



(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)



1-0031877

(51)^{2016.01} C01B 17/74; C01B 17/80; C01B 17/765 (13) B

(21) 1-2015-03575

(22) 14/03/2014

(86) PCT/US2014/029220 14/03/2014

(87) WO2014/144699 18/09/2014

(30) 61/794,855 15/03/2013 US

(45) 25/05/2022 410

(43) 25/01/2016 334A

(73) MECS, INC. (US)

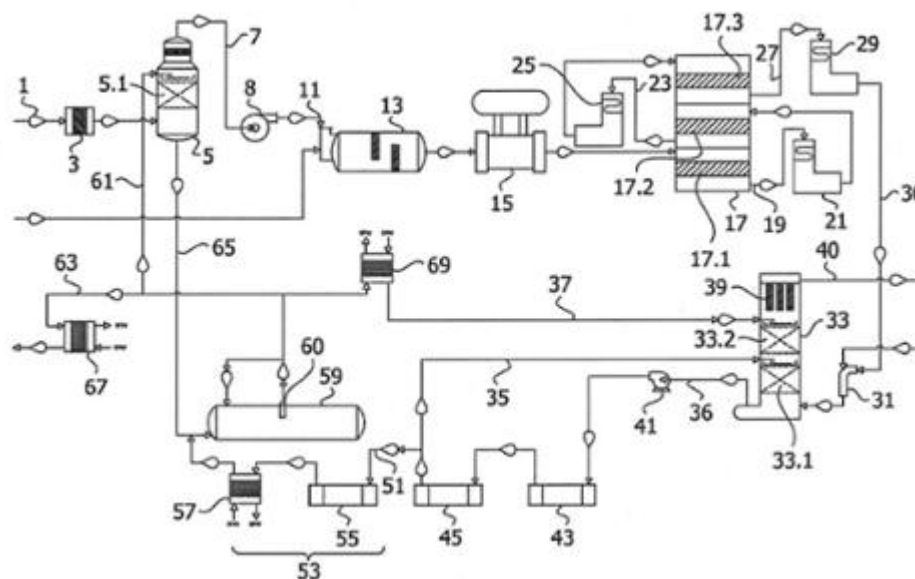
Corporate Pointe Suite 100 14522 South Outer Forty Road, Chesterfield, Missouri
63017, United States of America

(72) VERA-CASTAÑEDA, Ernesto (US).

(74) Công ty Luật TNHH 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 kiểu tiếp xúc, trong đó nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí trong khí chuyển hóa lưu huỳnh trioxit và nhiệt hấp thụ SO_3 trong axit sulfuric được thu hồi bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ sang nước cấp nồi hơi áp suất cao được nạp cho nồi hơi nhiệt thải nơi mà hơi được tạo ra bằng cách truyền nhiệt từ khí đốt lưu huỳnh đioxit. Nhiệt được truyền từ axit hấp thụ cho dòng nước cấp nồi hơi trong dây thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp so với dòng chảy của cả dòng nước cấp nồi hơi và dòng axit hấp thụ, và so với dây này dòng axit hấp thụ và dòng nước cấp nồi hơi chảy ngược dòng. Nước cấp nồi hơi được cho chảy tràn trong vùng áp suất giảm theo đường chảy của nước cấp nồi hơi, do đó giữ Δt từ đầu đến cuối dây thiết bị trao đổi nhiệt để thu hồi nhiệt từ axit hấp thụ trong nước được cấp cho nồi hơi áp suất cao.



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến việc thu hồi nhiệt hấp thụ lưu huỳnh trioxit trong axit sulfuric, và cụ thể hơn là quy trình trong đó lượng lớn nhiệt hấp thụ được thu hồi bằng cách truyền nhiệt này cho nước cấp nồi hơi rồi sau đó chuyển thành hơi áp suất cao.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Quá trình sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc là tỏa nhiệt mạnh trong một vài công đoạn của nó. Lượng lớn nhiệt phản ứng được tạo ra trong khi đốt cháy nguồn lưu huỳnh, ví dụ, lưu huỳnh nguyên tố, hydro sulfua, hoặc kim loại sulfua với lượng dư oxy để tạo ra khí chứa lưu huỳnh đioxit và oxy. Lượng năng lượng đáng kể khác được tạo ra trong quá trình chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit nhờ xúc tác và trong quá trình hấp thụ lưu huỳnh trioxit vào dung dịch hấp thụ chứa axit sulfuric để tạo ra sản phẩm axit sulfuric tinh.

Trong quá trình sản xuất axit sulfuric, từ lâu nay thường thu hồi nhiệt đốt cháy nguồn lưu huỳnh bằng cách cho khí đốt đi qua nồi hơi nhiệt thải. Vì nhiệt độ khí đốt thường rất cao, nên hơi áp suất cao, ví dụ, ở áp suất từ 40 đến 70 bar (từ 4000 đến 7000kPa) được tạo ra trong nồi hơi nhiệt thải.

Cũng thường thu hồi nhiệt oxy hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit. Thông thường, khí đốt ra khỏi nồi hơi nhiệt thải được cho đi qua lò chuyển hóa gồm vài tầng chuyển hóa liên tiếp, trong mỗi tầng, dòng khí chứa lưu huỳnh đioxit và oxy được cho đi qua chất xúc tác để phản ứng chuyển hóa. Để thu hồi nhiệt oxy hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit, khí chuyển hóa ra khỏi lò chuyển hóa có xúc tác thường được cho đi qua nồi hơi nhiệt thải khác, bộ quá nhiệt hơi nước và/hoặc bộ phận tiết kiệm nhiệt để gia nhiệt nước cấp nồi hơi cho nồi hơi nhiệt thải. Thông thường, khí chuyển hóa ra khỏi tầng áp chót của lò chuyển hóa nhiều tầng được cho đi vào tháp hấp thụ trung gian trong đó SO_3 có trong khí được hấp thụ vào axit sulfuric, nhờ đó làm tăng lực dẫn động để chuyển hóa SO_2 thành SO_3 trong tầng chuyển hóa nơi mà dòng khí được quay trở lại từ thiết bị hấp thụ trung gian.

Khí phải được làm mát trước khi đi vào thiết bị hấp thụ trung gian, việc này có thể được thực hiện trong bộ phận tiết kiệm nhiệt như nêu trên, và/hoặc bằng cách cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt khí với khí trong đó dòng quay trở lại từ thiết bị hấp thụ trung gian được gia nhiệt lại bằng cách truyền nhiệt từ dòng khí ra khỏi cùng một tầng chuyển hóa hoặc tầng chuyển hóa khác. Khí quay lại được gia nhiệt lại đến nhiệt độ mà tại đó quá trình chuyển hóa nữa có thể xảy ra trong tầng chuyển hóa nơi mà khí được quay trở lại.

Ngoài nhiệt được tạo ra bằng cách đốt cháy lưu huỳnh và oxy hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit, sự gia tăng năng lượng đáng kể được tạo ra nhờ quá trình hấp thụ lưu huỳnh trioxit từ khí chuyển hóa vào dòng axit sulfuric để sản xuất axit sulfuric từ SO_3 . Cho đến những năm 1980, gia lượng nhiệt, khoảng 25% tổng lượng nhiệt tạo ra trong quá trình axit sulfuric tiếp xúc, bị lãng phí vào khí quyển hoặc chỉ được sử dụng vào những ứng dụng mức thấp như gia nhiệt vùng. Thiết bị làm mát axit hấp thụ làm bằng thép không gỉ thường được vận hành ở nhiệt độ đầu vào tối đa khoảng 110°C , thông thường hơn là khoảng 80°C .

Các patent Mỹ số 4,576,813 và 4,670,242 mô tả các quy trình trong đó thiết bị hấp thụ SO_3 và thiết bị làm mát axit hấp thụ có thể được vận hành để gia nhiệt chất lỏng làm mát đến nhiệt độ 120°C hoặc lớn hơn bằng cách duy trì nồng độ dòng axit sulfuric ra khỏi thiết bị hấp thụ ở nồng độ 98,5% hoặc lớn hơn, tốt hơn là 99% hoặc lớn hơn, và thu hồi nhiệt hấp thụ trong thiết bị trao đổi nhiệt trong đó bề mặt truyền nhiệt làm từ hợp kim Fe/Cr chọn lọc thích hợp được làm ướt bằng axit.

Trong các quy trình được mô tả trong các patent Mỹ 4,576,813 và 4,670,242, lưu huỳnh được đốt cháy trong không khí khô để tạo ra dòng khí chứa SO_2 khô chứa lượng dư oxy, và dòng SO_2 này được cho đi qua lò chuyển hóa để tạo ra dòng khí chứa SO_3 khô, dòng khí này được đưa vào tháp hấp thụ nơi mà nó được cho tiếp xúc với axit sulfuric để hấp thụ nhiệt độ cao SO_3 . Axit hấp thụ từ tháp nhiệt độ cao, thường được gọi là "tháp thu hồi nhiệt," được tuần hoàn qua lớp bên ngoài và thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống gồm các ống làm từ hợp kim Fe/Cr thích hợp. Trong thiết bị trao đổi nhiệt, nhiệt được truyền đến chất lỏng truyền nhiệt và được thu hồi ở dạng hữu ích. Khi ứng dụng thương mại các quy trình được mô tả trong các patent Mỹ số 4,576,813 và 4,670,242, nhiệt được truyền từ axit hấp thụ

tạo ra hơi áp suất trung bình là hữu ích để tạo năng lượng và/hoặc để vận hành quy trình phối hợp.

Thông thường, thiết bị hấp thụ nhiệt độ cao làm thấp trung gian để từ đó dòng SO_2 đã được làm nghèo SO_3 được cho trở lại tầng chuyển hóa nữa để tạo ra dòng khí chuyển hóa SO_3 nữa, sau đó dòng này được đưa vào tháp hấp thụ cuối cùng. Để tối đa hóa việc thu hồi SO_3 và giảm đến mức tối thiểu sương mù axit sulfuric, tháp hấp thụ cuối cùng được vận hành bình thường ở nhiệt độ tương đối vừa phải, ví dụ, khoảng 80°C .

Patent Mỹ số 5,118,490 mô tả quy trình thu hồi nhiệt hấp thụ SO_3 từ "khí ướt." Tài liệu này mô tả những lựa chọn để gia nhiệt nước cấp nồi hơi bằng cách truyền nhiệt từ axit trong hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt (heat recovery absorption system-HRS). Nước cấp nồi hơi dùng cho nồi hơi trong hệ thống thu hồi nhiệt 15 có thể được gia nhiệt sơ bộ trong thiết bị trao đổi nhiệt 19 bằng axit HRS đi ra từ nồi hơi áp suất cao trung gian 15. Nước cấp nồi hơi dùng cho nồi hơi nhiệt thải của khí đốt lưu huỳnh đioxit có thể được gia nhiệt bằng axit HRS nhiệt độ cao bằng cách tách dòng axit ra khỏi thiết bị hấp thụ nhiệt độ cao nằm giữa nồi hơi HRS 15 và thiết bị trao đổi nhiệt khác 21 dùng để gia nhiệt sơ bộ nước cấp nồi hơi áp suất cao. Tốt hơn, nếu axit HRS rời khỏi thiết bị hấp thụ ở nhiệt độ lớn hơn 200°C (392°F), và tốt hơn nếu hơi được tạo ra ở áp suất ≥ 450 kPa trong nồi hơi HRS 15. Theo các phương án khác, patent số 5,118,490 mô tả rằng thiết bị trao đổi nhiệt 15 và 21 có thể được vận hành nối tiếp, trong trường hợp này axit thường chảy trước tiên qua thiết bị trao đổi nhiệt 21.

