (768)	0,24 (32,1)	0,0006 (0,085)			0,0006 (0,085)
H ₂ SO ₄	2,6 (343,5)	0,72 (96)	0,0001 (0,0137)			0,0001 (0,137)
Tổng cộng	103 (13,623,4)					89 (11,769)
Nhiệt độ	315°C 600 °F	201 °C 394 °F	90°C 194 °F			90°C (194 °F)
Sương mù						
SO ₃		1,17 g/Nm ³	3,8mg/Nm ₃			
H ₂ SO ₄		35,2	51			
Axit được tạo ra						
Nồng độ			99%			
Thể tích			106,8Kg mol/giây (14113,2 pao-mol/giờ)			
Nhiệt độ			201 °C (394 °F)			

Bảng 3C

Khí/Hơi	Thành phần khí đi vào Giai đoạn 1 của quá trình hấp thụ	Nhiệt độ và thành phần khí đi ra				

		Giai đoạn 1	Giai đoạn 2	Giai đoạn 3	Giai đoạn 4	Các bộ khử sương mù
SO ₂	0,42Kg mol/giây (55,7 pao-mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (55,9 pao- mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (56,1 pao- mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (55,7 pao- mol/giờ)		0,42Kg mol/giây (55,6 pao-mol/giờ)
SO ₃	5,6 (742,3)	0,34 (45,5)	0,00017 (0,022)	0,000006 (0,00075)		0,000006 (0,00075)
O ₂	2,37 (312,8)					2,37 (312,8)
CO ₂						11,3 (1499,7)
N ₂	75 (9901)					75 (9901)
H ₂ O	0,6 (768)	0,28 (36,7)	0,0001 (0,0122)	0,0001 (0,0166)		0,0001 (0,0166)
H ₂ SO ₄	2,6 (343,5)	0,83 (109,6)	0,0016 (0,217)	0,0001 (0,016)		0,0158
Tổng cộng	103 (13,623,4)					89 (11,769)
Nhiệt độ	315°C (600 °F)	204 °C (400 °F)	95,9 °C (204,6 °F)	65,5°C (150 °F)		65,5°C (150 °F)
Sương mù						
SO ₃		13,6mg/ Nm ³	6,8mg/N m ³	0,23mg/N m ³		
H ₂ SO ₄		40,1	81	5,9		
Axit được tạo ra						
Nồng độ				99%		
Thể tích				106,8Kg mol/giây (14113,5 pao- mol/giờ)		
Nhiệt độ				204 °C (400 °F)		

Bảng 3D

Khí/Hơi	Thành phần khí đi vào Giai đoạn 1 của quá trình hấp thụ	Nhiệt độ và thành phần khí đi ra				
		Giai đoạn 1	Giai đoạn 2	Giai đoạn 3	Giai đoạn 4	Các bộ khử sương mù
SO ₂	0,42Kg mol/giây (55,7 pao- mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (55,9 pao- mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (56,1 pao- mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (56,1 pao- mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (55,7 pao- mol/giờ)	0,42Kg mol/giây (55,6 pao- mol/giờ)
SO ₃	5,6 (742,3)	0,37 (49,4)	0,0002 (0,0275)	0,000007 (0,00093)	0,000003 (0,00041)	0,000003 (0,00041)
O ₂	2,37 (312,8)					2,37 (312,8)

CO ₂						11,3 (1499,7)
N ₂	75 (9901)					75 (9901)
H ₂ O	0,6 (768)	0,3 (39,2)	0,0001 (0,0138)	0,0001 (0,0187)	0,0001 (0,0118)	0,0001 (0,0118)
H ₂ SO ₄	2,6 (343,5)	0,885 (117,0)	0,002 (0,253)	0,0001 (0,0187)	0,0001 (0,01009)	0,0001 (0,010)
Tổng cộng	103 (13,623,4)					89 (11,769)
Nhiệt độ	315°C (600 °F)	205°C (402 °F)	97,8 °C (208 °F)	67,2 °C (153 °F)	60,5°C (141 °F)	60,5°C (141 °F)
Sương mù						
SO ₃		14746 g/Nm ³	8,38mg/N m ³	0,28mg/Nm ³	0,125mg/N m ³	
H ₂ SO ₄		42,8	94	7,0	3,76	
Axit được tạo ra						
Nồng độ					99%	
Thể tích					106,8Kg mol/giây (14113,4 pao- mol/giờ)	
Nhiệt độ					205°C (402 °F)	

Ví dụ 6

Trong quy trình được thể hiện trên Fig.11, hệ thống thiết bị axit sulfuric kiểu tiếp xúc đốt lưu huỳnh được vận hành để tạo ra dòng khí quá trình cháy mang SO₂ mà nó được cho đi qua thiết bị chuyển hóa để chuyển hóa SO₂ thành SO₃. Hơi nước được đưa vào dòng khí của bộ chuyển hóa nằm trong vùng phun 127 qua đầu phun 121 để tạo ra dòng khí đi vào tháp thu hồi nhiệt 101 ở cửa vào 123 và đi vào vùng hấp thụ sơ cấp 103 ở nhiệt độ 315°C. Vùng hấp thụ 103 bao gồm chất liệu nhồi hoặc phương tiện khác để thúc đẩy sự tiếp xúc khí/lỏng qua đó dòng khí đi lên ngược dòng với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp gồm 99,5% khối lượng sulfuric đi xuống. Dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp 103 đi lên qua vùng hấp thụ thứ cấp 115 ở đó nó được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp để loại bỏ SO₃ tồn dư ra khỏi dòng khí. Sau đó, chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào đỉnh của vùng hấp thụ thứ cấp với nồng độ axit sulfuric nằm trong khoảng từ 98,5 đến 99,2% khối lượng và đi vào vùng hấp thụ

sơ cấp từ đáy của vùng hấp thụ thứ cấp với nồng độ nằm trong khoảng từ 99,2% đến 99,5% khối lượng.

Axit quá trình hấp thụ đi ra từ đáy của vùng hấp thụ sơ cấp 103 được tuần hoàn nhờ bơm 111 qua bộ trao đổi nhiệt chính 105 bao gồm nồi hơi trong đó nhiệt được truyền từ axit quá trình hấp thụ để tạo hơi nước ở áp suất khoảng 125 psi, tức là 0,85MPa (8,5 bar). Axit quá trình hấp thụ đi ra từ nồi hơi thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ 105 ở nhiệt độ 204°C và được chia tách để tạo ra chất lỏng quá trình hấp thụ chính mà nó được tái tuần hoàn vào đỉnh của vùng hấp thụ sơ cấp 103 và dòng axit phụ trợ chứa chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp mà nó được tái tuần hoàn vào đỉnh của vùng hấp thụ thứ cấp 115.

Nằm giữa điểm chia tách và cửa vào axit ở phía trên của vùng hấp thụ thứ cấp, dòng axit phụ trợ được lần lượt cho đi qua ba bộ trao đổi nhiệt gián tiếp nằm nối tiếp nhau, tức là các bộ trao đổi nhiệt 167, 163 và 169. Bộ trao đổi nhiệt 167 là bộ gia nhiệt sơ bộ cho nước cấp cho nồi hơi đã khử khí cho bộ trao đổi nhiệt chính 105, bộ trao đổi nhiệt 163 là phụ trợ cho bộ khử khí 165, và bộ trao đổi nhiệt 169 là bộ gia nhiệt sơ bộ cho nước cấp cho nồi hơi chưa khử khí phía trước bộ khử khí theo hướng dòng của nước cấp cho nồi hơi.

Trong bộ trao đổi nhiệt 167, dòng axit phụ trợ được làm nguội từ 204°C xuống 165°C nhờ đó gia nhiệt cho nước cấp cho nồi hơi đã khử khí từ 108°C lên 178°C, khoảng xấp xỉ nhiệt độ cân bằng hơi lỏng ở áp suất 8,5 bar của hơi nước được tạo ra trong nồi hơi 105. Tốt hơn, nếu nước có áp đi ra từ bộ gia nhiệt sơ bộ 167 được chuyển thẳng vào nồi hơi 105 như được thể hiện trong hình vẽ.

Trong bộ trao đổi nhiệt 163, axit phụ trợ được làm nguội từ 165°C xuống 115°C nhờ đó hóa hơi một phân đoạn đáng kể của nước tuần hoàn giữa bộ trao đổi nhiệt 163 và bộ khử khí 165 ở nhiệt độ không đổi 108°C. Hỗn hợp nước thể lỏng/hơi nước đã trộn lẫn đi ra từ bộ trao đổi 163 được đưa trở lại bộ khử khí 165 ở đó hơi nước có tác dụng giúp cho việc tẩy các chất không ngưng ra khỏi nước cấp cho nồi hơi đã khử khí mà nó ưu tiên được tiếp nhận từ cửa ra nước của bộ trao đổi nhiệt 169 như được thể hiện trong hình vẽ.

Trong bộ trao đổi nhiệt 169, dòng axit phụ trợ được làm nguội từ 115°C xuống 64°C nhờ đó gia nhiệt cho nước cấp cho nồi hơi chưa khử khí từ 40°C lên 108°C. Axit phụ trợ đi ra từ bộ trao đổi 169 có thể được pha loãng khi cân bằng nước hoặc dòng ngang của axit sulfuric loãng hơn (ví dụ, 93% khối lượng) trong bộ pha loãng 137

trước khi đưa chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp quay trở lại đỉnh của vùng hấp thụ thứ cấp 115.

Nước cấp cho nồi hơi đã được xử lý nhưng chưa được khử khí được cấp ở mức 4320 pao mol trên giờ và được gia nhiệt trong bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp từ 40°C lên 108°C và sau đó được đưa vào bộ khử khí 165 cùng với dòng nước thể lỏng và hơi nước đã trộn đi ra từ bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí 163. Hơi nước bổ sung đã bão hòa ở áp suất 10psig (0,07 MPa) cũng được đưa vào bộ khử khí với lưu lượng 132 pao mol/giờ. Hơi nước được đưa vào bộ khử khí có chức năng tẩy các chất không ngưng ra khỏi nước cấp cho nồi hơi chưa khử khí đi vào bộ khử khí từ bộ trao đổi 169, nhờ đó tạo ra dòng xả gồm khoảng 99,9% thể tích hơi nước, còn lại là các chất không ngưng. Tùy ý, hơi nước áp suất thấp bổ sung được đưa vào bộ khử khí để khống chế hàm lượng hơi nước của khí xả của bộ khử khí ở một tỷ lệ đã định trước đối với hàm lượng trioxit lưu huỳnh tương đương của dòng khí của bộ chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp 103.

Khí xả của bộ khử khí chứa hơi nước được tạo ra trong bộ trao đổi nhiệt 163 cùng với hơi nước bổ sung từ nguồn cấp bên ngoài được tái tuần hoàn vào vùng phun 127 qua đầu phun 121 để trộn với khí của bộ chuyển hóa mà nó được đưa vào vùng hấp thụ sơ cấp 103. Hơi nước với lưu lượng 700 pao mol trên giờ có trong khí xả của bộ khử khí được tái tuần hoàn vào vùng phun. Trong đó, khoảng 550 pao mol trên giờ được tạo ra từ nhiệt được truyền bởi việc làm nguội axit quá trình hấp thụ thứ cấp từ 165°C xuống 115°C.

Phân ngưng từ bộ khử khí với lưu lượng 3300 pao mol trên giờ từ đáy của bộ khử khí tới cửa vào phía hữu dụng của bộ trao đổi nhiệt chính 105 ở đó hơi nước được tạo ra với lưu lượng 3300 pao mol trên giờ ở áp suất 8,5 bar. Một số gia bổ sung vừa phải của phân ngưng, 552 pao mol trên giờ, được lấy ra khỏi hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt để dùng làm nước cấp cho nồi hơi ở một chỗ khác nằm trong hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc, hoặc ở một chỗ khác nằm trong hệ thống thiết bị sản xuất trong đó hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric được bố trí.

Hơi nước được tạo ra ở 8,5 bar trong bộ trao đổi nhiệt 105 với lưu lượng 0,64 tấn trên một tấn sản phẩm axit sulfuric thực.

Theo một phương án của ví dụ này, có thể thấy rằng một phân đoạn lớn của năng lượng có trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp được giãn nở để tạo hơi nước để phun vào dòng khí của bộ chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Ví dụ 7

Quá trình vận hành của quy trình ở Ví dụ 7 về cơ bản là giống như sơ đồ công nghệ toàn bộ đã nêu ở Ví dụ 6, nhưng có sự khác đáng kể về sự phân bố của năng lượng nhiệt có trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp.

Quá trình vận hành ở Ví dụ 7 là giống như ở Ví dụ 6 trong vùng hấp thụ sơ cấp 103, bộ trao đổi nhiệt chính 105 để tạo hơi nước áp suất trung bình, và bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp cho nồi hơi đã khử khí 167. Sơ đồ công nghệ phía nước, trong đó nước cấp cho nồi hơi chưa khử khí được cho đi qua bộ trao đổi 169 vào bộ khử khí 165, và nước cấp cho nồi hơi đã khử khí từ bộ khử khí 165 được cho đi qua bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp cho nồi hơi đã khử khí 167 vào nồi hơi thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ SO_3 105, có nhiệt độ cũng giống như nhiệt độ mà tại đó nước cấp cho nồi hơi đã khử khí được gia nhiệt lên dưới áp suất trong bộ gia nhiệt sơ bộ 167.

Tuy nhiên, quy trình ở Ví dụ 7 chiết phân đoạn nhiệt từ dòng axit phụ trợ trong bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí 163 thấp hơn nhiều so với quy trình ở Ví dụ 6. Do vậy, phân đoạn nước đi vào bộ khử khí được chuyển hóa thành hơi nước trong bộ trao đổi 163 ở Ví dụ 7 là thấp hơn nhiều so với Ví dụ 6. Do đó, thành phần chỉ khoảng 209 pao mol hơi nước trên giờ trong khí xả của bộ khử khí góp phần cho việc vận hành bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí. Một thành phần khác khoảng 491 pao mol trên giờ được tạo ra từ sự kết hợp của dòng bổ trợ cố định của 10psig hơi nước với lưu lượng 132 pao mol trên giờ và nguồn cấp hơi nước bổ sung bổ sung thứ hai được điều chỉnh để tạo ra tổng hàm lượng hơi nước 700 pao mol trên giờ trong dòng xả được tái tuần hoàn tới đầu phun 121 để trộn với dòng khí của bộ chuyển hóa trong vùng phun trộn 127.

Tuy nhiên, do ít nước cấp đã đưa vào qua bộ trao đổi nhiệt 169 được hóa hơi, nên sơ đồ ở Ví dụ 7 tạo ra một nguồn cấp phân ngưng đã khử khí lớn hơn nhiều so với phương án ở Ví dụ 6. Do vậy, sau khi cấp 3300 pao mol trên giờ nước cấp cho nồi hơi đã khử khí vào bộ gia nhiệt sơ bộ nước cấp 167 và nồi hơi thu hồi nhiệt quá trình hấp thụ 105, bộ khử khí xuất ra 5593 pao mol trên giờ nước cấp cho nồi hơi đã khử khí khác ở 108°C để sử dụng ở một chỗ khác nằm trong hệ thống thiết bị sản xuất axit kiểu tiếp xúc hoặc ở một chỗ khác nằm trong hệ thống thiết bị sản xuất.

Hơi nước được tạo ra trong bộ trao đổi nhiệt chính 105 với lưu lượng nằm trong khoảng 0,56 tấn thực trên một tấn sản phẩm axit sulfuric thực.

Toàn bộ hơi nước bổ sung được thu hồi, hoặc là dưới dạng nước quy trình trong dòng axit sulfuric sản phẩm, hoặc là dưới dạng nước cấp cho nồi hơi đã khử khí được sử dụng để tạo hơi nước trong bộ trao đổi nhiệt của hệ thống thu hồi nhiệt chính hoặc ở

một chỗ khác nằm trong hệ thống thiết bị sản xuất axit kiểu tiếp xúc hoặc trong một hệ thống thiết bị sản xuất quy mô hơn.

Từ những phần mô tả ở trên, điều đã nhận thấy là một vài mục đích của sáng chế đã đạt được và các kết quả có lợi khác đã đạt được.

Nằm trong số các biến thể khác nhau có thể được đưa ra ở trên mà không vượt quá phạm vi của sáng chế, điều được dự định là toàn bộ vấn đề có trong phần mô tả ở trên và được thể hiện trong các hình vẽ kèm theo sẽ chỉ nhằm mục đích minh họa và không nhằm giới hạn sáng chế.

Khi đưa ra các thành phần của sáng chế hoặc (các) phương án được ưu tiên của nó, các mạo từ "(các)" được dự liệu để chỉ rằng có một hoặc nhiều thành phần. Các thuật ngữ "bao gồm", "chứa" và "có" được dự liệu để chỉ bao gồm toàn bộ và chỉ rằng có thể bổ sung các thành phần khác với các thành phần đã liệt kê.

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình sản xuất axit sulfuric trong hệ thống thiết bị sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc bao gồm bộ hấp thụ liên dẫn, trong đó hệ thống thiết bị này được trang bị bổ sung các bộ phận khác để vận hành được theo quy trình thu hồi nhiệt của quá trình hấp thụ SO_3 ở dạng hữu ích ở nhiệt độ ít nhất là khoảng 150°C , quy trình này bao gồm các bước:

đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy;

cho dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 ;

cho khí quá trình chuyển hóa có trong vùng hấp thụ sơ cấp tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp chứa axit sulfuric, nhờ đó hấp thụ trioxit lưu huỳnh và/hoặc chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa thành chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp;

t tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp, trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh vào chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt này tới nhiệt độ ít nhất là 150°C ; và

cho dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa axit sulfuric trong vùng hấp thụ thứ cấp, SO_3 tồn dư có trong dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp được thu hồi dưới dạng axit sulfuric trong chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp, trong đó:

vùng hấp thụ thứ cấp có bộ hấp thụ liên dẫn có trong hệ thống thiết bị này trước khi trang bị bổ sung các bộ phận khác, và tỷ lệ lưu lượng khối giữa chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp và khí trong vùng hấp thụ thứ cấp nằm trong khoảng từ 1,0 đến 7,0 hoặc từ 14 đến 18.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó bộ hấp thụ liên dẫn sẵn có được tạo kết cấu để vận hành ở tỷ lệ lưu lượng khối giữa chất lỏng quá trình hấp thụ axit sulfuric và khí nằm trong khoảng từ 6 đến 10 với nồng độ khí nằm trong khoảng từ 7% đến 12% thể tích SO_3 .

3. Quy trình theo điểm 1 hoặc 2, trong đó nguồn cấp lưu huỳnh bao gồm lưu huỳnh nguyên tố.
4. Quy trình theo điểm 3, trong đó khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp chứa ít nhất là khoảng 0,60 mol, tốt hơn ít nhất là khoảng 0,70 mol, tốt hơn ít nhất là khoảng 0,80 mol, tốt hơn ít nhất là khoảng 0,90 mol hoặc tốt hơn ít nhất là khoảng 0,95 mol nước trên 1 mol tổng hàm lượng oxit lưu huỳnh tương đương của khí đi vào vùng hấp thụ.
5. Quy trình theo điểm 3, trong đó lưu huỳnh được đốt trong khí khô chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh bao gồm khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy.
6. Quy trình theo điểm 3, trong đó hơi nước được đưa vào khí quá trình chuyển hóa mang SO_3 trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol, tốt hơn ít nhất là khoảng 0,60 mol, tốt hơn ít nhất là khoảng 0,70 mol, tốt hơn ít nhất là khoảng 0,80 mol, tốt hơn ít nhất là khoảng 0,90 mol hoặc tốt hơn ít nhất là khoảng 0,95 mol trên 1 mol tổng hàm lượng SO_3 tương đương của khí trước khi đi vào vùng hấp thụ.
7. Quy trình theo điểm 6, trong đó hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới giá trị nằm trong khoảng từ 0,80 mol đến 1,00 mol trên 1 mol hàm lượng SO_3 tương đương của khí trước khi đi vào vùng hấp thụ sơ cấp.
8. Quy trình theo điểm 6, trong đó hơi nước được đưa vào khí mang oxit lưu huỳnh trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với mức đủ để tạo ra hàm lượng hơi axit sulfuric ít nhất là khoảng 0,25 mol, tốt hơn ít nhất là khoảng 0,30 mol hoặc tốt hơn ít nhất là khoảng 0,35 mol trên 1 mol trioxit lưu huỳnh trong khí quá trình chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ sơ cấp.

9. Quy trình theo điểm 6, trong đó nhiệt độ của khí đi vào vùng hấp thụ sơ cấp lớn hơn điểm sương của nó ít nhất là 55°C và điểm sương của dòng khí này lớn hơn nhiệt độ của axit mà nó tiếp xúc không quá 25°C tại cửa vào của khí vào vùng hấp thụ sơ cấp.

10. Quy trình theo điểm 6, trong đó nồng độ của axit đi vào vùng hấp thụ sơ cấp nằm trong khoảng từ 99,0% đến 99,6%.

11. Quy trình theo điểm 6, trong đó nhiệt độ của axit đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp là nguội hơn so với khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp không lớn hơn khoảng 35°C hoặc không lớn hơn 30°C .

12. Quy trình theo điểm 6, trong đó nồng độ của axit đi ra từ vùng hấp thụ thứ cấp nằm trong khoảng từ 99,2% đến 99,5%.

13. Quy trình theo điểm 6, trong đó tỷ lệ mol giữa hơi H_2SO_4 và SO_3 trong khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp nằm trong khoảng từ 1,5 đến 3,0.

14. Quy trình theo điểm 6, trong đó hơi nước được đưa vào khí quá trình chuyển hóa trong vùng phun hơi nước trước vùng hấp thụ sơ cấp và khí quá trình chuyển hóa được đưa vào vùng hấp thụ sơ cấp mà không có sự ngưng tụ của thành phần bất kỳ của dòng khí mang oxit lưu huỳnh nằm giữa vùng phun hơi nước và vùng hấp thụ sơ cấp.

15. Quy trình theo điểm 6, trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh thành chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt với lượng ít nhất khoảng 1160KJ trên 1 kilogam SO_3 tương đương (500 Btu trên 1 pao SO_3 tương đương) đi vào vùng hấp thụ sơ cấp, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt này tới nhiệt độ ít nhất là 150°C .

16. Quy trình theo điểm 6, trong đó chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn từ vùng hấp thụ sơ cấp đến cả bộ trao đổi nhiệt gián tiếp chính lẫn bộ trao đổi nhiệt gián tiếp phụ nằm tuần tự theo hướng dòng chảy của chất lỏng quá trình hấp thụ; trong mỗi bộ trao đổi nhiệt, nhiệt được tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng

tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh thành chất lỏng quá trình hấp thụ được chuyển từ chất lỏng quá trình hấp thụ tuần hoàn, nhiệt được chuyển vào lưu chất truyền nhiệt chính trong bộ trao đổi nhiệt chính, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt chính tới nhiệt độ ít nhất là 150°C , nhiệt được chuyển vào dòng nước trong bộ trao đổi nhiệt phụ, nhờ đó tạo ra hơi nước để phun vào dòng khí mang oxit lưu huỳnh trước vùng hấp thụ sơ cấp, và trong đó axit đi ra từ bộ trao đổi nhiệt chính được chia tách để tạo ra chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp và chất lỏng thu hồi nhiệt thứ cấp, chất lỏng quá trình hấp thụ sơ cấp được đưa vào vùng hấp thụ sơ cấp mà ở đó nó tiếp xúc với khí quá trình chuyển hóa, chất lỏng thu hồi nhiệt thứ cấp được cho đi qua bộ trao đổi nhiệt phụ mà ở đó nó được làm nguội, dòng khí đi ra từ vùng hấp thụ sơ cấp được đưa vào vùng hấp thụ thứ cấp mà ở đó nó được cho tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp chứa chất lỏng thu hồi nhiệt thứ cấp đã làm nguội.

17. Quy trình theo điểm 16, trong đó tốc độ dòng tương đối giữa dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp đi vào vùng hấp thụ thứ cấp là sao cho mức chênh lệch giữa nhiệt độ khối cục bộ của pha khí và nhiệt độ khối cục bộ của pha lỏng quá trình hấp thụ thứ cấp mà khí tiếp xúc với nó là không lớn hơn khoảng 35°C tại cửa vào chất lỏng hoặc cửa ra chất lỏng của vùng hấp thụ thứ cấp.

18. Quy trình theo điểm 6, trong đó tỷ lệ của hơi nước được đưa vào dòng khí mang oxit lưu huỳnh, nồng độ axit sulfuric và nhiệt độ của chất lỏng quá trình hấp thụ được đưa vào vùng hấp thụ sơ cấp và tỷ số L/G trong vùng hấp thụ sơ cấp là sao cho tỷ lệ mol giữa hơi axit sulfuric và SO_3 đạt giá trị cực đại ít nhất là khoảng 1,2 ở vị trí nằm trong vùng hấp thụ sơ cấp nằm giữa cửa vào khí và cửa ra khí của nó.

19. Quy trình theo điểm 6, trong đó quy trình này còn bao gồm các bước:

tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp chính, trong đó nhiệt được truyền sang lưu chất truyền nhiệt chính, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt chính tới nhiệt độ ít nhất là 150°C ;

chia tách dòng chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt chính để tạo ra dòng chất lỏng quá trình hấp thụ chính, mà nó được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ sơ cấp và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ phụ;

chuyển dòng chất lỏng quá trình hấp thụ phụ nêu trên qua bộ phận phụ trợ trao đổi nhiệt gián tiếp vào bộ khử khí nước cấp cho nồi hơi, nhiệt được truyền trong bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí từ chất lỏng quá trình hấp thụ phụ sang dòng nước để tạo ra hơi nước khử khí;

dẫn hướng hơi nước khử khí vào bộ khử khí, trong đó nước cấp cho nồi hơi được cho tiếp xúc với hơi nước khử khí để loại bỏ các thành phần không ngưng ra khỏi nước cấp cho nồi hơi; và

loại bỏ dòng xả của bộ khử khí ra khỏi bộ khử khí, dòng khí xả của bộ khử khí chứa hơi nước và các khí không ngưng.

20. Quy trình theo điểm 19, trong đó quy trình này còn bao gồm bước đưa hơi nước có trong dòng khí xả của bộ khử khí vào khí mang oxit lưu huỳnh trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí.

21. Quy trình theo điểm 20, trong đó nước đã được khử khí trong bộ khử khí được đưa vào bộ trao đổi nhiệt chính làm nguồn cấp nước cấp cho nồi hơi để tạo hơi nước.

22. Quy trình theo điểm 21, trong đó axit lỏng phụ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí được cho đi qua bộ gia nhiệt sơ bộ khử khí bao gồm bộ trao đổi nhiệt gián tiếp, trong đó nhiệt được truyền từ chất lỏng quá trình hấp thụ phụ sang nước chưa được khử khí để gia nhiệt sơ bộ cho nước chưa được khử khí trước khi đưa nó vào bộ khử khí.

23. Quy trình theo điểm 21, trong đó sự kết hợp của lưu lượng và nhiệt độ của nước chưa được khử khí đi vào bộ khử khí và tốc độ truyền nhiệt từ chất lỏng quá trình hấp thụ phụ sang dòng nước trong bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí là sao cho tỷ lệ lưu lượng khối giữa nước cấp cho nồi hơi đã khử khí đi ra từ bộ khử khí và trioxit lưu huỳnh tương đương đi vào vùng hấp thụ sơ cấp ít nhất là khoảng 1,0, tốt hơn ít nhất là khoảng 1,5, tốt hơn nữa ít nhất là khoảng 2,0, thông thường nằm trong khoảng từ 2,0 đến 3,0.

24. Quy trình theo điểm 6, trong đó chất lỏng quá trình hấp thụ được tuần hoàn giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt bên ngoài để loại bỏ nhiệt của quá trình hấp thụ, và axit sulfuric thực tạo ra trong vùng hấp thụ sơ cấp được lấy ra dưới dạng dòng sản phẩm từ axit tuần hoàn, tốc độ lấy ra axit sản phẩm và tốc độ tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ so với dòng trioxit lưu huỳnh vào vùng hấp thụ sơ cấp được không

chế để duy trì nồng độ axit sulfuric của chất lỏng quá trình hấp thụ ở giá trị không lệch quá hỗn hợp đồng sôi khoảng $+1,0\%$ khối lượng trong toàn bộ vùng hấp thụ sơ cấp hoặc không lệch quá mức dưới $-0,2\%$ khối lượng hoặc không lớn hơn $+0,8\%$ khối lượng ở vị trí bất kỳ trong vùng sơ cấp.

25. Quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm các bước:

đốt nguồn cấp lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh và oxy;

cho dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa SO_3 ;

cho khí quá trình chuyển hóa trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển trioxit lưu huỳnh từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ;

tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ giữa vùng hấp thụ và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp chính, trong đó nhiệt được truyền sang lưu chất truyền nhiệt chính, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt chính tới ít nhất là 150°C ;

chia tách dòng chất lỏng quá trình hấp thụ đi ra từ bộ trao đổi nhiệt chính để tạo ra dòng chất lỏng quá trình hấp thụ chính, mà nó được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt và dòng chất lỏng quá trình hấp thụ phụ;

chuyển dòng chất lỏng quá trình hấp thụ phụ nêu trên qua bộ phận phụ trợ trao đổi nhiệt gián tiếp vào bộ khử khí nước cấp cho nồi hơi, nhiệt được truyền trong bộ trao đổi nhiệt phụ khử khí từ chất lỏng quá trình hấp thụ phụ sang dòng nước để tạo ra hơi nước khử khí;

dẫn hướng hơi nước khử khí vào bộ khử khí, trong đó nước cấp cho nồi hơi được cho tiếp xúc với hơi nước khử khí để loại bỏ các thành phần không ngưng ra khỏi nước cấp cho nồi hơi; và

loại bỏ dòng xả của bộ khử khí ra khỏi bộ khử khí, dòng khí xả của bộ khử khí chứa hơi nước và các khí không ngưng.

26. Quy trình sản xuất axit sulfuric bao gồm các bước:

đốt lưu huỳnh trong khí khô chứa oxy dư để tạo ra dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy gồm đioxit lưu huỳnh, oxy và không lớn hơn $0,005$ mol hơi nước trên 1 mol SO_2 ;

cho dòng khí mang oxit lưu huỳnh chứa khí quá trình cháy tiếp xúc với chất xúc tác để chuyển hóa đioxit lưu huỳnh thành trioxit lưu huỳnh, nhờ đó chuyển hóa dòng khí mang oxit lưu huỳnh thành khí quá trình chuyển hóa chứa không lớn hơn 0,005 mol hơi nước trên 1 mol SO_3 ;

cho khí quá trình chuyển hóa trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp tiếp xúc với chất lỏng quá trình hấp thụ chứa axit sulfuric, nhờ đó chuyển axit sulfuric từ khí quá trình chuyển hóa vào chất lỏng quá trình hấp thụ;

đưa hơi nước vào khí mang oxit lưu huỳnh trước vùng hấp thụ sơ cấp theo hướng dòng khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước tương đương của khí tới mức ít nhất là khoảng 0,55 mol trên 1 mol tổng hàm lượng khí oxit lưu huỳnh tương đương trước khi đưa dòng khí này vào vùng hấp thụ sơ cấp; và

tuần hoàn chất lỏng quá trình hấp thụ giữa vùng hấp thụ sơ cấp và bộ trao đổi nhiệt gián tiếp, trong đó nhiệt tạo ra bởi phản ứng giữa trioxit lưu huỳnh và nước, sự ngưng tụ của axit sulfuric và/hoặc sự hấp thụ của trioxit lưu huỳnh thành chất lỏng quá trình hấp thụ được truyền sang lưu chất truyền nhiệt, nhờ đó gia nhiệt cho lưu chất truyền nhiệt này tới nhiệt độ ít nhất là 150°C .