Patent Mỹ số 5,130,112 mô tả quy trình trong đó năng lượng được thu hồi từ công đoạn hấp thụ SO_3 được tăng cường nhờ phun hơi vào dòng khí chuyển hóa SO_3 trước khi hấp thụ. Sau khi phun hơi, tốt hơn nếu khí chuyển hóa được cho đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt, tốt hơn là bộ phận tiết kiệm nhiệt ngưng tụ, trước khi đi vào thiết bị hấp thụ. Lượng axit HRS ra khỏi nồi hơi HRS 107 được tái tuần hoàn ở dạng axit hấp thụ dùng cho vùng hấp thụ HRS 133, nhưng phân đoạn 137 được chuyển vào thiết bị hấp thụ cuối cùng 157 dưới dạng thành phần để bù cho axit thành phẩm bị lấy ra khỏi chu trình hấp thụ cuối cùng. Phân đoạn sau cùng đi nối tiếp qua thiết bị trao đổi nhiệt 139 và 141, trong mỗi thiết bị này phân đoạn axit

chuyển tiếp được làm mát thêm bằng cách truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi. Trong thiết bị trao đổi nhiệt 141, nước cấp nồi hơi dùng cho cả nồi hơi HRS và nồi hơi nhiệt thải khí đốt SO_2 được gia nhiệt sơ bộ đến 131°C (268°F). Nước cấp nồi hơi ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt 141 đi qua thiết bị loại không khí 165 và sau đó được phân chia cho nồi hơi HRS và nồi hơi nhiệt thải. Phân đoạn chảy vào nồi hơi HRS đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 139 trong đó nó được gia nhiệt đến 184°C (363°F) bằng cách truyền nhiệt từ phân đoạn axit HRS chảy chuyển tiếp. Phân đoạn khác (ở 138°C ; 280°F) chảy qua thiết bị trao đổi nhiệt 155 ở đó nó được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ khí chuyển hóa ở tầng cuối cùng và sau đó qua bộ phận tiết kiệm nhiệt ngưng tụ 131 ở đó nó được gia nhiệt tiếp bằng cách truyền nhiệt từ khí chuyển hóa ở tầng thứ ba.

Patent Mỹ số 4,996,038 mô tả quy trình trong đó nước pha loãng có thể được bổ sung ở dạng hơi vào axit tuần hoàn, tùy ý vào tháp. Cả patent Mỹ số 4,996,038 lẫn patent Mỹ số 5,538,707 đều mô tả quy trình thu hồi nhiệt trong tháp hấp thụ gồm vùng hấp thụ sơ cấp mà dòng khí SO_3 được bổ sung vào đó và vùng hấp thụ thứ cấp, ở trên vùng hấp thụ sơ cấp, trong đó dòng khí được làm mát và SO_3 dư được thu hồi. Nước cấp nồi hơi được gia nhiệt sơ bộ ở nhiệt độ tương đối thấp bằng cách truyền nhiệt từ axit tuần hoàn qua tháp hấp thụ cuối cùng của quy trình trung gian, và bằng cách truyền nhiệt từ axit tuần hoàn qua tháp sấy khô.

WO 2011/139390 mô tả quy trình sản xuất axit sulfuric trong đó các phân đoạn tăng dần của hơi nước được bổ sung vào khí chuyển hóa SO_3 đi vào thiết bị hấp thụ nhiệt độ cao, nhờ đó làm tăng tỷ lệ mol của hơi nước trên lưu huỳnh trioxit đến 0,40 hoặc lớn hơn. Việc bổ sung hơi nước làm tăng lượng hơi áp suất trung bình mà có thể được tạo ra trên một tấn axit sulfuric được tạo ra bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ ra khỏi nồi hơi trong hệ thống thu hồi nhiệt. Đơn này cũng thảo luận sự lựa chọn chiết thêm năng lượng từ axit hấp thụ đi ra khỏi nồi hơi trong hệ thống thu hồi nhiệt bằng cách đưa nó vào một hoặc nhiều thiết bị trao đổi nhiệt hỗ trợ để gia nhiệt và/hoặc loại không khí nước cấp nồi hơi. Nước cấp nồi hơi thường được gia nhiệt đến nhiệt độ 180°C (356°F), song phân đoạn chính của nhiệt hấp thụ được chiết trong nồi hơi trong hệ thống thu hồi nhiệt, do đó, làm giới hạn

mức độ mà nước cấp nồi hơi có thể được gia nhiệt đến bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ nằm sau nồi hơi.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Mục đích của một vài phương án và các phương án được ưu tiên khác nhau của sáng chế là thu hồi lượng nhiệt cao của quá trình hấp thụ lưu huỳnh trioxit trong axit sulfuric ở nhiệt độ tương đối cao, và, cụ thể hơn là, để thu hồi lượng nhiệt hấp thụ cao ở dạng hơi áp suất cao; và để thu hồi nhiệt hấp thụ ở nhiệt độ cao trong nhà máy sản xuất axit sulfuric tiếp xúc chỉ bao gồm một hệ thống hấp thụ.

Sáng chế đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric trong đó nguồn khí chứa lưu huỳnh trioxit được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp với dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit chứa axit sulfuric lỏng, nhờ đó chuyển lưu huỳnh trioxit từ nguồn khí sang dòng axit hấp thụ và gia nhiệt dòng axit hấp thụ bằng nhiệt hấp thụ. Nhiệt được truyền từ dòng axit hấp thụ sang dòng nước cấp nồi hơi trong dãy gồm các thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp so với dòng chảy của cả dòng nước cấp nồi hơi và dòng axit hấp thụ, và so với dãy này dòng axit hấp thụ và dòng nước cấp nồi hơi chảy ngược dòng. Dòng nước cấp nồi hơi được cho chảy tràn trong vùng áp suất giảm theo đường chảy của nước cấp nồi hơi giữa hai thiết bị trao đổi nhiệt liên tiếp trong dãy, nhờ đó tạo ra hơi và làm mát dòng nước cấp nồi hơi trong vùng áp suất giảm. Hơi được tạo ra trong vùng áp suất giảm được tách khỏi dòng nước cấp nồi hơi đã được làm mát, và năng lượng được thu hồi ở dạng hữu ích từ hơi được tạo ra trong vùng áp suất giảm. Dòng nước cấp nồi hơi đã được làm mát được gia áp và chuyển vào thiết bị trao đổi nhiệt khác trong dãy nằm sau vùng áp suất giảm so với dòng chảy của nước cấp nồi hơi. Nước cấp nồi hơi được gia áp được gia nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt khác bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ. Hơi được tạo ra từ dòng nước lỏng có gia áp ở áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) trong nồi hơi nằm bên ngoài dãy thiết bị trao đổi nhiệt nói trên và nằm sau thiết bị trao đổi nhiệt khác so với dòng chảy của nước cấp nồi hơi; và dòng axit hấp thụ được tuần hoàn từ dãy thiết bị trao đổi nhiệt trở lại vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Sáng chế còn đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric trong đó nguồn khí chứa lưu huỳnh đioxit được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp với dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit chứa axit sulfuric lỏng, nhờ đó chuyển lưu huỳnh trioxit từ nguồn khí sang dòng axit hấp thụ và gia nhiệt dòng axit hấp thụ bằng nhiệt hấp thụ. Nhiệt được chuyển từ dòng axit hấp thụ sang dòng nước cấp nồi hơi; và sau đó hơi được tạo ra từ dòng nước cấp nồi hơi đã được gia nhiệt ở áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa). Ít nhất khoảng 60%, 75%, 85%, 90%, 95%, hoặc 97% nhiệt hấp thụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được thu hồi ở dạng hơi có áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) được tạo ra trong nồi hơi.

Sáng chế còn đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric trong đó nguồn khí chứa lưu huỳnh trioxit được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp với dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit chứa axit sulfuric lỏng, nhờ đó chuyển lưu huỳnh trioxit từ nguồn khí sang dòng axit hấp thụ và gia nhiệt dòng axit hấp thụ bằng nhiệt hấp thụ. Ít nhất 60%, 75%, 85%, 90%, 95%, hoặc 97% nhiệt hấp thụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được truyền cho dòng nước cấp nồi hơi; và nước cấp nồi hơi được gia áp đến áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa).

Sáng chế còn đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric trong đó nguồn khí chứa lưu huỳnh trioxit được cho tiếp xúc trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp với dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit chứa axit sulfuric lỏng, nhờ đó chuyển lưu huỳnh trioxit từ nguồn khí sang dòng axit hấp thụ và gia nhiệt dòng axit hấp thụ bằng nhiệt hấp thụ. Nhiệt được truyền từ dịch lỏng hấp thụ sang dòng nước cấp nồi hơi, nhờ đó gia nhiệt dòng nước cấp nồi hơi đến nhiệt độ ít nhất là 400°F (204°C).

Sáng chế còn đề cập đến quy trình sản xuất axit sulfuric trong đó lưu huỳnh được đốt cháy trong khí chứa lượng oxy dư để tạo ra khí đốt chứa lưu huỳnh đioxit và oxy. Khí đốt được cho đi qua nồi hơi nhiệt thải trong đó nhiệt đốt cháy được thu hồi bằng cách truyền nhiệt cho dòng nước cấp nồi hơi để tạo ra hơi ở áp suất lớn hơn 40 bar (4000kPa). Khí đốt được cho tiếp xúc với chất xúc tác trong dãy gồm các vùng chuyển hóa có xúc tác để chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit, nhờ đó tạo ra khí chuyển hóa chứa lưu huỳnh trioxit. Khí chuyển hóa được cho tiếp xúc với dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit chứa axit sulfuric lỏng trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, nhờ đó chuyển lưu huỳnh trioxit từ nguồn khí sang

dòng axit hấp thụ và gia nhiệt dòng axit hấp thụ bằng nhiệt hấp thụ. Nhiệt được truyền từ dòng axit hấp thụ sang dòng nước cấp nồi hơi. Sau đó, dòng nước cấp nồi hơi được chuyển vào nồi hơi nhiệt thải để tạo ra hơi từ dòng nước cấp nồi hơi đã được gia nhiệt ở áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa). Ít nhất khoảng 60%, 75%, 85%, 90%, 95% hoặc 97% nhiệt hấp thụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được thu hồi ở dạng hơi có áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) được tạo ra trong nồi hơi nói trên. Lưu huỳnh đioxit dư có trong dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được lấy ra khỏi quy trình mà không cho tiếp xúc thêm với chất xúc tác để chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit.