FIG. 1

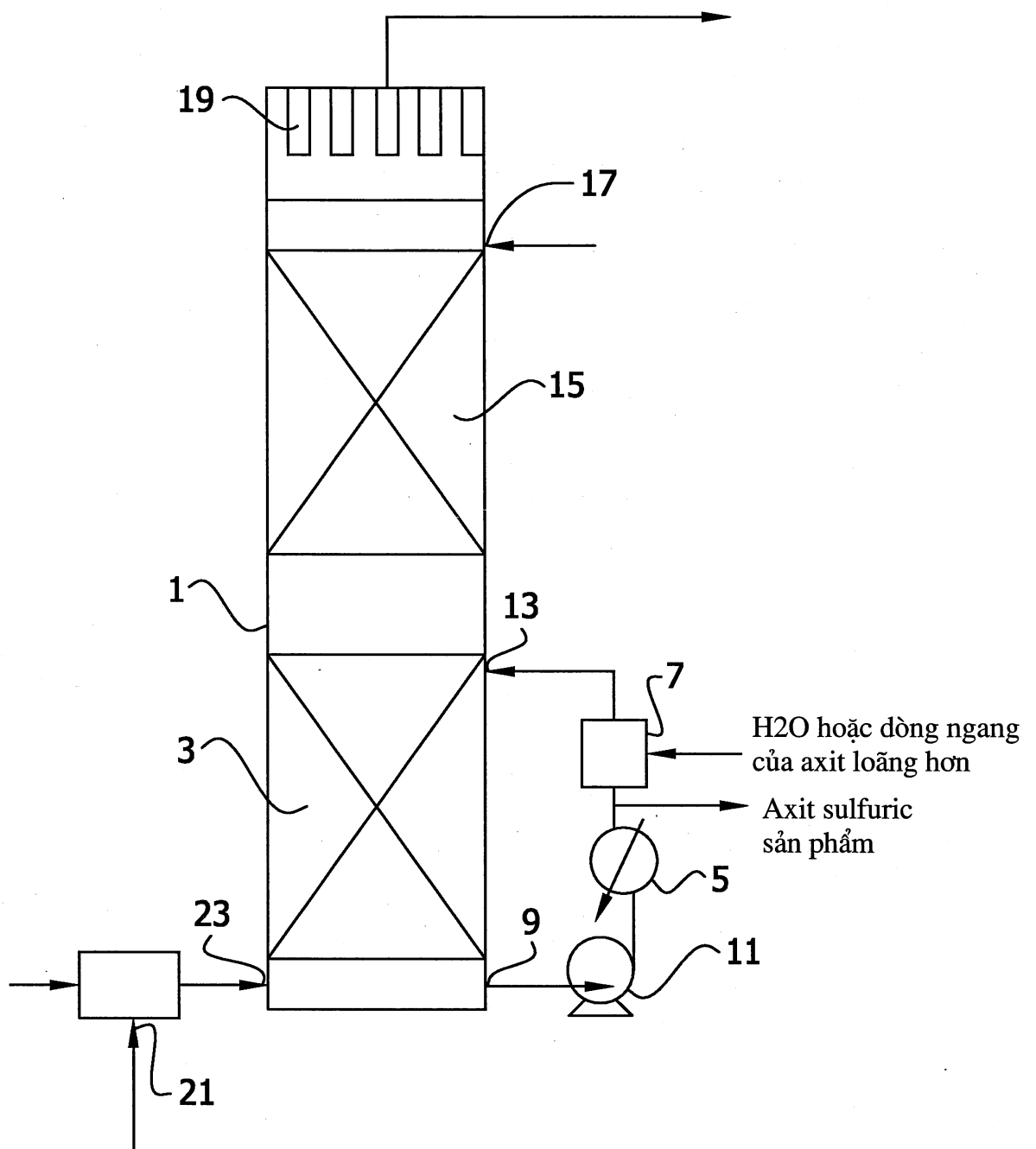


FIG. 2

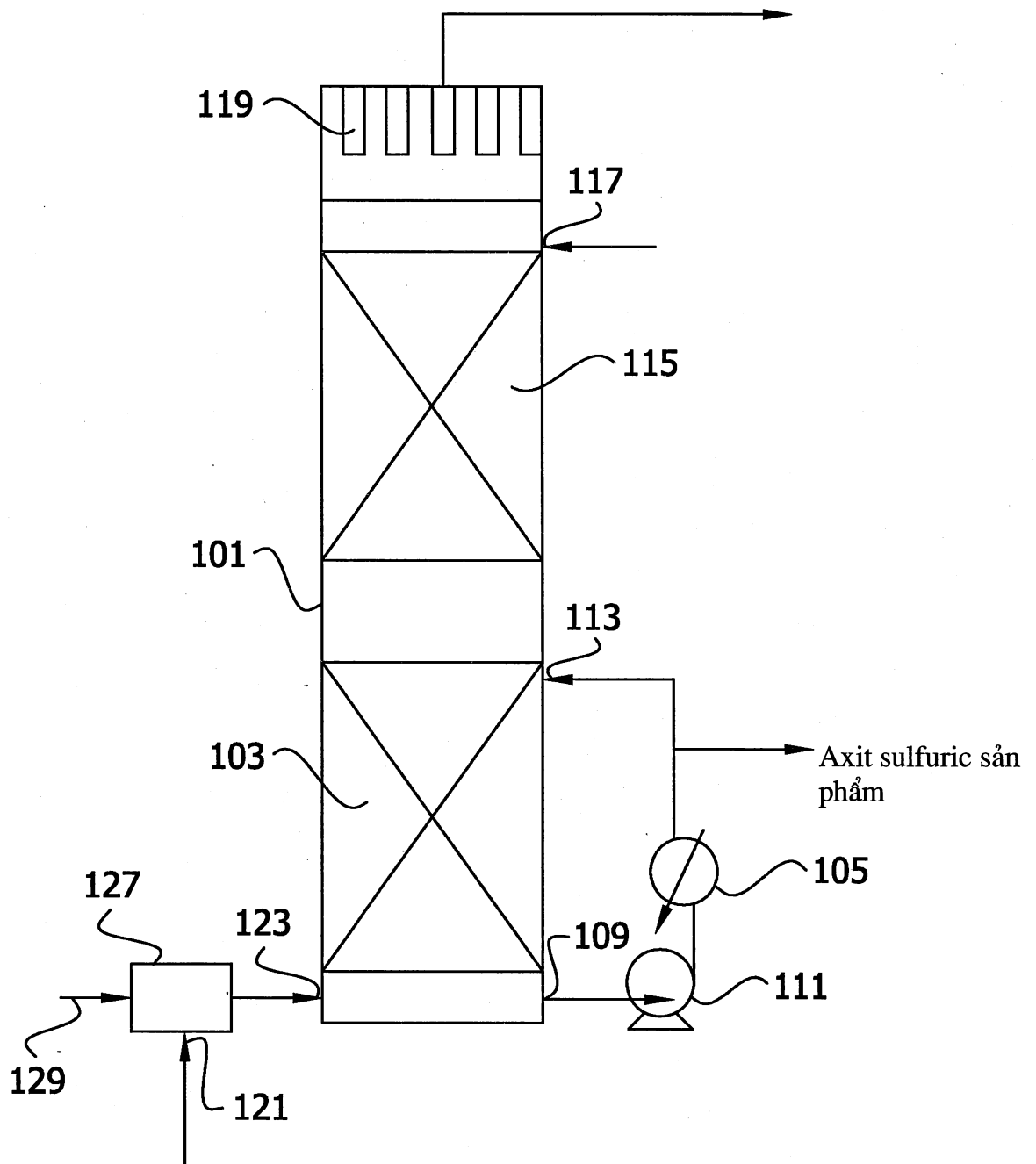


FIG. 3

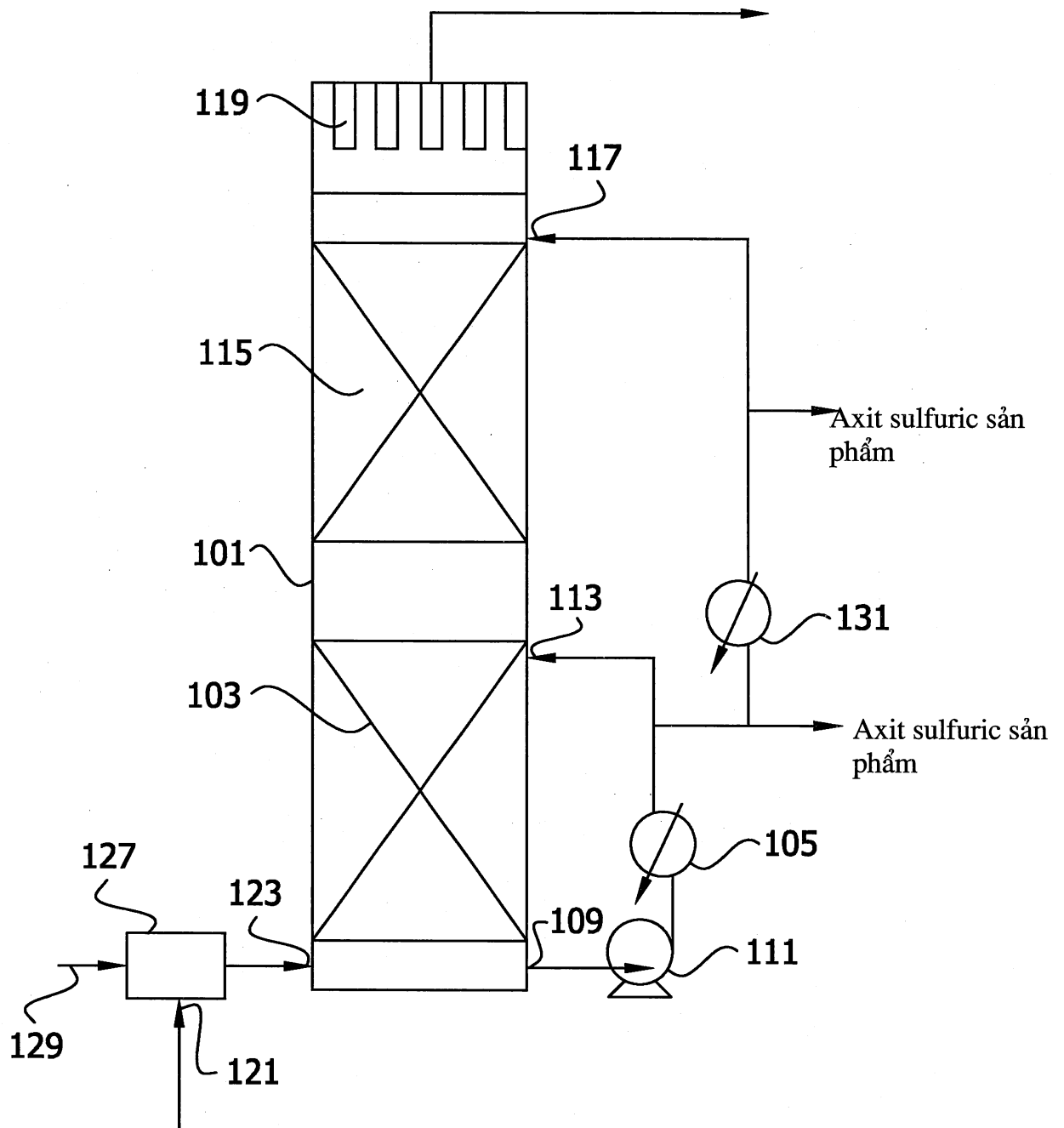


FIG. 4

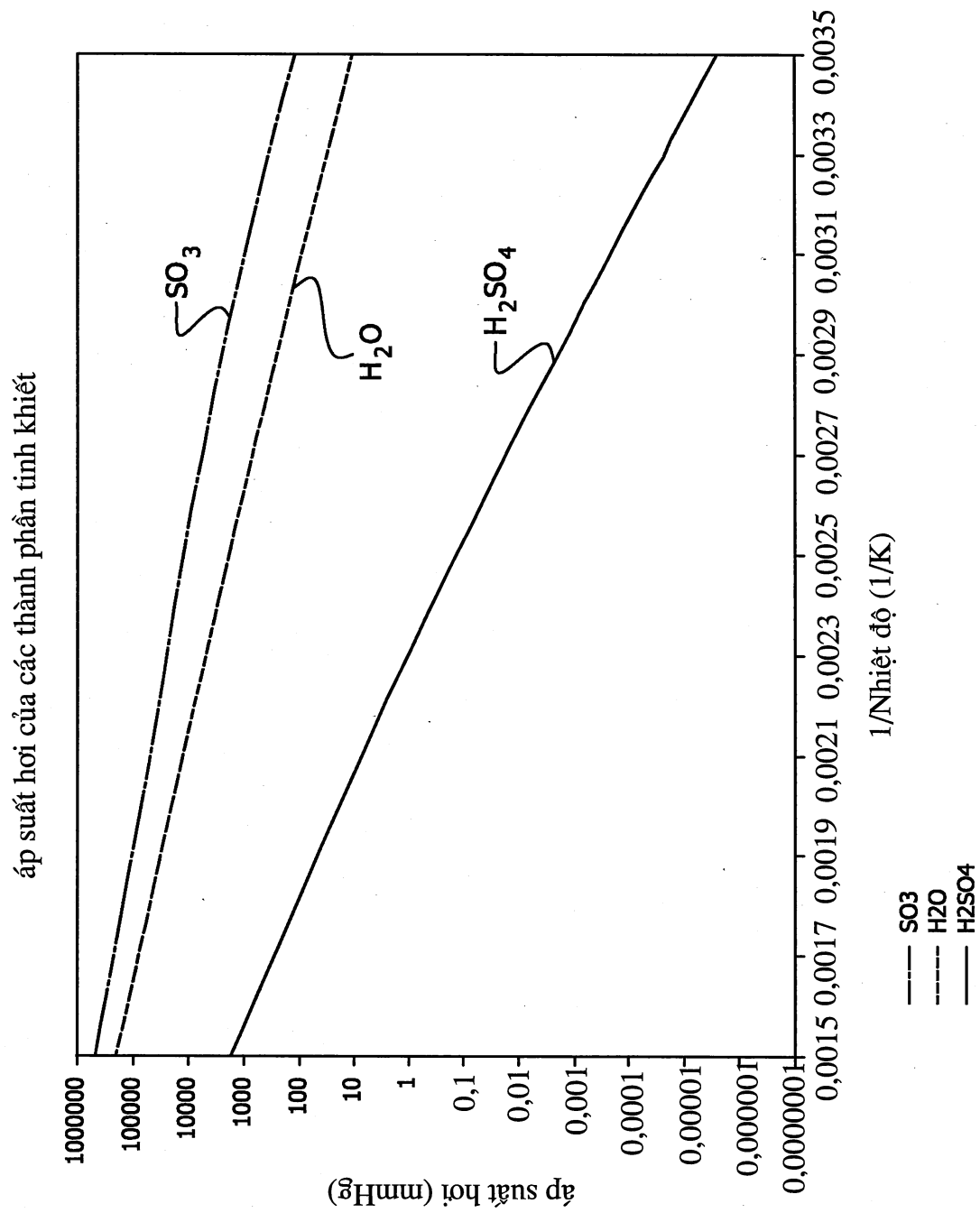


FIG. 5

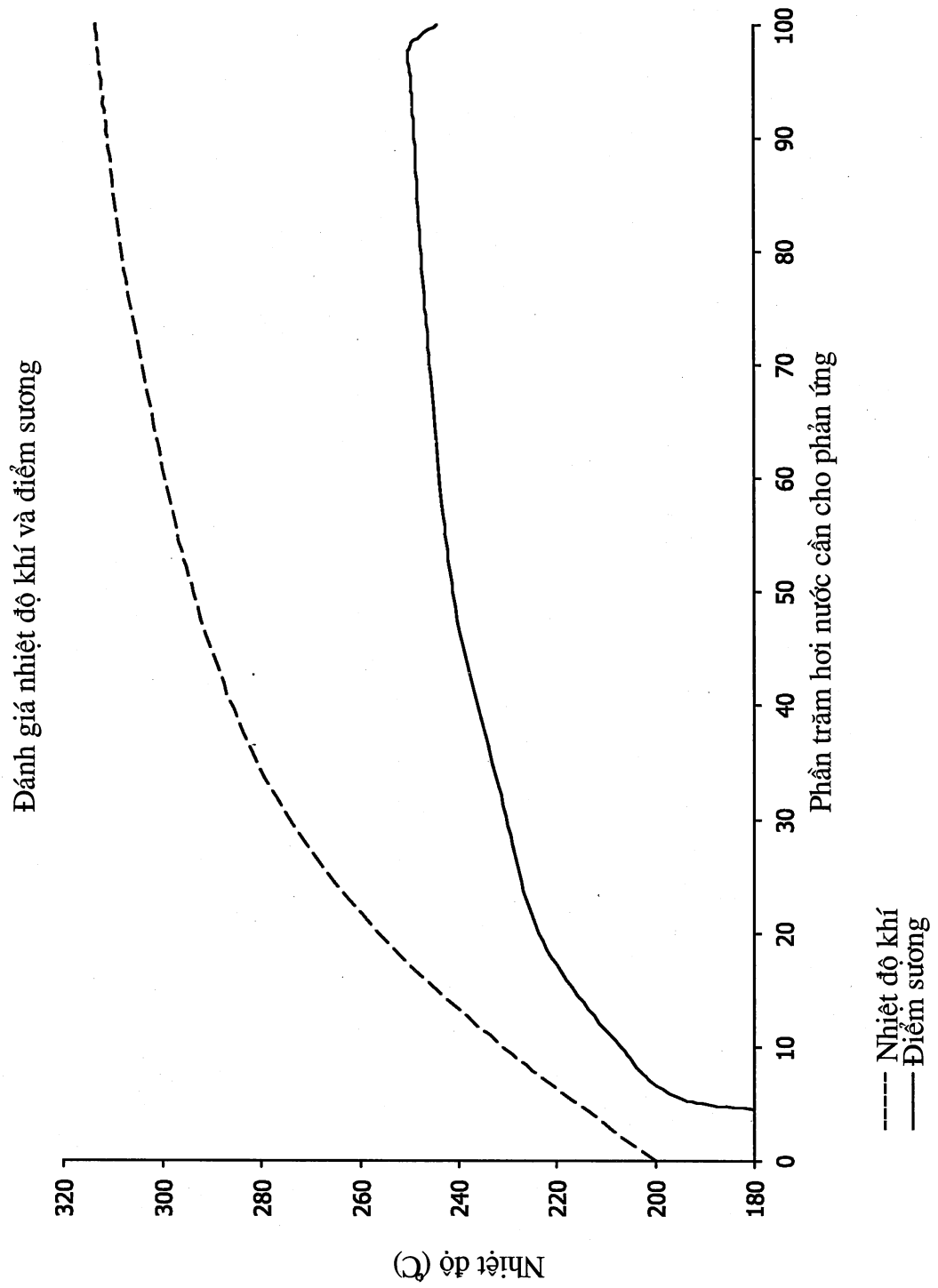


FIG. 6

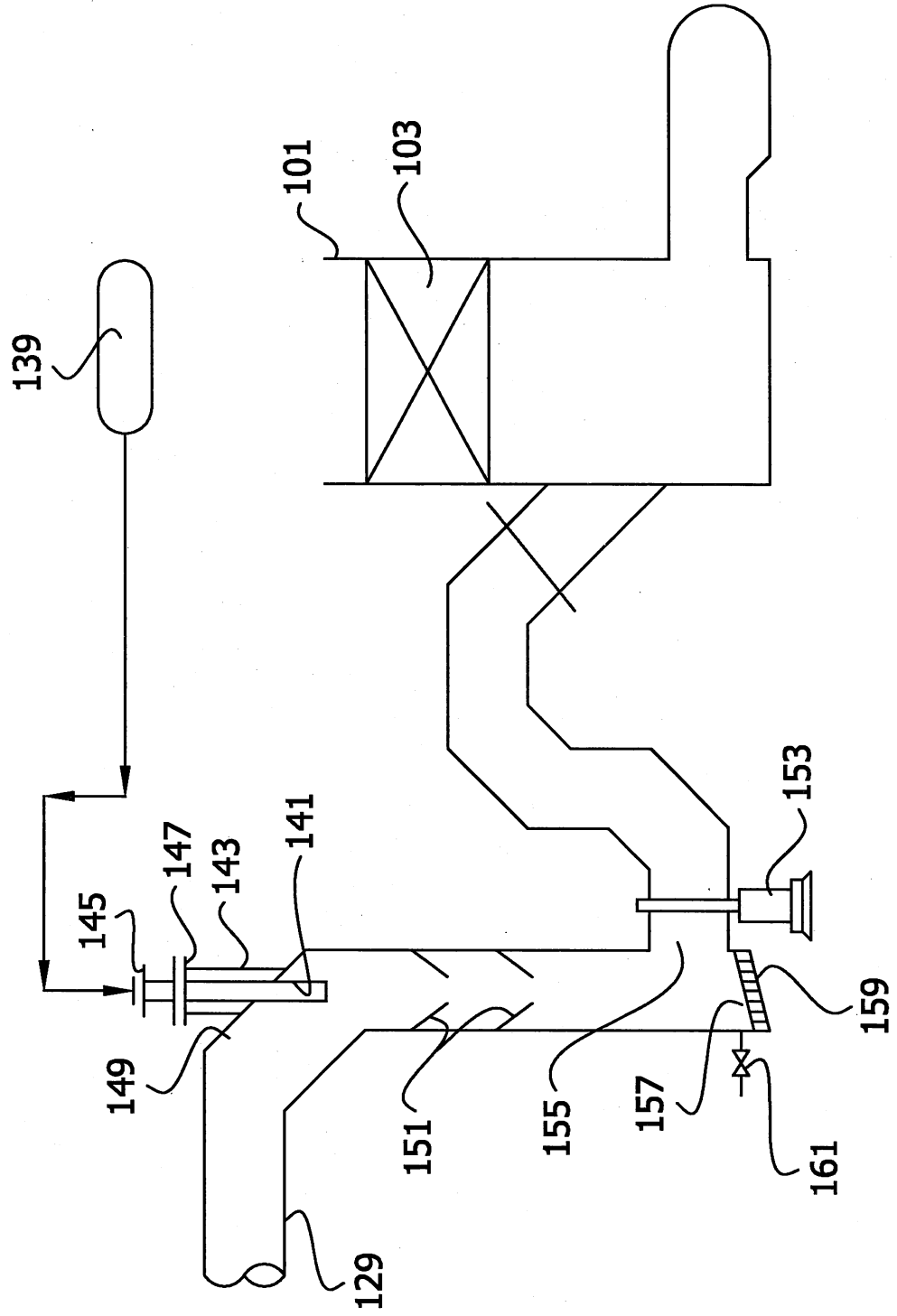


FIG. 7

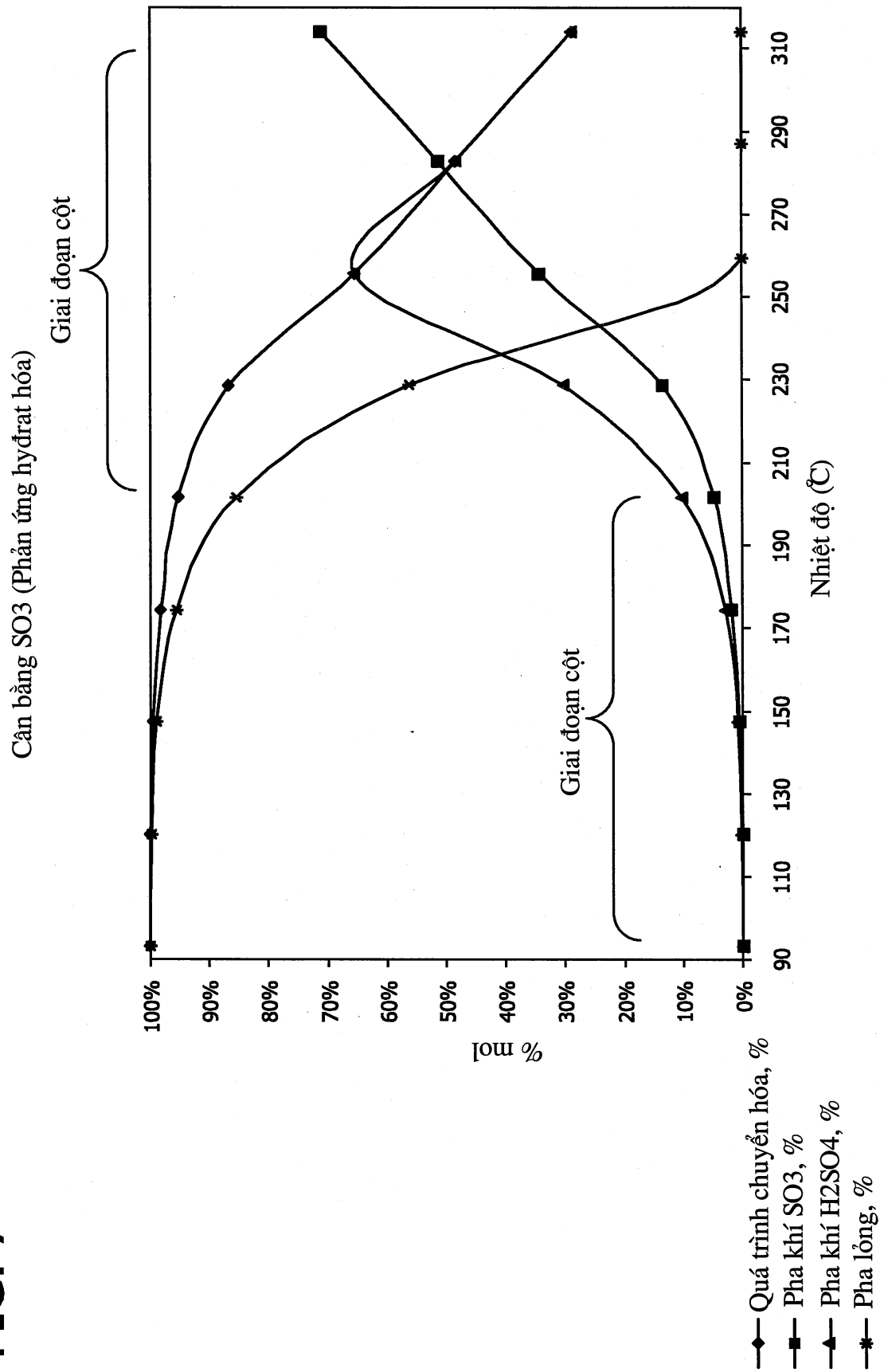


FIG. 8

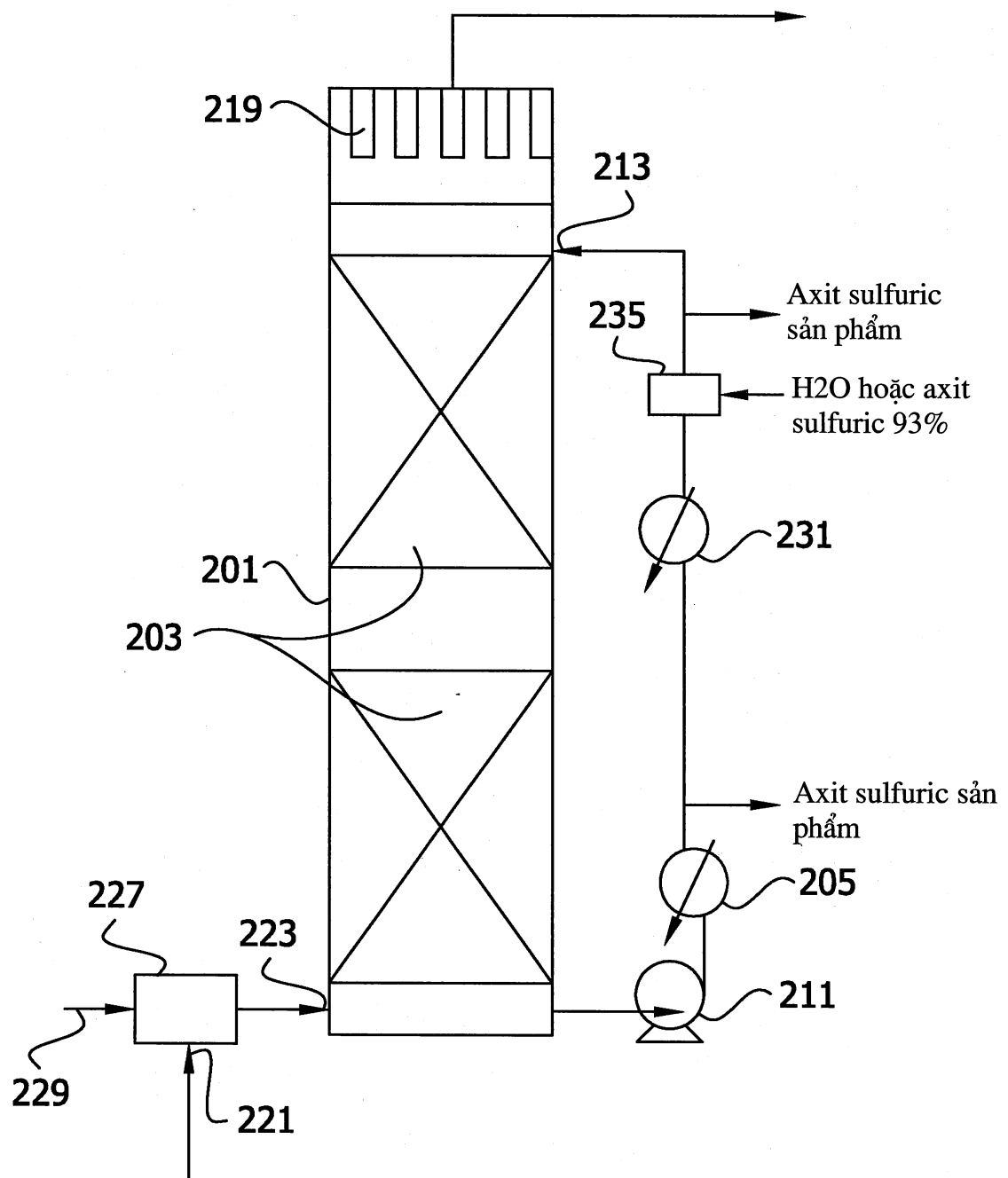


FIG. 9

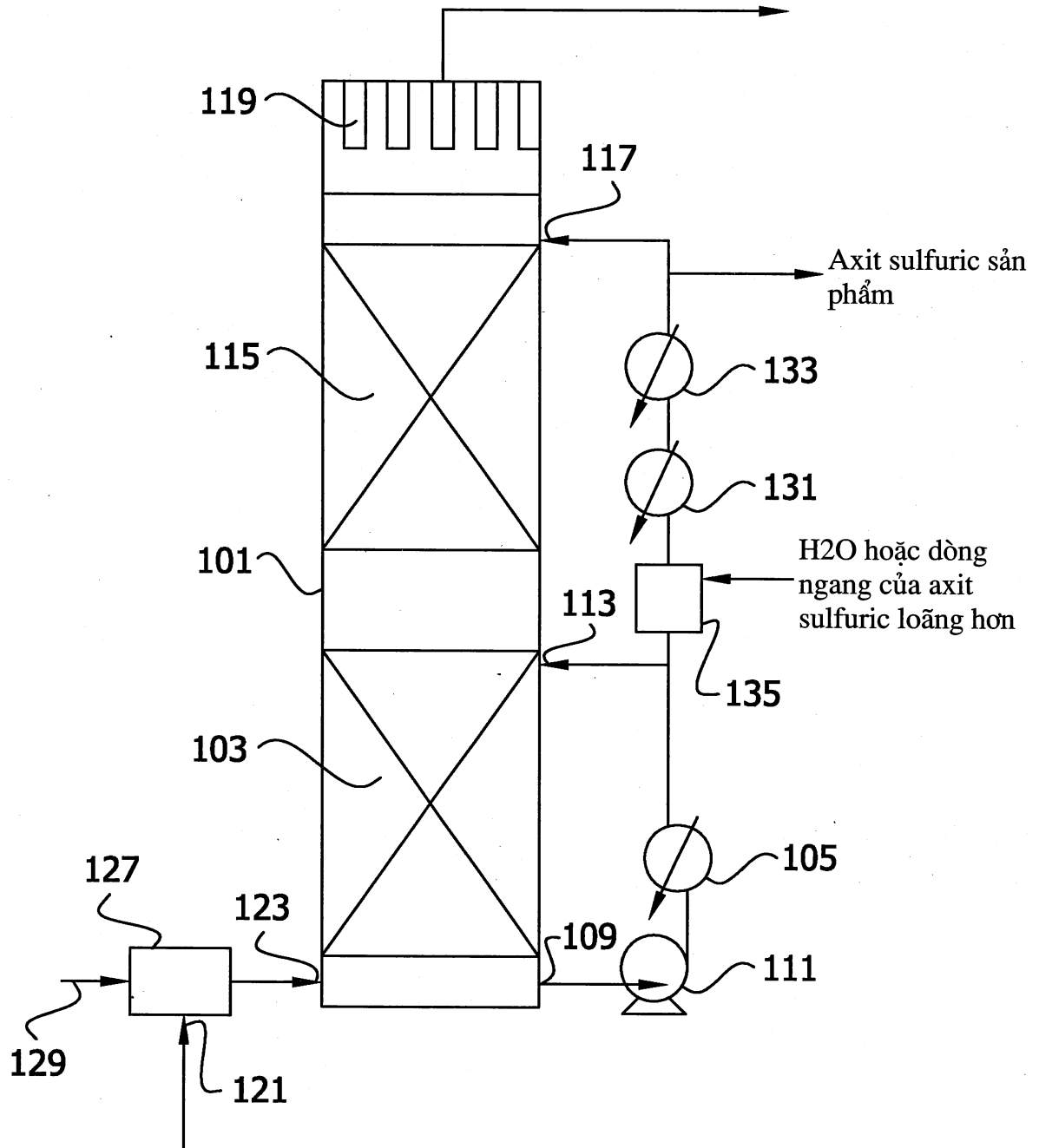