Các mục đích và các dấu hiệu khác sẽ là rõ ràng và được mô tả sau đây.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Fig.1 là sơ đồ công nghệ thể hiện quy trình sản xuất axit sulfuric kiểu tiếp xúc theo một phương án được ưu tiên của sáng chế trong đó gần như toàn bộ nhiệt hấp thụ SO_3 được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao, sơ đồ này thể hiện sự tuần hoàn của axit hấp thụ giữa thiết bị hấp thụ của hệ thống thu hồi nhiệt (heat recovery system-HRS), tháp sấy khô không khí đốt cháy, và dãy thiết bị trao đổi nhiệt để truyền nhiệt hấp thụ cho nước cấp nồi hơi dùng cho nồi hơi nhiệt thải khí đốt lưu huỳnh đioxit;

Fig.2 là sơ đồ công nghệ thể hiện phần hơi và nước cấp nồi hơi của một phương án được ưu tiên được thể hiện trên Fig.1;

Fig.3 là sơ đồ kết hợp các sơ đồ công nghệ được thể hiện trên Fig.1 và Fig.2;

Fig.4 là sơ đồ công nghệ thể hiện một dạng đã được cải biến của quy trình được thể hiện trên Fig.1 và Fig.2;

Fig.5 là sơ đồ công nghệ thể hiện phía hơi và nước cấp nồi hơi của một phương án được ưu tiên;

Fig.6 sơ đồ công nghệ thể hiện quy trình như được thể hiện trên Fig.1 theo một phương án khác của sáng chế trong đó nhiệt được tạo ra trong hệ hấp thụ HRS được phân chia cho việc tạo hơi áp suất vừa trong nồi hơi HRS và gia nhiệt nước cấp nồi hơi cho nồi hơi nhiệt thải khí đốt SO_2 ;

Fig.7 là sơ đồ công nghệ thể hiện phần hơi và nước cấp nồi hơi của quy trình được thể hiện trên Fig.6; và

Fig.8 là sơ đồ kết hợp các sơ đồ công nghệ được thể hiện trên Fig.6 và Fig.7.

Mô tả chi tiết sáng chế

Theo sáng chế, các quy trình được đề xuất mà nhờ đó lượng lớn nhiệt hấp thụ lưu huỳnh trioxit trong axit sulfuric được thu hồi ở nhiệt độ cao, tốt hơn là ở dạng hơi áp suất cao, ví dụ, ở áp suất từ 40 đến 70 bar (từ 4000 đến 7000kPa).

Tốt hơn, nếu quy trình này bao gồm quy trình sản xuất axit sulfuric trong nhà máy axit sulfuric tiếp xúc. Mặc dù các quy trình sản xuất axit sulfuric của giải pháp kỹ thuật đã biết thu hồi một số phân đoạn hoặc phần còn lại của năng lượng hấp thụ SO_3 ở dạng hơi áp suất cao, mục tiêu của giải pháp kỹ thuật là thu hồi nhiệt hấp thụ bởi quá trình tạo ra hơi áp suất trung bình trong nồi hơi HRS.

Theo các phương án được ưu tiên của quy trình theo sáng chế, phần chính của nhiệt hấp thụ được thu hồi ở nhiệt độ cao hơn nhiều so với có thể từ việc tạo hơi trong nồi hơi HRS. Vì nhiệt độ của axit hấp thụ lớn nhất đạt được trong thiết bị hấp thụ SO_3 nhiệt độ cao thường nằm trong khoảng từ 450 đến 500°F (từ 232 đến 260°C), áp suất hơi lớn nhất đạt được trong nồi hơi HRS thường nằm trong khoảng từ 9 đến 15 bar (từ 900 đến 1500kPa). Nhiệt độ của axit hấp thụ, và do đó áp suất của hơi được tạo ra trong nồi hơi HRS, bị giới hạn bởi nhiệt hấp thụ, và trong trường hợp phun hơi nước, tổng lượng nhiệt hấp thụ, nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí, và nhiệt ngưng tụ liên quan đến dòng chảy axit, hiệu suất hấp thụ, và có thể là độ bền, khả năng chống ăn mòn và chi phí HRS của ống nồi hơi.

Trái lại, nhiệt độ đạt được trong quá trình đốt cháy lưu huỳnh thường lớn hơn 2000°F, và hơi có áp suất nằm trong khoảng từ 40 đến 70 bar (từ 4000 đến 7000kPa) được tạo ra dễ dàng bằng cách cho khí đốt đi qua nồi hơi nhiệt thải. Bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS sang nước cấp nồi hơi dùng cho nồi hơi áp suất cao này hoặc nồi hơi áp suất cao khác, nhiệt hấp thụ, nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí, và nhiệt ngưng tụ có thể được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao. Mặc dù nước cấp nồi hơi không thể được gia nhiệt bình thường đến nhiệt độ lớn hơn nhiều 400°F (204°C)-440°F (227°C) bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ, do đó

nhệt được truyền được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao, thường ở áp suất từ 40 đến 70 bar (từ 4000 đến 7000kPa), được tạo ra trong nồi hơi nơi mà nước cấp nồi hơi đã được gia nhiệt về cơ bản được phân phối vào đó. Là kết quả của việc tăng nhiệt độ của nước cấp nồi hơi được tạo ra bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ, tải nhiệt hợp lý đối với nồi hơi nhiệt thải bị giảm, lượng hơi được tạo ra trên bề mặt truyền nhiệt nồi hơi áp suất cao đưa ra được tăng, và/hoặc áp suất mà tại đó hơi được tạo ra trên quy mô công nghiệp với tốc độ cấp nước nồi hơi đưa ra có thể tăng. Kết quả là, năng lượng hấp thụ, và trong trường hợp phun hơi nước, nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí và nhiệt ngưng tụ, có thể được thu hồi ở dạng hữu ích ở áp suất vượt quá áp suất có thể đạt được bằng cách sử dụng axit HRS trực tiếp để tạo ra hơi áp suất trung bình.

Theo sáng chế, tốt hơn nếu nhiệt hấp thụ SO_3 được sử dụng để gia nhiệt sơ bộ nước cấp nồi hơi đến nhiệt độ ít nhất khoảng 400°F (204°C), nước cấp nồi hơi được gia nhiệt thường được gia nhiệt tiếp bằng cách truyền nhiệt từ một hoặc nhiều dòng khí chuyển hóa SO_3 , và nước cấp được gia nhiệt về cơ bản được bổ sung vào nồi hơi áp suất cao nơi mà hơi tốt hơn là được tạo ra ở áp suất ít nhất khoảng 40 bar (4000kPa). Tốt hơn, nếu việc truyền nhiệt từ axit HRS gia nhiệt nước cấp nồi hơi đến nhiệt độ ít nhất khoảng 375°F (191°C), 390°F (199°C), 400°F (204°C), 410°F (210°C), 420°F (216°C) hoặc 425°F (218°C).

Tùy ý, nước cấp nồi hơi có thể được phân chia cho nồi hơi áp suất cao như nồi hơi nhiệt thải cho khí đốt SO_2 , và nồi hơi HRS thông thường nơi mà hơi được tạo ra ở áp suất lên tới 10 bar. Thuận lợi, nếu tất cả nước cấp nồi hơi được chuyển vào nồi hơi áp suất cao. Trong trường hợp bất kỳ, tốt hơn nếu ít nhất 60%, 75% hoặc 85% nhiệt hấp thụ được thu hồi ở dạng hơi có áp suất ít nhất khoảng 40 bar (4000kPa). Tốt hơn, nếu ít nhất khoảng 90%, ít nhất khoảng 95% hoặc ít nhất khoảng 97% nhiệt hấp thụ được thu hồi ở dạng hơi có áp suất ít nhất khoảng 40 bar (4000kPa). Thậm chí tốt hơn, nếu ít nhất 60%, 75%, 85%, 90%, 95% hoặc 97% nhiệt hấp thụ được thu hồi ở dạng hơi có áp suất ≥ 50 bar (5000kPa), ví dụ, nằm trong khoảng từ 50 đến 70 bar (từ 5000 đến 7000kPa).

Trong thiết bị axit sulfuric khí ướt, hoặc thiết bị bất kỳ trong đó hơi nước được phun vào khí chuyển hóa SO_3 ở đầu vào của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, lượng

năng lượng được thu hồi trong axit hấp thụ được làm tăng bằng nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí, và nhiệt ngưng tụ nước và axit sulfuric từ pha khí vào pha axit trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Trong các công đoạn này, quy trình theo sáng chế có khả năng thu hồi ít nhất khoảng 60%, 75% hoặc 85%, tốt hơn nếu ít nhất khoảng 90% hoặc ít nhất khoảng 95% tổng nhiệt pha khí của quá trình tạo axit sulfuric, năng lượng hấp thụ SO_3 và nhiệt ngưng tụ ở dạng hơi ≥ 40 bar (4000kPa) hoặc hơi ≥ 50 bar (5000kPa). Tỷ lệ phần trăm cao hơn nữa, ví dụ, lớn hơn 97% hoặc lớn hơn 99% năng lượng này có thể được thu hồi trong hỗn hợp hơi ≥ 40 (4000kPa) hoặc ≥ 50 bar (5000kPa) cộng với thành phần hơi áp suất thấp được dùng cho mục đích hữu ích như tạo ra nguồn hơi để phun vào khí chuyển hóa ở đầu vào của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt như được nêu dưới đây.

Một trở ngại đối với việc thu hồi tối đa năng lượng hấp thụ, hoặc năng lượng hấp thụ cộng với năng lượng ngưng tụ, ở dạng hơi ≥ 40 bar (4000kPa), là chênh lệch nhiệt độ có thể không tương xứng (Δt) giữa axit HRS và nước cấp nồi hơi áp suất cao. Vì nhiệt độ tối đa mà axit hấp thụ có thể đạt tới trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt thường không lớn hơn 500°F (260°C), thông thường hơn là không lớn hơn 450°F (232°C), nên không thể gia nhiệt nước cấp nồi hơi đến nhiệt độ lớn hơn 420°F (216°C) hoặc 430°F (221°C) bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ.

Do đó, mức mà nhiệt hấp thụ có thể được thu hồi bằng cách truyền cho nước cấp nồi hơi có thể bị giới hạn bởi nhu cầu dòng nước của nồi hơi tính theo thể tích của nồi hơi nhiệt thải so với nhiệt độ tối đa mà axit hấp thụ có thể tăng đến trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Trong khi tốc độ tạo ra năng lượng hấp thụ, hoặc năng lượng hấp thụ cộng với năng lượng ngưng tụ axit sulfuric, có thể là đủ về mặt lý thuyết để gia nhiệt thể tích cần thiết của nước cấp nồi hơi đến nhiệt độ tương đối cao, việc xem xét hiệu suất hấp thụ, dòng axit cần thiết, vật liệu cấu tạo, v.v., có thể tránh gia nhiệt chính axit hấp thụ đến nhiệt độ cao đủ để tạo ra Δt thỏa đáng để truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi ở nhiệt độ có thể đạt tới về mặt lý thuyết theo cách khác. Vấn đề này đặc biệt rõ ràng trong các phương án được ưu tiên của sáng chế trong đó sự tạo năng lượng trong hệ hấp thụ SO_3 được tăng cường bằng cách tạo ra nước pha loãng (nước phản ứng SO_3) ở dạng hơi nước. Ví dụ, trong quy trình được minh họa trên Fig.1, trong đó gần 100% nước pha loãng được cung cấp ở

dạng hơi phun hoặc hơi phun cộng với độ ẩm từ không khí đốt cháy đầu vào (như được ngưng tụ trong tháp sấy khô được hợp nhất với dòng tuần hoàn axit hấp thụ), tốc độ tạo nhiệt trong lò đốt lưu huỳnh xấp xỉ gấp đôi tốc độ tạo nhiệt trong thiết bị hấp thụ HRS. Dựa vào mối liên hệ này, nếu tất cả nhiệt hấp thụ được dùng để làm tăng nhiệt cảm biến của nước cấp nồi hơi dùng cho nồi hơi nhiệt thải, thì sự tăng nhiệt độ theo lý thuyết trong nước cấp khoảng 395°F (202°C). Thông thường, nước cấp nồi hơi có sẵn ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 70 đến 100°F (từ 21 đến 38°C). Giả sử là 85°F (29°C), điều này nghĩa là, nếu tất cả nhiệt HRS (hấp thụ + ngưng tụ) được truyền để làm tăng lượng nhiệt cảm biến của nước cấp dùng cho nồi hơi nhiệt thải, thì nhiệt độ của nước cấp nồi hơi cần phải tăng đến 480°F (249°C), điều này đòi hỏi Δt âm gần cửa ra của nước cấp nồi hơi trong (các) thiết bị trao đổi nhiệt trong đó việc truyền nhiệt được thực hiện, hoặc trong điều kiện tốt nhất Δt dương rất nhỏ tương đương với diện tích bề mặt truyền nhiệt lớn một cách lãng phí.

Mặc dù gặp phải những trở ngại này, song tỷ lệ nhiệt hấp thụ rất cao, hoặc nhiệt hấp thụ cộng với nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí cộng với nhiệt ngưng tụ, có thể được thu hồi trong nước cấp nồi hơi áp suất cao nếu việc gia nhiệt nước cấp nồi hơi được ưu tiên trước việc tạo ra hơi áp suất trung bình trong sơ đồ thu hồi nhiệt, như được ưu tiên theo các quy trình của sáng chế.

Tuy nhiên, theo một phương án được ưu tiên khác của sáng chế, về cơ bản thì tất cả nhiệt hấp thụ và ngưng tụ có thể được thu hồi theo sơ đồ truyền nhiệt được chỉ định duy nhất, trong đó nhiệt được truyền từ dòng axit hấp thụ sang dòng nước cấp nồi hơi trong dãy thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp so với dòng chảy của cả dòng nước cấp nồi hơi và dòng axit, và so với dãy này, dòng axit và dòng nước cấp nồi hơi chảy ngược dòng. Dãy thiết bị trao đổi nhiệt này tự nó có thể duy trì Δt dương gần như như suốt quá trình truyền nhiệt, nhưng không nhất thiết đảm bảo sự truyền 85%, 90%, 95%, hoặc 97% nhiệt hấp thụ, hoặc đặc biệt là nhiệt hấp thụ + nhiệt ngưng tụ, hoặc đảm bảo sự truyền định lượng trên diện tích bề mặt truyền nhiệt có sẵn.

Theo một phương án được ưu tiên khác nữa của sáng chế, đã phát hiện rằng Δt thích hợp để thu hồi năng lượng hấp thụ ở dạng hơi áp suất cao có thể đạt được bằng cách cho dòng nước cấp nồi hơi chảy tràn trong vùng áp suất giảm, thường là

thùng chảy tràn hoặc thiết bị loại không khí, tốt hơn là gần như là đoạn nhiệt, theo đường chảy của nước cấp nôi hơi giữa hai thiết bị trao đổi nhiệt liên tiếp trong dãy thiết bị trao đổi nhiệt. Việc chảy tràn nước cấp nôi hơi tạo ra phân đoạn vừa phải nhất của hơi mà có thể dùng cho mục đích hữu ích, và làm mát dòng nước cấp nôi hơi trong thùng chảy tràn hoặc vùng áp suất giảm khác. Bằng cách lựa chọn thích hợp áp suất được duy trì trong thiết bị loại không khí, thùng chảy tràn hoặc vùng áp suất thấp khác, dòng nước cấp nôi hơi có thể được làm mát đến mức mà giữ được Δt dương và có thể khả thi về mặt kinh tế nhờ phần còn lại của dãy thiết bị trao đổi nhiệt trong đó nhiệt hấp thụ hoặc nhiệt (hấp thụ + ngưng tụ) được truyền từ axit hấp thụ HRS sang nước cấp nôi hơi với mức thu hồi nhiệt cao xấp xỉ 100%.

Hơi được chảy tràn trong vùng áp suất giảm được tách ra khỏi dòng nước cấp nôi hơi đã được làm mát và sau đó được gia áp để gia nhiệt thêm trước khi bổ sung vào nôi hơi áp suất cao, thông thường và tốt hơn là nôi hơi nhiệt thải trong đó hơi được tạo ra bằng cách truyền nhiệt từ khí đốt SO_2 trong nhà máy sản xuất axit sulfuric.

Cần phải hiểu rằng, theo các phương án này, ưu tiên nước cấp nôi hơi và dòng axit hấp thụ chảy ngược dòng để cập đến dãy thiết bị trao đổi nhiệt, tức là, ưu tiên rằng có dòng ngược đối với loạt thiết bị trao đổi nhiệt có trong dãy. Dòng ngược cũng có thể là mong muốn trong mỗi thiết bị trao đổi nhiệt nhưng đây là mối quan tâm thứ yếu. Trong thiết bị trao đổi nhiệt ống lồng nhiều đường, các dòng là phức tạp và thường không dễ phân loại là dòng ngược hay dòng song song.

Khí chuyển hóa thường được tạo ra trong lò chuyển hóa gồm nhiều tầng chuyển hóa có xúc tác nối tiếp. Theo các phương án được đặc biệt ưu tiên của sáng chế, chỉ khí trong tầng cuối cùng của lò chuyển hóa được đưa vào thiết bị hấp thụ. Theo phương án này, chỉ có một dòng khí hấp thụ, và khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt không được đưa vào vùng chuyển hóa có xúc tác khác bất kỳ để chuyển hóa tiếp thành lưu huỳnh trioxit chứa lưu huỳnh đioxit dư có trong khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Thay vào đó, dòng này trở thành khí thải chứa SO_2 được loại bỏ ngay hoặc về cơ bản được loại bỏ khỏi quy trình sản xuất axit sulfuric.

Thông thường, dòng khí chuyển hóa được đưa vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt chứa lưu huỳnh trioxit với lượng ít nhất 3 phần trăm thể tích, thông thường

hơn là ít nhất 4 phần trăm thể tích, thông thường hơn nữa là nằm trong khoảng từ 5 đến 12 phần trăm thể tích. Trong điều kiện nhiệt độ cao của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, một phần lưu huỳnh đioxit dư vẫn còn trong khí đi ra khỏi vùng thu hồi nhiệt, và khí về cơ bản bão hòa với hơi axit sulfuric. Do đó, bất chấp việc chỉ khí trong tầng cuối cùng của lò chuyển hóa được hấp thụ, hay quy trình bao gồm một hệ thống hấp thụ hay cả thiết bị hấp thụ trung gian và thiết bị hấp thụ cuối cùng, thì tốt hơn là khí đi ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được cho đi qua vùng hấp thụ thứ cấp nơi mà khí được cho tiếp xúc với dòng axit hấp thụ thứ hai để làm mát dòng khí, ngưng tụ hơi axit sulfuric, và thu hồi lưu huỳnh trioxit dư bằng cách hấp thụ. Việc vận hành thích hợp vùng hấp thụ thứ cấp giúp góp phần thêm vào việc ngăn sự tạo thành sương mù axit trong khí thải từ quy trình.

Khí thải từ quy trình sản xuất axit sulfuric không thể tránh được là chứa một phần lưu huỳnh đioxit còn dư chưa phản ứng, sự thoát ra chấp nhận được của nó thường bị giới hạn bởi các đặc điểm kỹ thuật quy định. Khi chỉ một hệ thống hấp thụ được sử dụng, cho dù hệ thống chỉ bao gồm vùng hấp thụ thu hồi nhiệt hay cả vùng hấp thụ thu hồi nhiệt và vùng hấp thụ thứ cấp nối tiếp, thì khí thải từ quy trình có thể chứa hàm lượng lưu huỳnh đioxit cao hơn không đáng kể so với khí thải của quy trình trung gian nơi mà phản ứng oxy hóa cân bằng được kết thúc nhờ loại bỏ lưu huỳnh trioxit bằng cách hấp thụ trong axit sulfuric trước khi khí đi vào tầng cuối cùng của lò chuyển hóa. Tuy nhiên, bất chấp quy trình có bao gồm thiết bị hấp thụ trung gian hay chỉ có một hệ thống hấp thụ, thì có thể khó mà kiểm soát hàm lượng lưu huỳnh đioxit của khí thải trong sự ràng buộc quy định giới hạn ngày càng tăng. Ngoài ra, thậm chí nếu các tiêu chuẩn thoát khí được đáp ứng, thì sự có mặt của lưu huỳnh đioxit trong khí thải là sự giảm sút về hiệu suất đối với lưu huỳnh.

Do đó, theo các phương án ưu tiên của sáng chế, khí thải có tạp lưu huỳnh đioxit chưa phản ứng được đưa vào quy trình để thu hồi lưu huỳnh đioxit trong chu trình cất phân nhẹ và hấp thụ SO_2 . Ngoài ra, theo sáng chế, hệ thống thu hồi lưu huỳnh đioxit có thể được kết hợp với nhà máy sản xuất axit sulfuric tiếp xúc trong đó phần lớn năng lượng hấp thụ lưu huỳnh trioxit được thu hồi ở nhiệt độ cao, và cụ thể hơn là ở dạng hơi áp suất cao. Ví dụ, nhiệt có thể được truyền từ axit hấp thụ để tạo ra nguồn nhiệt để cất SO_2 từ dịch lỏng hấp thụ SO_2 và nhiệt có thể được

truyền từ môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái chế thu được sang nước cấp nồi hơi. Nhưng để tối đa hóa việc thu hồi năng lượng ở dạng hơi áp suất cao, hoặc theo cách khác là ở nhiệt độ cao, có thể ưu tiên bỏ việc truyền nhiệt từ axit hấp thụ sang hệ thống thu hồi SO_2 , nhưng thuận lợi để thu năng lượng từ hệ thống thu hồi SO_2 bằng cách truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi, ví dụ, bằng cách làm mát môi trường hấp thụ tái chế đi ra khỏi cột cất SO_2 . Thiết bị trao đổi nhiệt dùng cho nhiệm vụ này có thể được kết hợp trong dãy thiết bị trao đổi nhiệt, trong đó nhiệt được truyền từ axit hấp thụ sang nước cấp nồi hơi dùng cho nồi hơi áp suất cao như nồi hơi nhiệt thải để thu hồi năng lượng từ khí đốt lưu huỳnh đioxit. Tuy nhiên, đối với các mục đích xác định ở đây, lưu ý rằng thiết bị trao đổi nhiệt để truyền nhiệt từ dòng trong quy trình thu hồi SO_2 sang nước cấp nồi hơi không được coi là bộ phận của dãy thiết bị trao đổi nhiệt dùng để truyền nhiệt từ axit HRS sang nước cấp nồi hơi, dưới dạng thuật ngữ "dãy" được sử dụng ở đây, thậm chí nếu (các) thiết bị trao đổi nhiệt dùng để truyền nhiệt từ dòng trong quy trình SO_2 được hợp nhất hoàn toàn vào dãy thiết bị trao đổi nhiệt dùng để truyền nhiệt từ axit HRS sang nước cấp nồi hơi.

Được minh họa trên Fig.1 là quy trình được ưu tiên của sáng chế để thu hồi nhiệt hấp thụ và nhiệt ngưng tụ trong hệ thống hấp thụ SO_3 (HRS) nhiệt độ cao ở dạng hơi áp suất cao.