FIG. 10

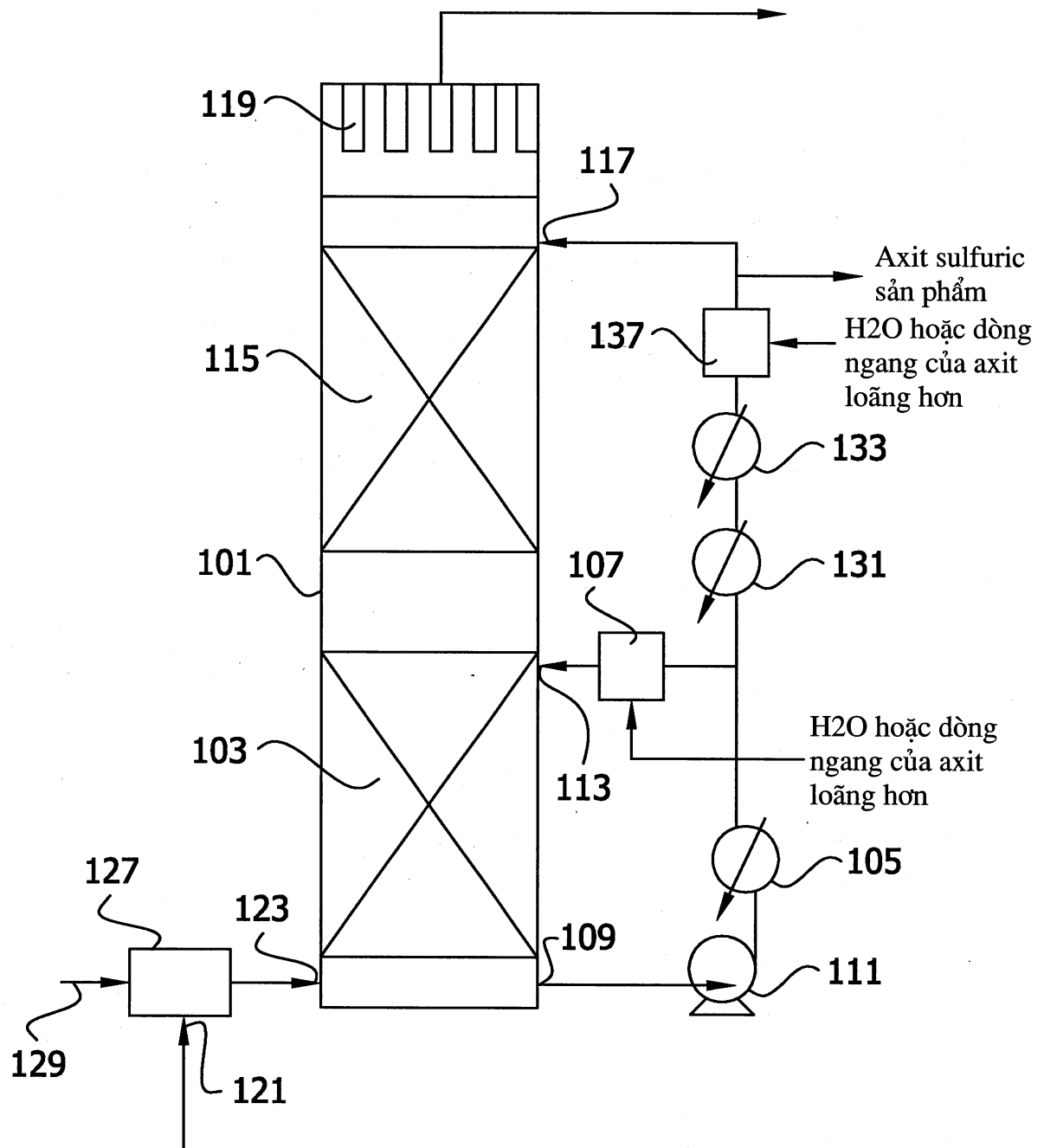


FIG. 11

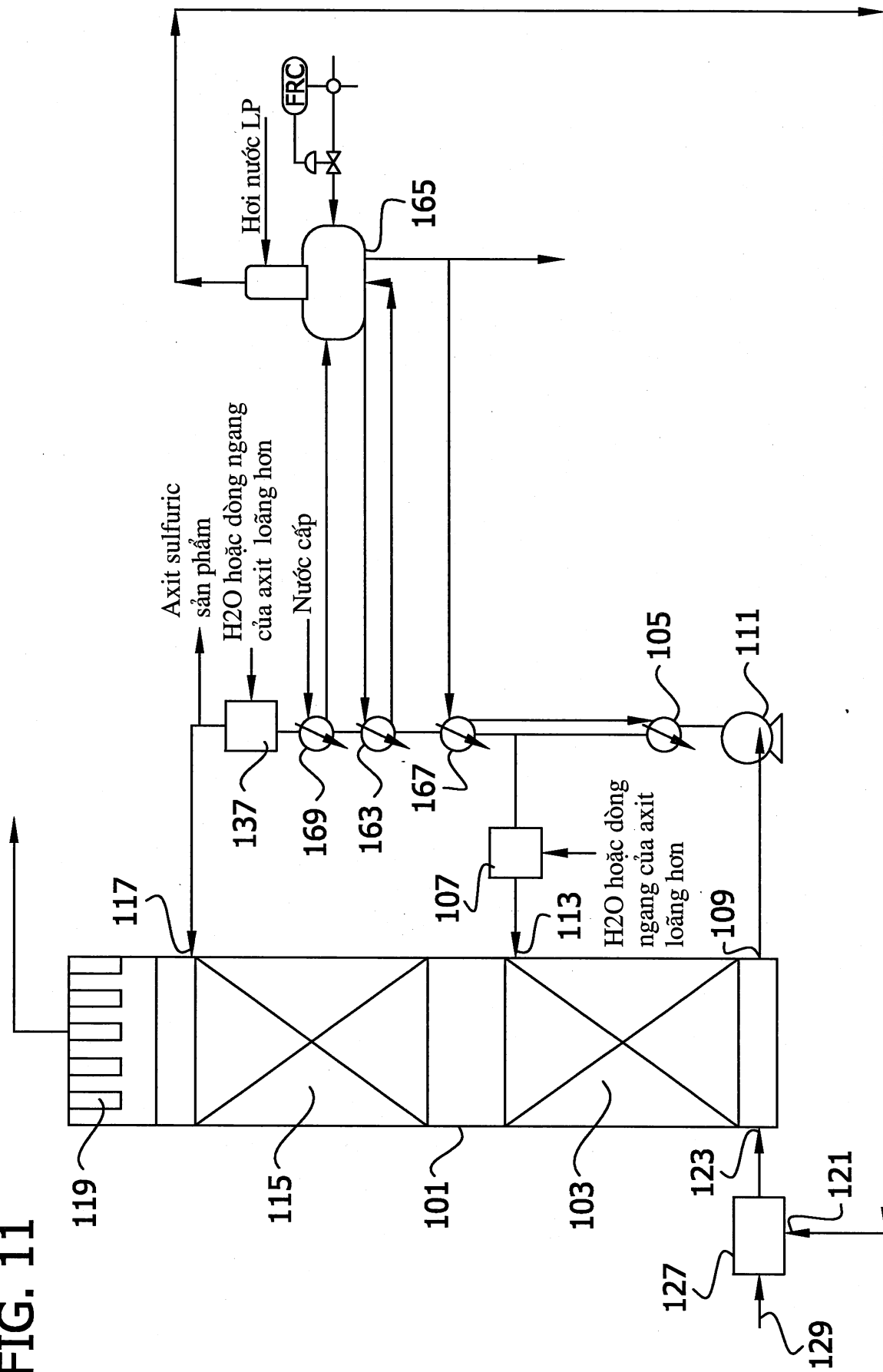


FIG. 12

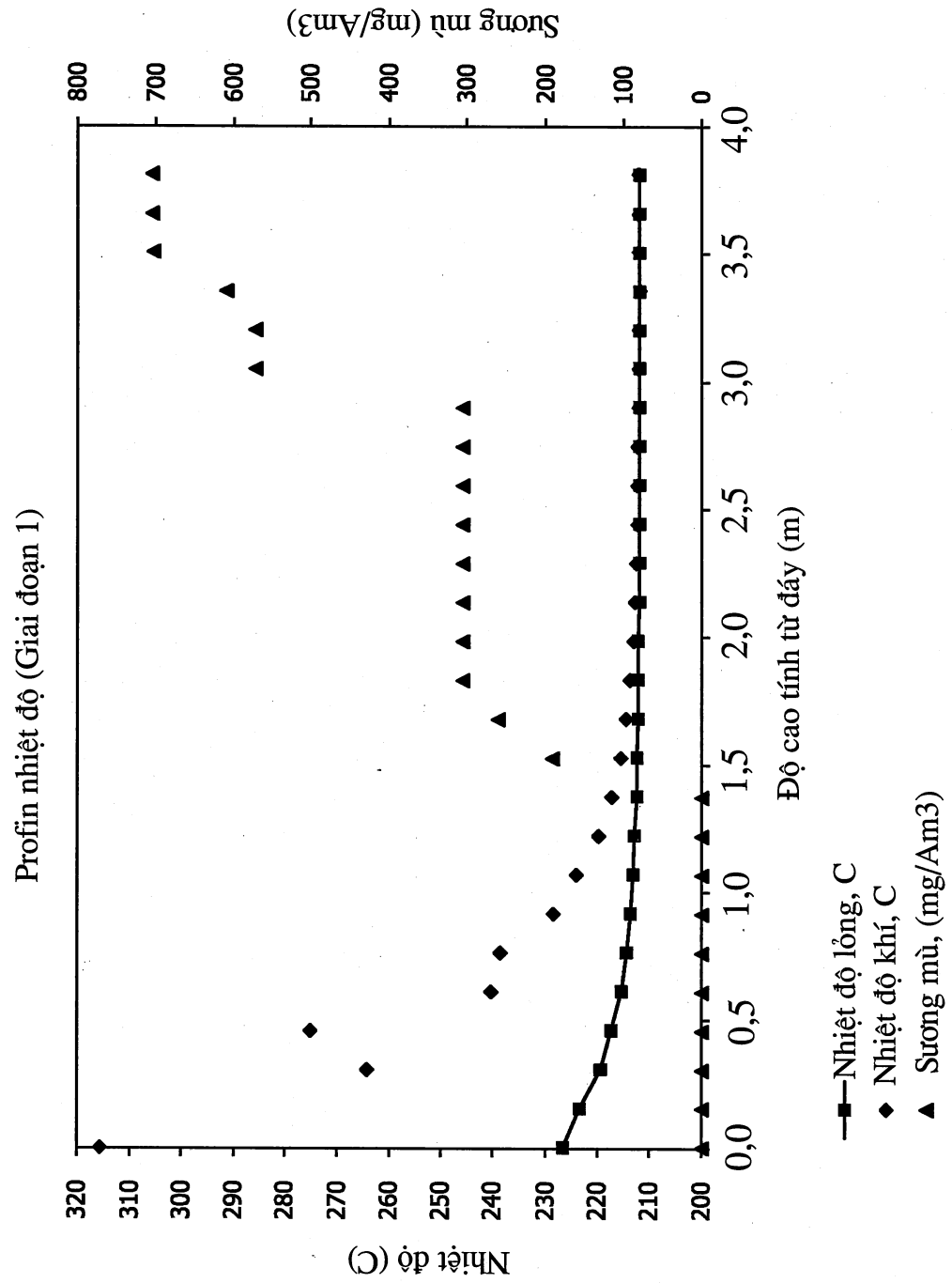


FIG. 13

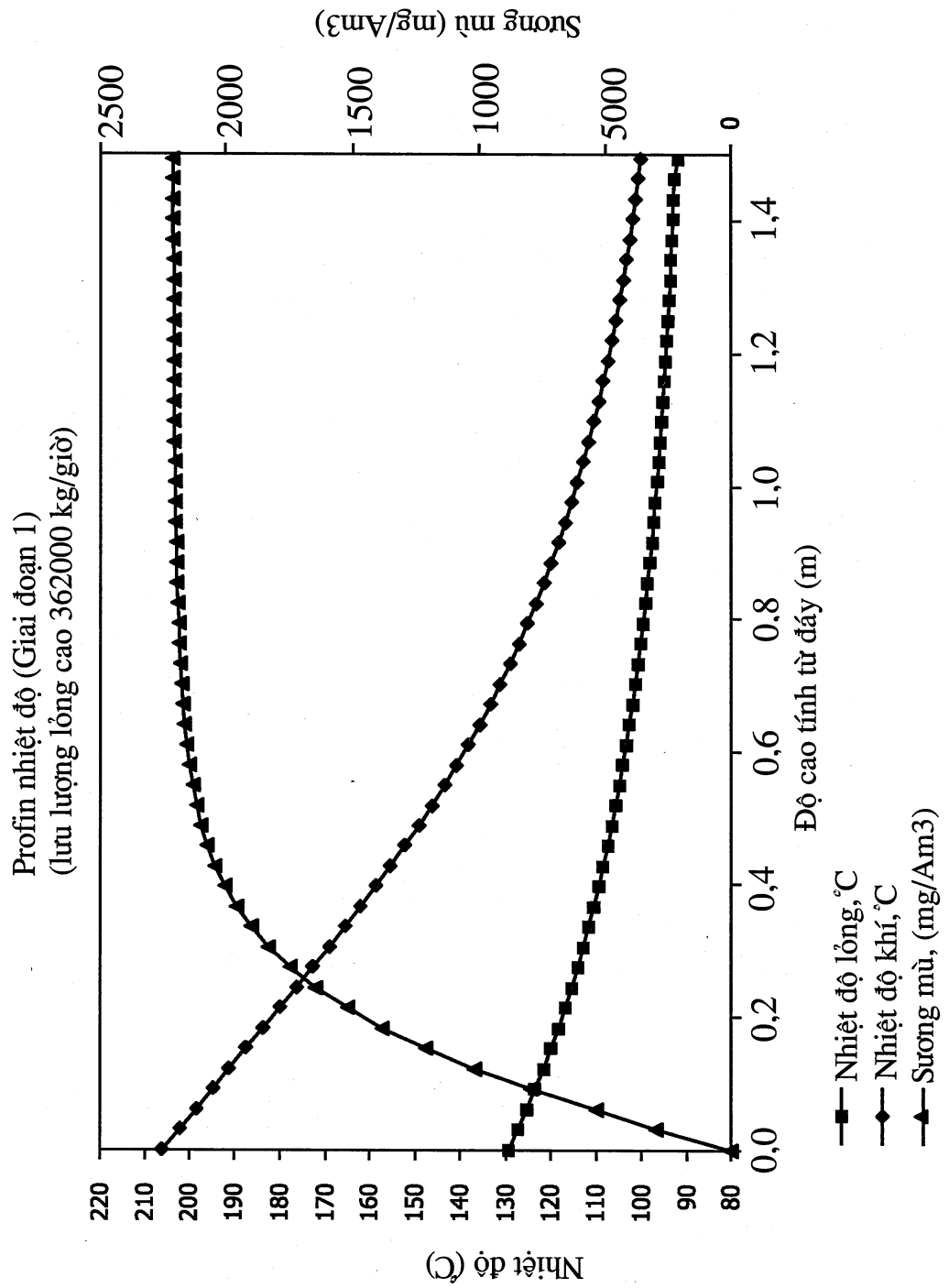


FIG. 14

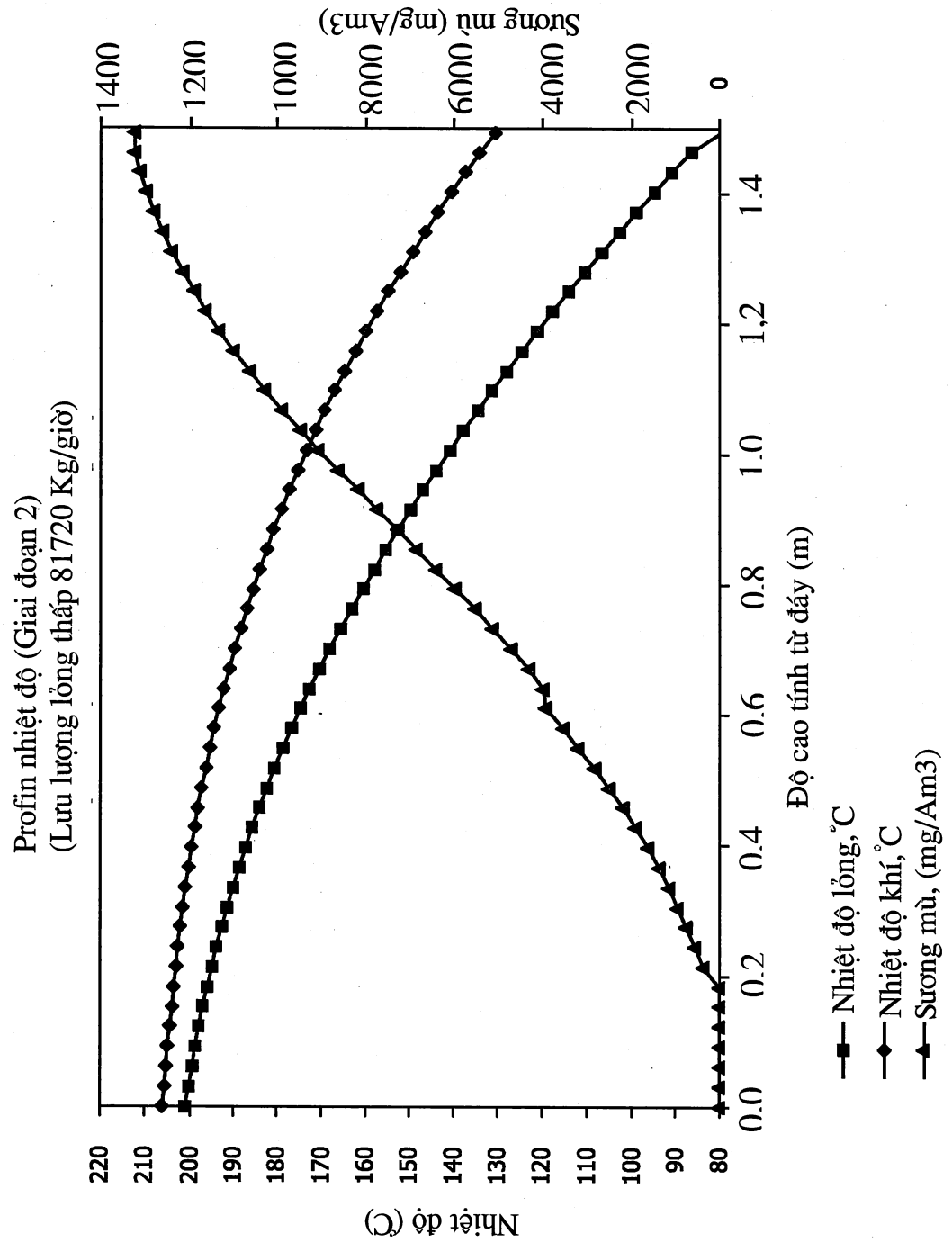


FIG. 15

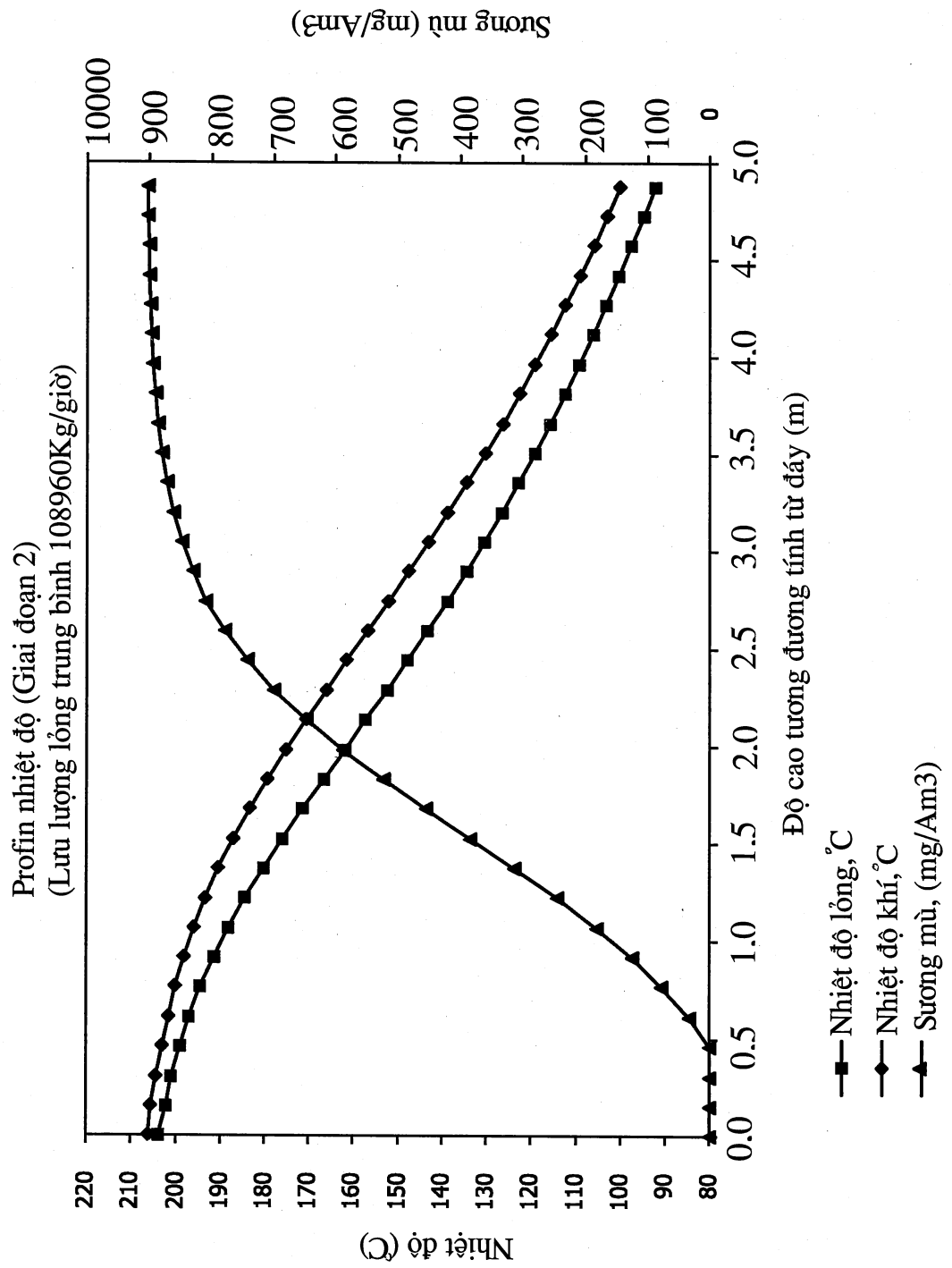


FIG. 16

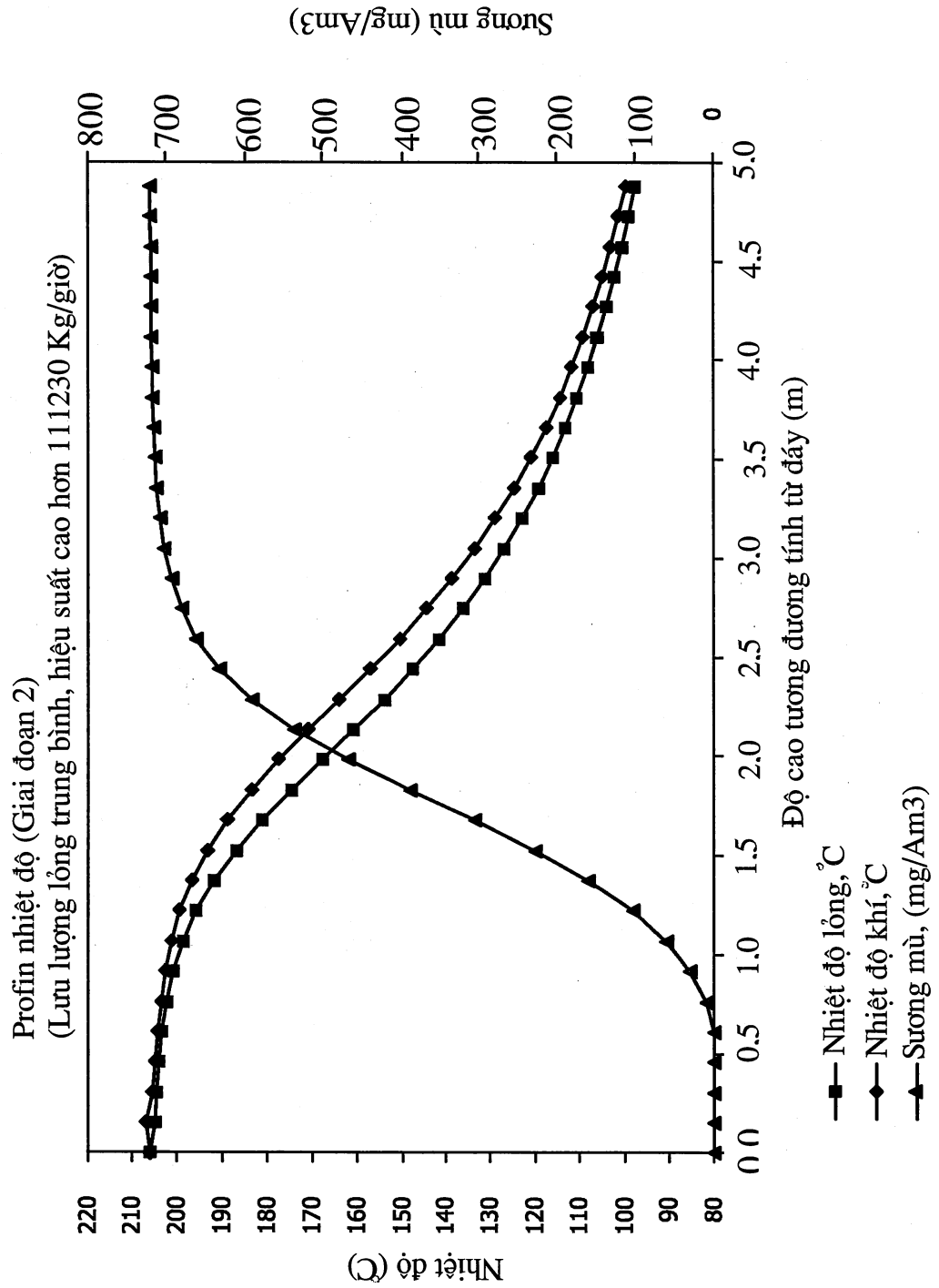


FIG. 17

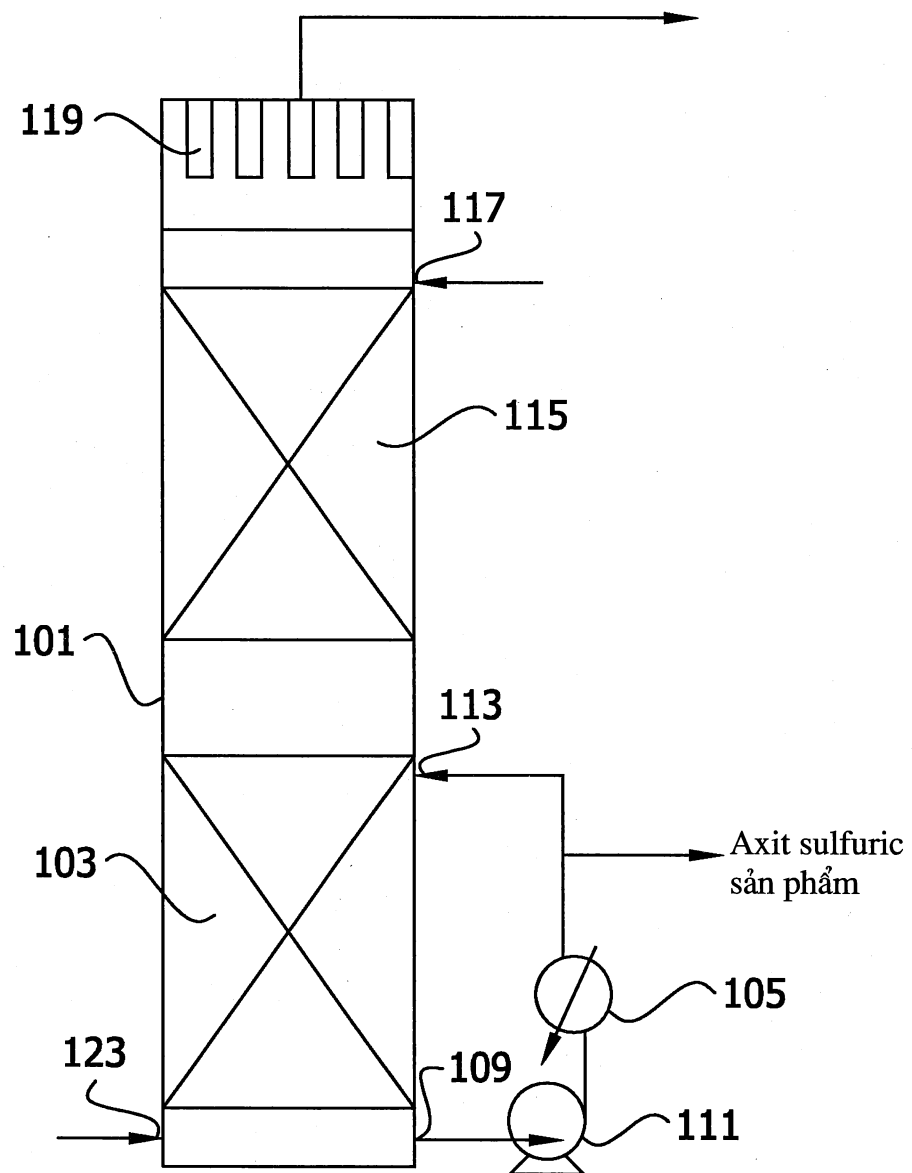


FIG. 18

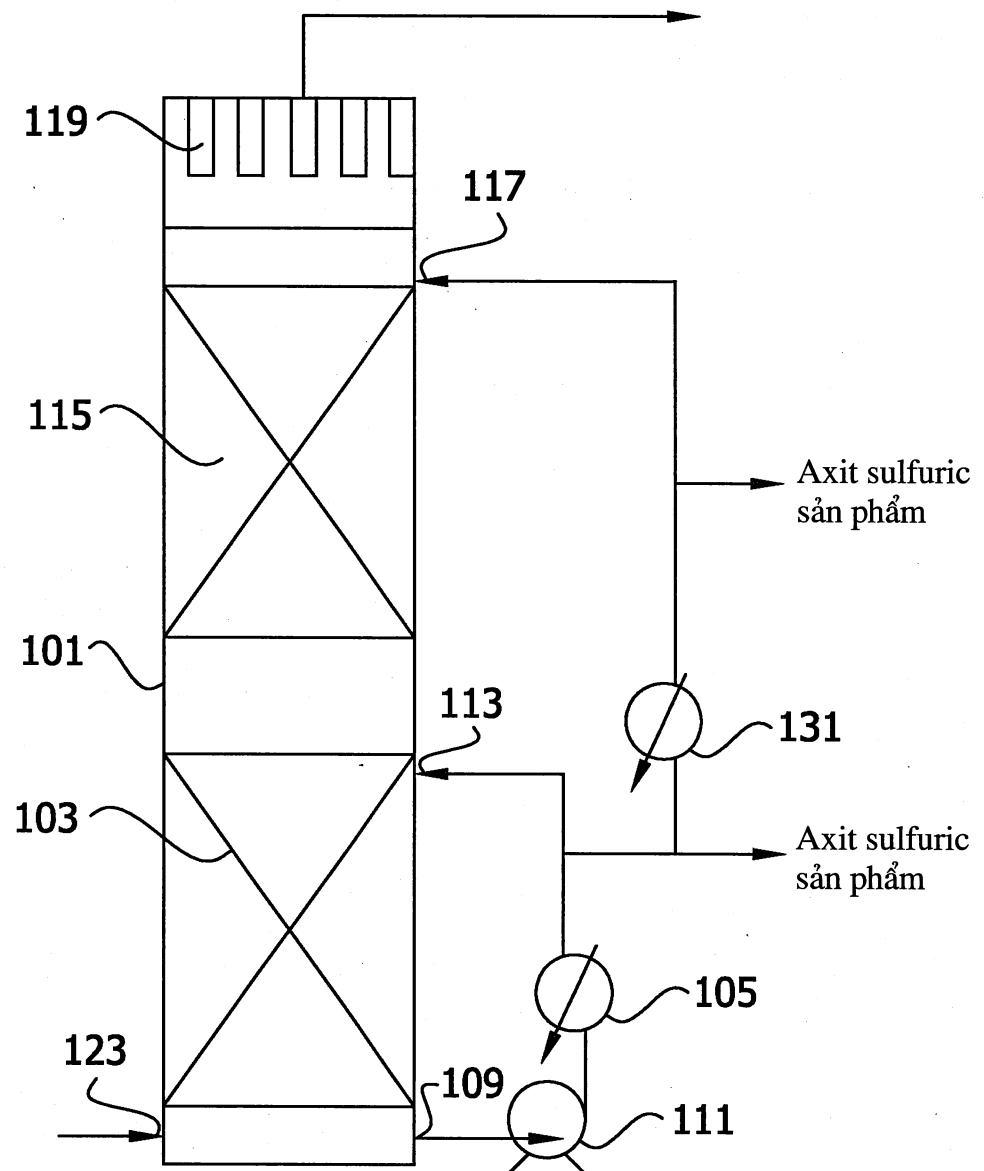