Không khí môi trường 1 đi qua bộ lọc không khí 3 thành không khí đầu vào ở đáy của tháp sấy khô không khí 5 nơi mà độ ẩm được loại bỏ khỏi không khí bằng cách cho tiếp xúc với axit sulfuric đặc trong vùng tiếp xúc lỏng khí 5.1 trong tháp. Trong quy trình của Fig.1, như được mô tả thêm dưới đây, axit đặc được tuần hoàn qua tháp sấy khô gồm axit hấp thụ từ thiết bị hấp thụ HRS, axit này đã được làm mát bằng cách truyền nhiệt hấp thụ cho nước cấp nồi hơi trong dãy thiết bị trao đổi nhiệt được sắp xếp sao cho axit hấp thụ và nước cấp nồi hơi đi ngược dòng so với dãy thiết bị trao đổi nhiệt.

Không khí khô 7 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 150 đến 170°F (từ 66 đến 77°C) ra khỏi tháp sấy khô 5 được nén bằng thiết bị nén 8 và được chuyển sang lò đốt lưu huỳnh 13. Nén không khí giúp gia nhiệt không khí đáng kể, tức là, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 250 đến 350°F (từ 121 đến 177°C). Lưu huỳnh đã nóng chảy được phun vào lò đốt lưu huỳnh tại đây lưu huỳnh được tiếp xúc với

không khí đã nén 11 chảy ở tốc độ sao cho lượng thành phần oxy của không khí là lượng dư tỷ lệ so với dòng lưu huỳnh đi vào lò đốt. Lưu huỳnh phản ứng với oxy của không khí để tạo ra khí đốt chứa lưu huỳnh đioxit, nitơ và oxy không phản ứng. Khí đốt SO_2 ra khỏi lò đốt lưu huỳnh ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 2150 đến 2250°F (từ 1177 đến 1232°C) và sau đó được làm mát đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 700 đến 820°F (từ 371 đến 438°C) bằng cách truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi trong nồi hơi nhiệt thải 15.

Khí đốt ra khỏi nồi hơi nhiệt thải 15 chảy đến lò chuyển hóa 17, đi vào tầng chuyển hóa thứ nhất 17.1, và được cho tiếp xúc trong đó với chất xúc tác để oxy hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit bằng cách phản ứng với thành phần oxy của khí này. Phản ứng oxy hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit cũng tỏa nhiệt mạnh, vì thế khí chuyển hóa 19 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ nhất 17.1 thường là ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 1100 đến 1150°F (từ 593 đến 621°C). Khí chuyển hóa từ tầng chuyển hóa thứ nhất 19 được cho đi qua bộ quá nhiệt 21, tại đây nhiệt được truyền từ khí chuyển hóa sang hơi áp suất cao từ nồi hơi nhiệt thải như được mô tả dưới đây, nhờ đó làm mát khí chuyển hóa đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 775 đến 825°F (từ 413 đến 441°C). Bên cạnh việc thu hồi nhiệt chuyển hóa, việc làm mát khí này còn tạo ra sự cân bằng tốt hơn để chuyển hóa tiếp SO_2 thành SO_3 ở tầng chuyển hóa thứ hai có xúc tác 17.2 mà khí chuyển hóa chảy vào từ bộ quá nhiệt 21.

Khí chuyển hóa 23 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ hai 17.2 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 925 đến 975°F (từ 496 đến 524°C) chảy đến bộ quá nhiệt khác 25 tại đây nhiệt được truyền từ dòng khí 23 sang hơi áp suất cao từ nồi hơi nhiệt thải như cũng được mô tả dưới đây. Khí chuyển hóa từ tầng thứ hai ra khỏi bộ quá nhiệt 25 thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 775°F đến 825°F (từ 413°C đến 441°C) được đưa vào tầng chuyển hóa có xúc tác thứ ba và cuối cùng 17.3 của lò chuyển hóa 17 để chuyển hóa tiếp SO_2 thành SO_3 . Một lần nữa, việc làm mát khí ở phía trên của tầng 17.3 tạo ra sự cân bằng tốt hơn trong đó để chuyển hóa tiếp thành SO_3 . Khí chuyển hóa từ tầng thứ ba 27 ra khỏi lò chuyển hóa ở nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 820 đến 860°F (từ 438 đến 460°C) và được cho đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt 29 tại đây nhiệt được truyền từ khí chuyển hóa vào nước cấp

nồi hơi cho nồi hơi nhiệt thải, như được mô tả thêm dưới đây. Khí chuyển hóa ra khỏi bộ phận tiết kiệm nhiệt 29 được đưa vào hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt. Việc cho khí chuyển hóa đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt giúp làm giảm từ 350 đến 420 độ Fahrenheit (từ 177 đến 216 độ C) nhiệt độ khí nằm trong khoảng từ 820 đến 860°F (từ 438 đến 460°C), tức là đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 430 đến 490°F (từ 221 đến 254°C).

Việc làm mát khí thoát khỏi tầng chuyển hóa cuối cùng được ưu tiên bởi vì sự hoạt động đầy đủ của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt khó thu được khí chuyển hóa quá nóng đi vào vùng này. Nếu khí này đi vào ở nhiệt độ quá cao, thì có thể dẫn đến hấp thụ kém và làm bay hơi axit sulfuric ở cuối cửa nạp khí của vùng hấp thụ, sau đó là làm mát đột ngột và sự tạo thành sương mù axit sulfuric với lượng lớn theo hướng cuối cửa nạp axit của vùng hấp thụ. Năng lượng được truyền trong bộ phận tiết kiệm nhiệt 29 được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao trong nồi hơi nhiệt thải 15.

Khí chuyển hóa từ tầng cuối cùng 30 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 430 đến 490°F (từ 221 đến 254°C) và áp suất áp kế nằm trong khoảng từ 0,6 đến 0,8bar (từ 60 đến 80kPa) được đưa vào bình phun hơi 31, tại đây hơi áp suất thấp được đưa vào dòng khí ở tỷ lệ tỷ lượng so với lượng lưu huỳnh trioxit tốt nhất là nằm trong khoảng từ 0,80 đến 0,90. Phun hơi nước dẫn đến phản ứng ở pha khí giữa SO_3 và nước để tạo ra hơi axit sulfuric. Theo các phương án khác, khí chuyển hóa có thể vẫn khô, hoặc chỉ các phân đoạn hơi nước ít hơn có thể được phun vào khí này. Tuy nhiên, việc phun hơi nước làm tăng đáng kể lượng năng lượng mà có thể được thu hồi trong hệ thống hấp thụ SO_3 , và, cụ thể hơn là, lượng năng lượng có thể được thu hồi sau cùng ở dạng hơi áp suất cao, hoặc mặt khác ở nhiệt độ cao. Ngoài nhiệt của phản ứng giữa SO_3 và nước để tạo thành axit sulfuric, thì việc phun hơi nước vào khí chuyển hóa giúp thu hồi nhiệt ngưng tụ axit sulfuric ở pha khí và nhiệt ngưng tụ hơi nước không tham gia phản ứng. Nói chung được ưu tiên rằng hơi nước được phun vào dòng khí chuyển hóa ở đầu vào của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước đương lượng của khí đến ít nhất là khoảng 0,40 mol mỗi mol tổng hàm lượng khí lưu huỳnh trioxit đương lượng trong khí đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Cụ thể hơn là, hơi nước được cấp vào

với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước đương lượng của dòng khí đến ít nhất là khoảng 0,55 mol, tốt hơn là 0,60 mol, tốt hơn nữa là ít nhất là khoảng 0,70 mol, và tốt nhất là ít nhất là khoảng 0,80 mol, mỗi mol tổng hàm lượng lưu huỳnh trioxit đương lượng của khí đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Như được sử dụng ở đây, thuật ngữ "hàm lượng lưu huỳnh trioxit đương lượng" là tổng hàm lượng lưu huỳnh trioxit tự do cộng với hàm lượng axit sulfuric được tạo ra bởi phản ứng ở pha khí giữa lưu huỳnh trioxit và nước; và thuật ngữ "hàm lượng hơi nước đương lượng" là tổng hàm lượng hơi nước tự do và axit sulfuric được tạo ra bởi phản ứng ở pha khí giữa lưu huỳnh trioxit và hơi nước.

Để cân bằng nguyên liệu đặc trưng đối với phương án được minh họa trên Fig.1, hơi nước được phun vào để cung cấp 85% lượng nước phản ứng để tạo thành axit sulfuric từ lưu huỳnh trioxit, và việc kết hợp dòng tuần hoàn axit của tháp sấy khô với dòng tuần hoàn axit hấp thụ cung cấp toàn bộ hoặc gần như toàn bộ lượng nước phản ứng còn lại bằng cách hấp thụ độ ẩm từ không khí đốt cháy trong tháp sấy khô 5. Do đó, gần như 100% nhiệt ngưng tụ nước phản ứng được thu hồi, cùng với lượng năng lượng bổ sung đáng kể thu được từ nhiệt ngưng tụ axit sulfuric. Trong trường hợp bất kỳ, trong quy trình nêu trên Fig.1, việc phun hơi nước và sự tạo thành axit sulfuric pha khí thu được bằng phản ứng giữa SO_3 và hơi nước thường gia nhiệt dòng khí chuyển hóa ra khỏi bình phun 31 đến nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 570 đến 650°F (từ 299 đến 343°C). Dòng khí này được đưa vào cửa nạp khí gần đáy tháp hấp thụ thu hồi nhiệt 33 phía dưới vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 33.1. Tốt hơn là, vùng thu hồi nhiệt 33.1 có thiết bị thúc đẩy sự chuyển khối giữa pha khí và pha lỏng, như thiết bị nạp liệu hoặc khay. Trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, dòng khí được cho tiếp xúc với axit hấp thụ 35 mà đi vào thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt, thường là tháp hấp thụ, ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 370°F (188°C) đến 450°F (232°C) và nồng độ nằm trong khoảng từ 99,0% đến 99,4%. Axit hấp thụ đi vào phía trên của vùng thu hồi nhiệt và chảy xuống qua vùng ngược dòng với dòng khí. Việc cho axit hấp thụ tiếp xúc với khí trong vùng thu hồi nhiệt dẫn đến sự hấp thụ SO_3 vào pha lỏng, sự ngưng tụ hơi axit sulfuric từ pha khí thành pha lỏng, và sự ngưng tụ của hơi nước từ pha khí thành pha lỏng. Nhiệt cảm biến cũng được truyền từ pha khí sang pha lỏng.

Như được minh họa trên Fig.1, tốt hơn nếu tháp thu hồi nhiệt 33 cũng bao gồm vùng hấp thụ thứ cấp 33.2 tại đây khí ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp (thu hồi nhiệt) được tiếp xúc với dòng axit hấp thụ thứ cấp 37 mà được đưa vào phía trên vùng hấp thụ thứ cấp 33.2 và do đó chảy xuống ngược dòng với dòng khí đi lên. Vùng hấp thụ thứ cấp cũng bao gồm thiết bị nạp liệu hoặc thiết bị khác để thúc đẩy sự chuyển khối giữa pha axit và pha lỏng. Axit hấp thụ thứ cấp 37 đi vào vùng hấp thụ thứ cấp ở nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 120 đến 160°F (từ 49 đến 71°C). Việc cho dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp tiếp xúc với axit hấp thụ thứ cấp ở vùng hấp thụ thứ cấp dẫn đến hấp thụ SO_3 còn lại từ khí ra khỏi vùng sơ cấp và làm mát dòng khí, dẫn đến ngưng tụ tiếp hơi axit sulfuric thành axit hấp thụ thứ cấp. Axit hấp thụ thứ cấp ra khỏi đáy của vùng hấp thụ thứ cấp và tốt hơn là được kết hợp với axit hấp thụ đi vào tháp thu hồi nhiệt ở giữa đáy của vùng thứ cấp và đầu của vùng sơ cấp để tạo thành dòng axit kết hợp mà có chức năng như là axit hấp thụ sơ cấp cho vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Dòng khí ra khỏi phía trên của vùng làm mát và hấp thụ thứ cấp 33.2 đi qua thiết bị loại sương mù axit sulfuric 39 và ra khỏi quy trình này dưới dạng khí thải 40. Tùy ý, lưu huỳnh đioxit có thể được thu hồi từ khí thải trong quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit bao gồm dòng tuần hoàn cát phần nhẹ và hấp thụ mà, lần lượt, có thể tùy ý được kết hợp với quy trình thu hồi nhiệt hấp thụ SO_3 được mô tả ở đây. Axit từ thiết bị loại sương mù 39 có thể chảy trở lại vào tháp hấp thụ thu hồi nhiệt và kết hợp với axit hấp thụ thứ cấp.

Nhờ truyền nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí, nhiệt hấp thụ, nhiệt ngưng tụ, và nhiệt cảm biến, axit hấp thụ đã làm giàu 36 ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được gia nhiệt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 450°F (232°C) đến 490°F (254°C). Axit hấp thụ nóng từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt chảy liên tiếp qua dây thiết bị trao đổi nhiệt trong đó nhiệt được truyền vào nước cấp nồi hơi cho nồi hơi nhiệt thải 15. Nước cấp nồi hơi cũng thường chảy liên tiếp qua dây thiết bị trao đổi, trong đó axit hấp thụ và nước cấp nồi hơi hầu như chảy ngược dòng so với hệ thiết bị trao đổi.

Về phía axit, axit hấp thụ đã làm giàu 36 ra khỏi vùng thu hồi nhiệt 33.1 vào lỗ vào của tháp thu hồi nhiệt 33 chảy đến phía hút của bơm tuần hoàn axit HRS 41

từ đó nó được phân phối đến bộ phận tiết kiệm nhiệt HRS 43 trước tại đây axit được làm mát từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 450 đến 490°F (từ 232 đến 254°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 400 đến 440°F (từ 204 đến 227°C), thường được làm mát 20 đến 40 độ Fahrenheit (-7 đến 40 độ C), bằng cách truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi nóng, nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi nóng từ khoảng điểm sôi ở điều kiện môi trường hoặc cao hơn một chút đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 420 đến 460°F (từ 216 đến 238°C), thường gia nhiệt 150 đến 210 độ Fahrenheit (66 đến 99 độ C).

Ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (bộ phận tiết kiệm nhiệt) 43, dòng axit đi qua thiết bị trao đổi nhiệt HRS thứ hai 45 tại đây axit được làm mát tiếp từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 400 đến 440°F (từ 204 đến 227°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 370 đến 410°F (từ 188 đến 210°C), thường được làm mát 20 đến 40 độ Fahrenheit (-7 đến 40 độ C), bằng cách truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi, và tại đây nước cấp nồi hơi được gia nhiệt ở khoảng nhiệt độ gần với điểm sôi của nó ở điều kiện môi trường.

Axit ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 45 được phân chia thành dòng tái tuần hoàn axit hấp thụ sơ cấp 35 và dòng chảy axit chuyển tiếp 51. Dòng chảy axit chuyển tiếp 51 được đưa vào hệ thống truyền nhiệt thứ ba 53 mà thường bao gồm nhiều thiết bị trao đổi nhiệt, tuy nhiên không phải tất cả các thiết bị trao đổi nhiệt này cần dùng để truyền nhiệt từ axit hấp thụ vào nước cấp nồi hơi, và vì thế thiết bị trao đổi nhiệt bất kỳ có thể được bố trí bên ngoài dãy thiết bị trao đổi nhiệt xác định mà được sắp xếp nối tiếp cho mục đích sau đó. Như được minh họa trên Fig.1, hệ thống truyền nhiệt thứ ba bao gồm các thiết bị gia nhiệt sơ bộ nước cấp nồi hơi 55 và 57, tức là, trong trường hợp này mỗi thiết bị trao đổi nhiệt này là một phần của dãy thiết bị trao đổi nhiệt xác định. Dòng chảy axit chuyển tiếp 51 đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 55 trước và sau đó đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 57 trong khi đó nước cấp nồi hơi đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 57 trước và sau đó đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 55. Trong thiết bị gia nhiệt sơ bộ 55, axit được làm mát từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 370 đến 410°F (từ 188 đến 210°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 190 đến 240°F (từ 88 đến 116°C), thường được làm mát 150 đến 200 độ Fahrenheit (66 đến 93 độ C), nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi từ nhiệt độ nằm trong khoảng

từ 175 đến 215°F (từ 79 đến 102°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 220 đến 260°F (từ 104 đến 127°C). Trong thiết bị trao đổi nhiệt 57, axit ra khỏi thiết bị gia nhiệt sơ bộ nước cấp 55 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 190 đến 240°F (từ 88 đến 116°C) được làm mát, thường được làm mát 60 đến 80 độ Fahrenheit (16 đến 27 độ C), đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 130 đến 160°F (từ 54 đến 71°C), nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi 30 đến 50 độ Fahrenheit (-1 đến 10 độ C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 120 đến 160°F (từ 49 đến 71°C).

Nằm sau hệ thống truyền nhiệt thứ ba 53, dòng axit HRS được phân chia để tạo ra dòng axit thành phẩm, dòng axit hấp thụ thứ hai để tái tuần hoàn đến vùng hấp thụ thứ cấp 33.2, và dòng thứ ba để tuần hoàn đến tháp sấy khô 5 để hấp thụ độ ẩm từ dòng không khí đốt cháy 1. Tốt hơn, nếu việc phân chia axit HRS được tiến hành bằng cách phân phối dòng chảy chuyển tiếp 51 đến bể chứa chung, tức là, thùng bơm axit chung 59 như được minh họa trên Fig.1 mà cũng nhận axit từ tháp sấy khô được quay trở lại từ tháp sấy khô 5. Hỗn hợp thu được, như được lấy ra từ thùng bơm axit chung bằng bơm axit chung 60, được phân chia để tạo ra dòng axit hấp thụ thứ cấp 37 mà được quay trở lại đến vùng hấp thụ thứ cấp 33.2 của thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt 33, dòng cấp axit vào tháp sấy khô 61 mà được đưa vào tháp sấy khô và dòng axit thành phẩm 63 mà được tách khỏi quy trình.

Thông thường, nhiệt độ của axit trong thùng bơm chung 59 nằm trong khoảng từ 140 đến 180°F (từ 60 đến 82°C). Dòng axit vào tháp sấy khô 61 tại nhiệt độ của thùng bơm thường được gia nhiệt khoảng ba độ Fahrenheit (-16 độ C) bởi nhiệt hấp thụ hơi nước từ không khí đốt cháy trong tháp sấy khô 5. Axit vào tháp sấy khô đã sử dụng 65, được pha loãng bằng cách hấp thụ hơi nước từ không khí đốt cháy, được quay trở lại đến thùng bơm theo phương án được minh họa trên Fig.1.

Axit thành phẩm 63 được làm mát từ nhiệt độ thùng bơm đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 80 đến 115°F (từ 27 đến 46°C), thường được làm mát 40 đến 70 độ Fahrenheit (4 đến 21 độ C), bằng cách truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi trong hệ thống truyền nhiệt thứ tư bao gồm thiết bị làm mát axit thành phẩm 67, nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi từ nhiệt độ thường ở điều kiện môi trường hoặc cao hơn

nhệt độ ở điều kiện môi trường vừa phải đến nhiệt độ cao hơn từ 5 đến 15 độ Fahrenheit (từ -15 đến -9 độ C).

Theo phương án nêu trên Fig.1, axit hấp thụ thứ cấp được quay trở lại từ thùng bơm đến vùng hấp thụ thứ cấp được làm mát tiếp bằng cách truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi trong hệ thống truyền nhiệt thứ năm bao gồm thiết bị làm mát axit hấp thụ thứ cấp 69. Theo phương án này, axit hấp thụ thứ cấp thường được làm mát 5 đến 15 độ Fahrenheit (-15 đến -9 độ C), ví dụ, từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 155 đến 165°F (từ 68 đến 74°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 120 đến 160°F (từ 49 đến 71°C). Để thực hiện phương án này, dòng axit hấp thụ được bố trí song song chứ không phải nối tiếp với các hệ thống truyền nhiệt thứ tư và thứ năm. Song một trong số các thiết bị trao đổi nhiệt 67 hoặc 69 đủ tiêu chuẩn làm một phần của dãy thiết bị trao đổi nhiệt mà được bố trí nối tiếp, mỗi thiết bị trong hệ thiết bị này còn bao gồm các thiết bị trao đổi nhiệt 57, 55, 45 và 43. Dòng nước cấp nồi hơi và axit hấp thụ trong mỗi thiết bị trong số hệ thiết bị xen phủ là ngược dòng so với hệ thiết bị trao đổi nhiệt bao gồm dãy này.

Fig.2 thể hiện phân thiết bị hỗ trợ của quy trình nêu trên Fig.1, tức là, phân quy trình trong đó nước cấp nồi hơi được gia nhiệt và hơi được tạo ra từ nước cấp nồi hơi. Nước cấp nồi hơi 71 ở nhiệt độ môi trường hoặc cao hơn nhiệt độ môi trường một chút, thường là ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 70 đến 100°F (từ 21 đến 38°C), được phân phối đến phía thiết bị hỗ trợ của quy trình ở áp suất áp kế thường nằm trong khoảng từ 25 đến 100psi (từ 172 đến 689kPa) bằng bơm nước cấp nồi hơi áp suất thấp 73. Sau đó, nước cấp nồi hơi được cho đi qua thiết bị làm mát axit thành phẩm 67 của hệ thống truyền nhiệt thứ tư mà thường được gia nhiệt 5 đến 20 độ Fahrenheit (-15 đến -7 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 90 đến 115°F (từ 32 đến 46°C), bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS. Nước cấp đã gia nhiệt ra khỏi thiết bị làm mát 67 được chuyển sang thiết bị làm mát axit hấp thụ thứ cấp 69 của hệ thống truyền nhiệt thứ năm trong đó nước cấp này được gia nhiệt tiếp, từ 5 đến 15 độ Fahrenheit (từ -15 đến -9 độ C), bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS, và ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt ở nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 95 đến 120°F (từ 35 đến 49°C). Mặc dù, các hệ thống truyền nhiệt thứ tư và thứ năm được bố trí song song ở phía axit theo phương án về quy trình được minh họa trên

Fig.1, các hệ thống này được bố trí nối tiếp ở phía nước cấp nổi hơi như được minh họa trên Fig.2.