FIG. 19

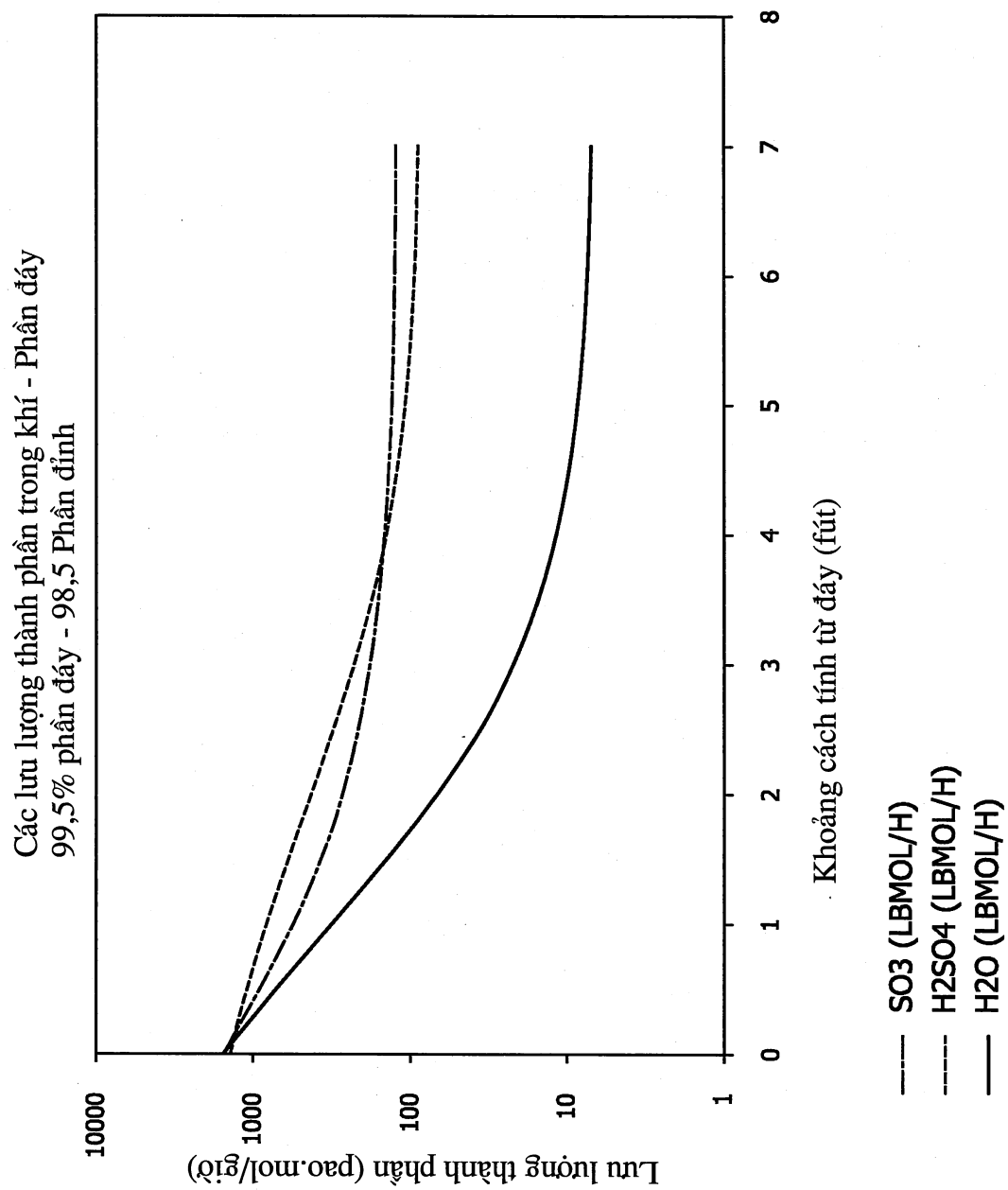


FIG. 20

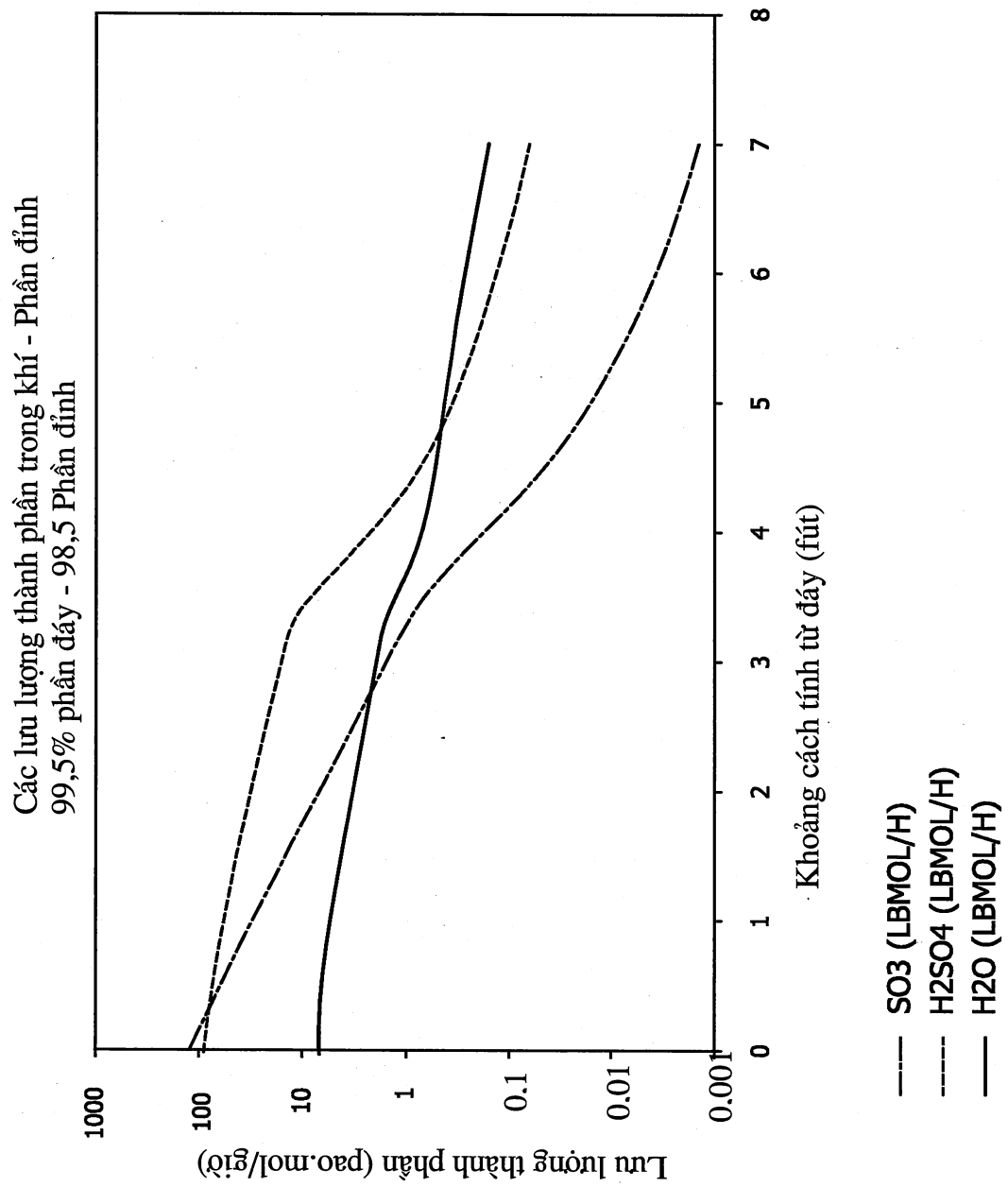


FIG. 21

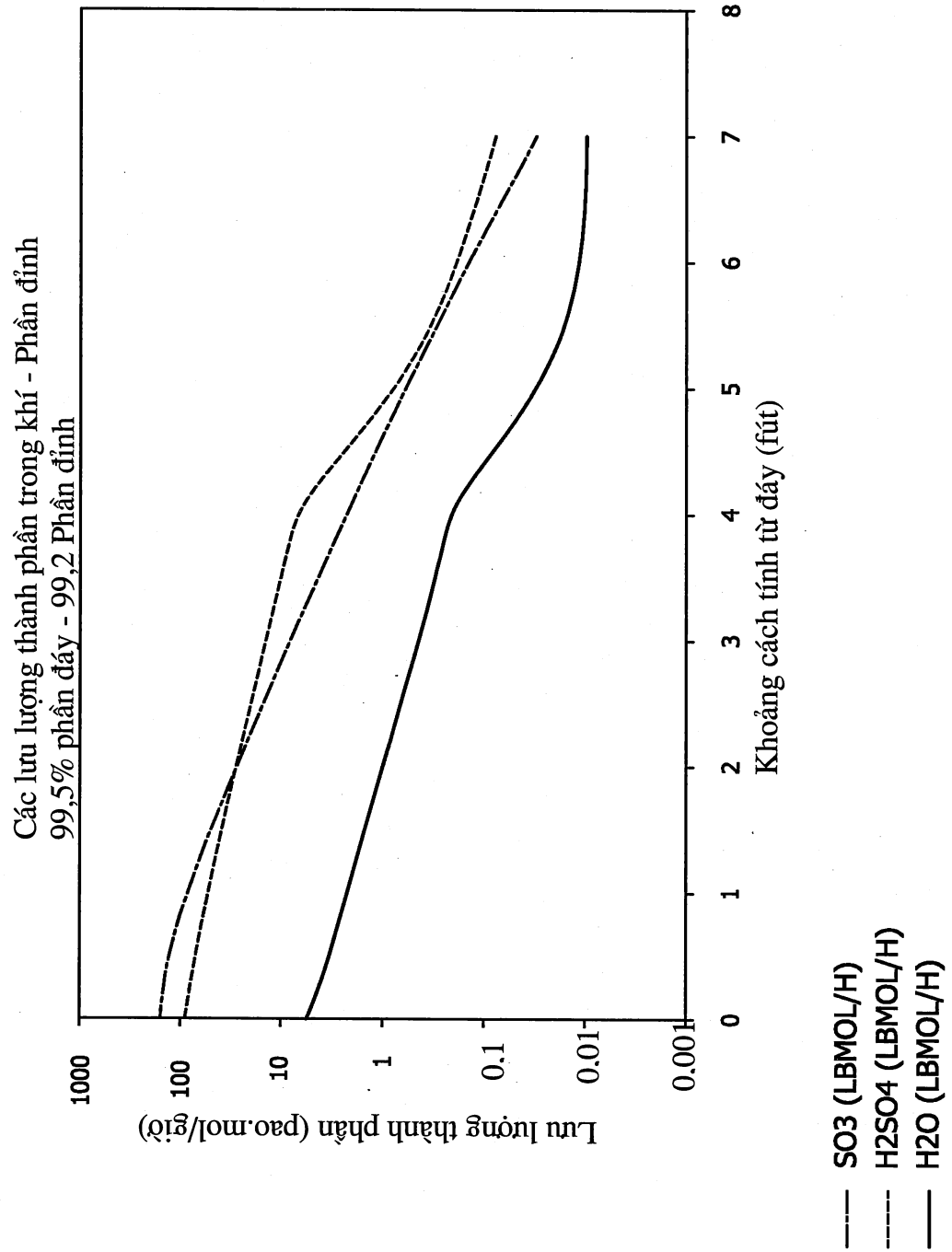


FIG. 22

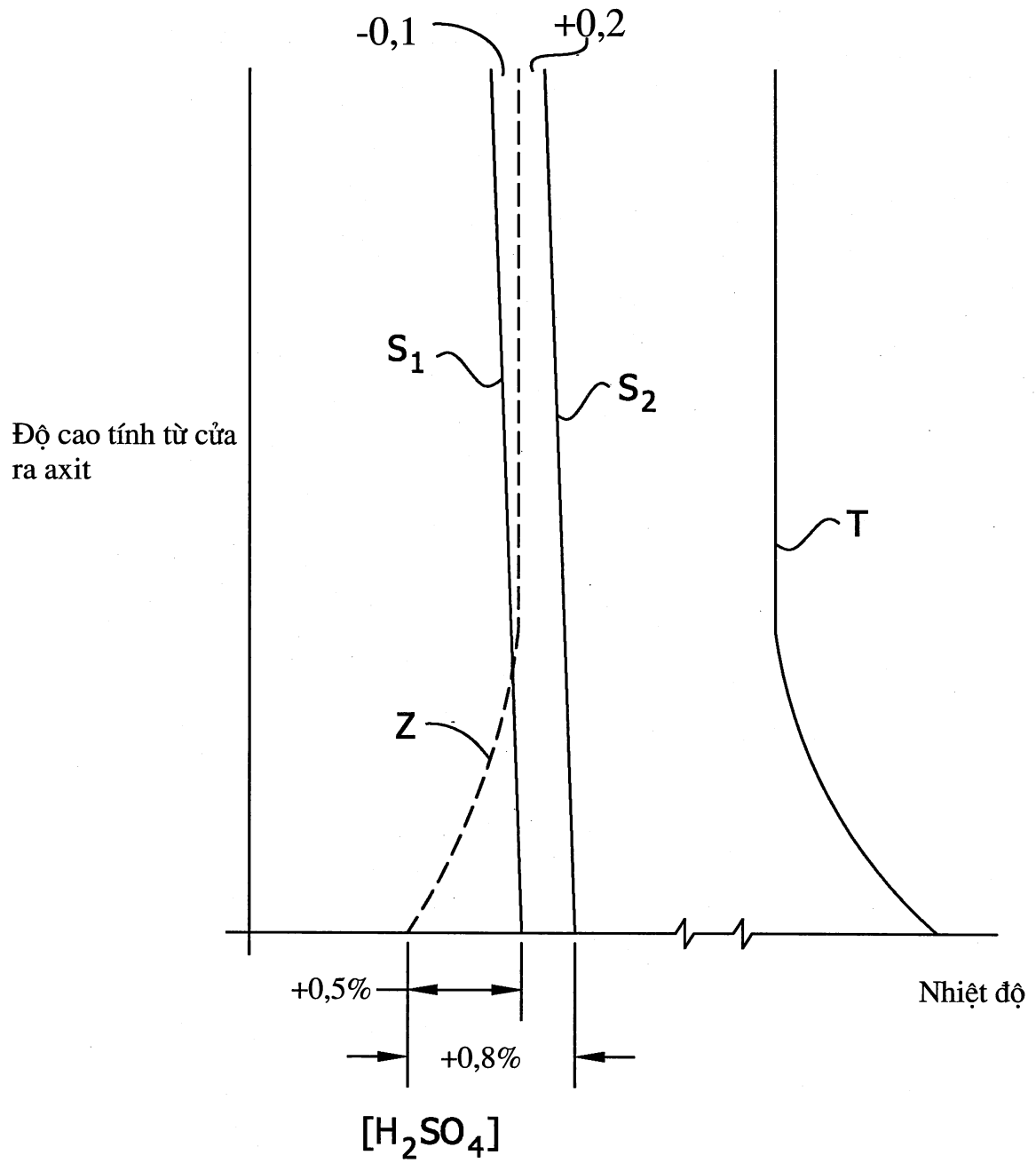


FIG. 24