Nước cấp nổi hơi ra khỏi thiết bị làm mát axit hấp thụ thứ cấp 69 đi vào hệ thống truyền nhiệt thứ ba 53. Như được bàn luận trên đây, hệ thống 53 thường bao gồm nhiều thiết bị trao đổi nhiệt. Tuy nhiên, về phía thiết bị hỗ trợ không phải tất cả các thiết bị trao đổi nhiệt này đều cần dùng để truyền nhiệt từ axit hấp thụ đến nước cấp nổi hơi. Ví dụ, như được minh họa trên Fig.1 và Fig.2, vòng nước cấp nổi hơi có thể được đưa vào quy trình để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ khí nguồn, ví dụ, lưu huỳnh đioxit trong khí thải từ tháp thu hồi nhiệt 33, trong dòng tuần hoàn hấp thụ và cất theo quy trình như được mô tả trong công bố đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số US 2012/0107209 A1, đơn yêu cầu cấp patent Mỹ tạm thời số 61/641,833, nộp ngày 2/5/2012 (Attorney Docket No. ENV 10308), và đơn yêu cầu cấp patent Mỹ tạm thời số 61/793,571, nộp ngày 15/3/2013 (Attorney Docket No. ENV 10309), mỗi tài liệu này được đưa vào đây bằng cách viện dẫn. Trong mỗi quy trình trong số các quy trình này, lưu huỳnh đioxit được thu hồi từ khí như khí thải của thiết bị hấp thụ SO_3 hoặc nguồn lưu huỳnh đioxit khác bằng cách cho khí nguồn tiếp xúc với môi trường hấp thụ có nước chứa chất hấp dùng để hấp thụ lưu huỳnh đioxit để tạo ra dịch lỏng hấp thụ được làm giàu SO_2 , và sau đó dịch lỏng hấp thụ này được gia nhiệt trong thiết bị cất phần nhẹ để giải hấp và thu hồi SO_2 .

Do đó, như được minh họa trên Fig.2, cả nước cấp nổi hơi và dòng chảy axit chuyển tiếp đi ngược dòng qua các thiết bị trao đổi nhiệt 57 và 55, nhưng, giữa hai thiết bị trao đổi này, nước cấp nổi hơi đi qua thiết bị trao đổi nhiệt khác (thứ sáu) 75 trong đó nước cấp nổi hơi được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ dòng xử lý nóng trong quy trình để thu hồi SO_2 từ khí nguồn SO_2 như khí thải từ thiết bị hấp thụ 33. Trong dòng tuần hoàn hấp thụ và cất phần nhẹ để thu hồi SO_2 , dòng xử lý mà từ đó nhiệt được truyền trong thiết bị trao đổi 75 thường là môi trường hấp thụ SO_2 tái chế được quay trở lại đến thiết bị hấp thụ SO_2 sau khi SO_2 được cất từ dịch lỏng hấp thụ đã làm giàu, thường bằng cách phun hơi mới vào dịch lỏng hấp thụ đã làm giàu chảy ngược dòng với hơi trong cột cất phần nhẹ SO_2 . Theo cách này năng lượng được cấp trong hơi cất cuối cùng được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao từ nổi hơi nhiệt thải của nhà máy sản xuất axit sulfuric mà thực hiện quy trình thu hồi

SO₂. Vì hơi cất SO₂ được cấp ở áp suất tương đối thấp, nên điều này cho thấy sự nâng cấp thêm về chất lượng của năng lượng được thu hồi.

Mặc dù thiết bị trao đổi nhiệt 75 được bố trí trong hệ các thiết bị trao đổi nhiệt trong đó nước cấp nồi hơi được gia nhiệt tăng dần, nhưng về mặt kỹ thuật thì thiết bị này lại nằm ngoài dãy thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp trong đó nhiệt được truyền từ axit HRS vào nước cấp nồi hơi. Điều này không làm xáo trộn sự bố trí nối tiếp trong dãy thiết bị, mà chỉ là đưa một hoạt động khác vào hệ thiết bị ở phía nước cấp nồi hơi. Theo một phương án nêu trên Fig.2, như được thảo luận, dù sao hoạt động khác không liên quan đến dãy thiết bị trao đổi nhiệt được đưa vào giữa hai thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp khác trong hệ các thiết bị, với tác động đó là góp phần chủ yếu vào việc thu hồi một tỷ lệ lớn năng lượng hấp thụ SO₃, hoặc năng lượng hấp thụ SO₃ và nhiệt tạo thành và ngưng tụ axit sulfuric, hoặc toàn bộ các năng lượng này cùng với hơi cất SO₂, ở dạng hơi áp suất cao.

Trong bất kỳ trường hợp nào, thì nước cấp nồi hơi thường được gia nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt 57 từ 40 đến 70 độ Fahrenheit (từ 4 đến 21 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 150 đến 160°F (từ 66 đến 71°C). Bằng cách truyền nhiệt từ dòng xử lý thu hồi SO₂, nước cấp nồi hơi được gia nhiệt tiếp trong thiết bị trao đổi nhiệt 75 từ 40 đến 70 độ Fahrenheit (từ 4 đến 21 độ C) nữa, ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 175 đến 215°F (từ 79 đến 102°C). Nước cấp ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt 75 ở khoảng nhiệt độ này thường được gia nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt 55 đến nhiệt độ cao hơn điểm sôi ở điều kiện môi trường từ nhẹ đến vừa phải, ví dụ, ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 220 đến 260°F (từ 104 đến 127°C). Tốt hơn nếu áp suất trong thiết bị trao đổi 55 vẫn đủ cao để duy trì nước cấp ở trạng thái lỏng.

Nước cấp ra khỏi thiết bị trao đổi 55 được chuyển sang thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 45, tại đây nhiệt còn được truyền từ axit HRS vào nước cấp. Mức tăng nhiệt độ của nước cấp nồi hơi trong thiết bị trao đổi 45 là vừa phải. Tùy thuộc vào profin giảm áp của đường dẫn nước cấp nồi hơi, sự bốc hơi vừa phải có thể xảy ra trong thiết bị trao đổi nhiệt 45, có thể dẫn đến làm giảm nhẹ nhiệt độ nước cấp khi đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai. Ví dụ, nước cấp nồi hơi, hoặc dòng nước/hơi hai pha chảy ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 45 có thể thường ở nhiệt độ nằm trong

khoảng từ 220 đến 240°F (từ 104 đến 116°C) ở áp suất áp kế nằm trong khoảng từ 3 đến 15psi.

Nước cấp nồi hơi hoặc dòng nước và hơi hai pha ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 45 được đưa vào buồng loại không khí 77, tốt hơn là hoạt động chủ yếu đoạn nhiệt, trong đó nước cấp bay hơi nhanh và làm mát từ 10 đến 15 độ Fahrenheit (-12 đến -9 độ C) so với nhiệt độ của nước cấp nồi hơi ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt 55 của hệ thống truyền nhiệt thứ ba. Việc bay hơi nhanh nước cấp trong buồng loại không khí 77 giúp loại bỏ các thành phần không ngưng tụ được khỏi nước cấp nồi hơi mà được thông khí từ thiết bị loại không khí qua đường dẫn 79 để cung cấp nguồn hơi phun để phân phối đến bình phun hơi 31. Bằng cách bay hơi nhanh đủ hơi trong thiết bị loại không khí 77 để cung cấp hơi nước với tỷ lệ lớn của nước phản ứng cho thiết bị hấp thụ 33, hoạt động của thiết bị loại không khí 77 giúp ngăn ngừa tăng nhiệt độ trong hệ thống nước cấp nồi hơi đến mức mà triệt tiêu Δt để truyền năng lượng từ axit hấp thụ HRS vào nước cấp nồi hơi xuôi dòng so với dòng nước cấp, và nhờ đó hầu như cho phép toàn bộ năng lượng tạo thành, hấp thụ và ngưng tụ axit pha khí từ thiết bị hấp thụ HRS được thu hồi ở dạng hơi nước áp suất cao. Thông thường từ 5% đến 10% nước cấp nồi hơi đi vào thiết bị loại không khí 77 được bay hơi nhanh trong thiết bị này.

Theo một phương án được minh họa trên Fig.1 và Fig.2, không một chút năng lượng nào bị thất thoát khi thu hồi ở nhiệt độ cao vì hơi áp suất thấp ra khỏi thiết bị loại không khí được tái tuần hoàn vào bình phun hơi 31 làm nguồn hơi cho phản ứng ở pha khí với SO_3 . Khi không có mặt nguồn hơi phun này, sẽ cần năng lượng từ nguồn bên ngoài để tạo ra hơi phun. Tuy ý, nhưng thông thường ít được ưu tiên hơn là, hơi đã bay hơi nhanh trong thiết bị loại không khí có thể được sử dụng làm hơi cất trong quy trình phối hợp để thu hồi SO_2 từ khí thải của thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt.

Việc đưa hơi đã bay hơi nhanh trong thiết bị loại không khí vào thiết bị hấp thụ 33 cũng giúp thông khí thích hợp các thành phần không ngưng tụ được từ nước cấp nồi hơi và khí thải từ thiết bị hấp thụ, do đó tách chúng khỏi quy trình mà không làm thất thoát hơi. Hơn thế nữa, cần đảm bảo rằng năng lượng ẩn của hơi đã

bay hơi nhanh ở áp suất thấp trong thiết bị loại không khí cuối cùng được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao.

Nước đã loại không khí 81 ra khỏi thiết bị loại không khí ở nhiệt độ cao hơn điểm sôi của nó ở điều kiện môi trường từ nhẹ đến vừa phải, ví dụ, từ 215 đến 240°F (từ 102 đến 116°C), chảy đến phía hút của bơm nước cấp nồi hơi cao áp 83 từ đây nước cấp được phân phối đến nồi hơi nhiệt thải chống lại đối áp của hơi được tạo ra trong đó. Do đó, áp suất tháo của bơm 83 thường nằm trong khoảng từ 40 đến 70bar (từ 4000 đến 7000kPa), thông thường hơn nằm trong khoảng từ 50 đến 70bar (từ 5000 đến 7000kPa). Nước cấp được chuyển bằng bơm 83 đến bộ phận tiết kiệm nhiệt (thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất) 43 tại đây nhiệt độ của nước cấp được tăng lên thường từ 175 đến 225 độ Fahrenheit (từ 79 đến 107 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 420 đến 460°F (từ 216 đến 238°C), bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS. Từ bộ phận tiết kiệm nhiệt 43 nước cấp nồi hơi đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt 29 trong đó nước cấp được gia nhiệt tiếp, thường từ 70 đến 100 độ Fahrenheit (từ 21 đến 38 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 490 đến 550°F (từ 254 đến 288°C), bằng cách truyền nhiệt từ khí chuyển hóa ở tầng thứ ba 27.

Nước cấp nồi hơi ra khỏi bộ phận tiết kiệm nhiệt 29 được biến đổi thành hơi bằng cách truyền nhiệt từ khí đốt SO₂ trong nồi hơi nhiệt thải 15. Hơi bão hòa ở áp suất nằm trong khoảng từ 40 đến 70bar (từ 4000 đến 7000kPa), thông thường hơn nằm trong khoảng từ 50 đến 70bar (từ 5000 đến 7000kPa), ra khỏi nồi hơi nhiệt thải 15 và đi qua bộ quá nhiệt 25 trước tại đây nhiệt độ của nó được tăng lên 10 đến 20 độ Fahrenheit (-12 đến -7 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 490 đến 560°F (từ 254 đến 293°C), bằng cách truyền nhiệt từ khí chuyển hóa 23 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ hai 17.2 của lò chuyển hóa 17. Hơi quá nhiệt ra khỏi bộ quá nhiệt 25 đi qua bộ quá nhiệt 21 tại đây nó được gia nhiệt tiếp từ 200 đến 300 độ Fahrenheit (từ 93 đến 149 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 700 đến 900°F (từ 371 đến 482°C), bằng cách truyền nhiệt từ dòng khí chuyển hóa 19 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ nhất 17.1.

Fig.2 cũng minh họa quá trình thổi phần ngưng khỏi trống hơi 85 ở phía trên nồi hơi nhiệt thải 15 để loại bỏ các tạp chất rắn cụ thể thông qua hệ thùng bay hơi

bằng quá trình thổi, bao gồm thùng thổi áp suất cao 87 tại đây phần ngưng tụ được bay hơi nhanh thành hơi có áp suất từ thấp đến vừa phải thường có áp suất áp kế nằm trong khoảng từ 2 đến 5bar (từ 200 đến 500kPa), và thùng thổi áp suất thấp 89 trong đó phần ngưng tụ từ thùng thổi 87 được bay hơi nhanh để thu được hơi khác ở áp suất khí quyển, thu được dòng ngưng còn lại mà được tách ra khỏi quy trình để loại các chất rắn cụ thể.

Cách bố trí và mối liên hệ của dãy thiết bị trao đổi nhiệt để truyền năng lượng từ axit HRS được minh họa trên Fig.3 mà kết hợp với các sơ đồ nêu trên Fig.1 và Fig.2 liên quan đến dòng chảy của nước cấp nồi hơi và axit HRS. Fig.3 cũng mô tả việc đưa thiết bị sản xuất axit sulfuric tiếp xúc mà bao gồm thiết bị hấp thụ HRS đối với SO_3 vào quy trình thu hồi SO_2 từ khí thải ra khỏi thiết bị hấp thụ SO_3 . Axit HRS được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 17.2 của thiết bị hấp thụ 17 chảy liên tiếp qua bộ phận tiết kiệm nhiệt 43, thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 45, và các thiết bị trao đổi trong hệ thống truyền nhiệt thứ ba 55 và 57 của dãy thiết bị trao đổi nhiệt, và, sau đó đi qua thùng bơm 59, chảy song song qua thiết bị làm mát sản phẩm cuối 69 và thiết bị làm mát axit hấp thụ thứ cấp 67, mỗi thiết bị này được bố trí nối tiếp với các thiết bị trao đổi nhiệt 43, 45, 55 và 57 liên quan đến dòng axit HRS.

Nước cấp nồi hơi đi vào quy trình ở thiết bị làm mát axit thành phẩm 67 và chảy liên tiếp qua thiết bị làm mát axit thành phẩm, thiết bị làm mát axit hấp thụ thứ cấp 69, các thiết bị làm mát axit của hệ thống truyền nhiệt thứ ba 57 và 55, thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 45 và bộ phận tiết kiệm nhiệt (thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất) 43 mà tạo nên dãy thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp có liên quan đến dãy mà axit HRS và nước cấp nồi hơi chảy ngược dòng. Giữa các thiết bị trao đổi nhiệt 57 và 55, nước cấp nồi hơi đi vòng qua thiết bị trao đổi nhiệt 75 trong đó nước cấp được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ dòng xử lý của hệ thống cất phân nhẹ và hấp thụ SO_2 như cũng được mô tả trên Fig.3 và còn được mô tả dưới đây. Thiết bị trao đổi nhiệt 75 có thể được coi là một phần của hệ thống truyền nhiệt thứ ba như được đề cập trên đây, nhưng không phải là một phần của dãy thiết bị trao đổi nhiệt xác định có liên quan đến nước cấp nồi hơi và axit HRS chảy ngược dòng nối tiếp.

Giữa thiết bị trao đổi nhiệt 45 và bộ phận tiết kiệm nhiệt 43, nước cấp nồi hơi đi qua thiết bị loại không khí 77 trong đó hơi được bay hơi nhanh để loại bỏ các thành phần không ngưng tụ được. Bay hơi nhanh hơi trong thiết bị loại không khí hầu như đoạn nhiệt 77 làm hạn chế sự tăng nhiệt độ ở nước cấp nồi hơi chảy qua quy trình này, và do đó bảo toàn Δt để truyền gần như toàn bộ năng lượng ngưng tụ và hấp thụ của hệ thống HRS vào nước cấp nồi hơi cho nồi hơi nhiệt thải, nhờ đó cho phép thu hồi gần như toàn bộ năng lượng tạo thành, hấp thụ và ngưng tụ axit ở pha khí (cùng với năng lượng được thu hồi từ hơi cất SO_2) ở dạng hơi áp suất cao được tạo ra bằng cách truyền nhiệt từ khí đốt SO_2 trong nồi hơi nhiệt thải.

Khí thải ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp 17.2 được cấp vào cột hấp thụ lưu huỳnh đioxit 101, trong đó SO_2 còn lại trong dòng khí được hấp thụ vào dòng dung môi 103. Khí thải từ thiết bị hấp thụ 101 hầu như chứa nitơ và một lượng nhỏ oxy không phản ứng, và đủ tiêu chuẩn để giải phóng vào không khí. Dịch lỏng hấp thụ đã làm giàu lưu huỳnh đioxit 105 ra khỏi đáy của thiết bị hấp thụ SO_2 và được chuyển đến thiết bị cất phần nhẹ 107 trong đó SO_2 được cất từ dịch lỏng hấp thụ đã gia nhiệt, thông thường bằng cách cho tiếp xúc với hơi mới. Khí nóng từ thiết bị cất phần nhẹ chứa hơi và lưu huỳnh đioxit 109 ra khỏi cột cất phần nhẹ 107 được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 75 trong đó hơi được ngưng tụ từ khí của thiết bị cất phần nhẹ 109 và nhiệt được truyền từ hơi nóng có SO_2 vào nước cấp nồi hơi khi cho nước cấp đi qua giữa thiết bị trao đổi nhiệt 57 và 55, nhờ đó làm tăng nhiệt độ của nước cấp nồi hơi và cuối cùng cho phép thu hồi ở dạng hơi áp suất cao có nhiệt ẩn của hơi cất phần nhẹ được cấp vào cột cất phần nhẹ SO_2 107.

Được minh họa trên Fig.4 là một phương án khác của quy trình theo sáng chế để thu hồi nhiệt hấp thụ, nhiệt của quá trình tạo thành axit sulfuric pha khí, và nhiệt ngưng tụ trong hệ thống hấp thụ (HRS) SO_3 ở nhiệt độ cao ở dạng hơi áp suất cao.

Không khí môi trường 101 chảy qua bộ lọc không khí đầu vào 103 vào cửa nạp không khí ở đáy của tháp sấy khô không khí 105 tại đây độ ẩm được loại khỏi không khí bằng cách cho tiếp xúc với axit sulfuric đậm đặc ở vùng tiếp xúc lỏng khí 105.1 trong tháp. Như được bàn luận thêm dưới đây, axit đặc được tuần hoàn qua tháp sấy khô gồm axit hấp thụ từ thiết bị hấp thụ HRS, axit này được làm mát

bằng cách truyền nhiệt hấp thụ cho nước cấp nồi hơi trong hệ các thiết bị trao đổi nhiệt được sắp xếp sao cho axit hấp thụ và nước cấp nồi hơi đi ngược dòng với hệ các thiết bị trao đổi nhiệt.

Không khí khô 107 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 150 đến 170°F (từ 66 đến 77°C) ra khỏi tháp sấy khô 105 được nén bằng thiết bị nén 108 và được đưa vào thiết bị gia nhiệt sơ bộ không khí 109 tại đây không khí khô này được gia nhiệt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 425 đến 475°F (từ 218 đến 246°C) bằng cách truyền nhiệt từ dòng khí chuyển hóa như được mô tả dưới đây. Lưu huỳnh đã nóng chảy được phun vào lò đốt lưu huỳnh 113 trong đó nó được cho tiếp xúc với không khí nén đã gia nhiệt 111 chảy ở tốc độ sao cho lượng thành phần oxy của không khí là dư tỷ lượng so với dòng lưu huỳnh đi vào lò đốt. Lưu huỳnh phản ứng với oxy của không khí để tạo ra khí đốt chứa lưu huỳnh đioxit, nitơ và oxy không phản ứng. Khí đốt SO₂ ra khỏi lò đốt lưu huỳnh ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 2100 đến 2200°F (từ 1149 đến 1204°C) và sau đó được làm mát đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 700 đến 800°F (từ 371 đến 427°C) bằng cách truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi trong nồi hơi nhiệt thải 115.

Khí đốt ra khỏi nồi hơi nhiệt thải 115 chảy đến lò chuyển hóa 117, đi vào tầng chuyển hóa thứ nhất 117.1, và được cho tiếp xúc trong đó với chất xúc tác để oxy hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit bằng phản ứng với thành phần oxy của khí này. Nhờ gia nhiệt phản ứng oxy hóa có xúc tác, khí chuyển hóa 119 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ nhất 117.1 thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 1100 đến 1150°F (từ 593 đến 621°C). Khí chuyển hóa từ tầng thứ nhất 119 được cho đi qua bộ quá nhiệt 121 tại đây nhiệt được truyền sang hơi áp suất cao từ nồi hơi nhiệt thải như được mô tả dưới đây, nhờ đó làm mát khí chuyển hóa đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 775 đến 825°F (từ 413 đến 441°C). Ngoài việc thu hồi nhiệt chuyển hóa, việc làm mát khí tạo ra sự cân bằng tốt hơn để chuyển hóa tiếp SO₂ thành SO₃ ở tầng chuyển hóa có xúc tác thứ hai 117.2 mà khí chuyển hóa chảy vào từ bộ quá nhiệt 121.

Khí chuyển hóa 123 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ hai 117.2 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 925 đến 975°F (từ 496 đến 524°C) chảy đến bộ quá nhiệt khác 125 tại đây nhiệt được truyền từ dòng khí 123 sang hơi áp suất cao từ nồi hơi nhiệt thải

như cũng được mô tả dưới đây. Khí chuyển hóa từ tầng thứ hai ra khỏi bộ quá nhiệt 125 ở nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 775°F đến 825°F (từ 413°C đến 441°C) được đưa vào tầng chuyển hóa có xúc tác thứ ba và cuối cùng 117.3 của lò chuyển hóa 117 để chuyển hóa tiếp SO_2 thành SO_3 . Một lần nữa, việc làm mát khí ở phía trên của tầng 117.3 tạo ra sự cân bằng tốt hơn để chuyển hóa tiếp thành SO_3 . Khí chuyển hóa từ tầng thứ ba 127 ra khỏi lò chuyển hóa ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 820 đến 860°F (từ 438 đến 460°C) và được cho đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt 129 tại đây nhiệt được truyền vào nước cấp nồi hơi cho nồi hơi nhiệt thải, như được mô tả thêm dưới đây. Khí chuyển hóa ra khỏi bộ phận tiết kiệm nhiệt 129 đi qua thiết bị gia nhiệt sơ bộ không khí 109 tại đây nhiệt được truyền từ khí này sang không khí đốt cháy. Sau khi ra khỏi thiết bị gia nhiệt sơ bộ không khí, khí chuyển hóa được đưa vào hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt. Việc cho khí chuyển hóa đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt giúp làm giảm từ 250 đến 320 độ Fahrenheit (từ 121 đến 160 độ C) của nhiệt độ khí này từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 820 đến 860°F (từ 438 đến 460°C), tức là đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 525 đến 575°F (từ 274 đến 302°C), và ngoài ra việc làm mát trong thiết bị gia nhiệt sơ bộ không khí cũng làm giảm nhiệt độ của khí này thêm từ 170 đến 200 độ Fahrenheit (từ 77 đến 93 độ C), tức là đến nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 320 đến 400°F (từ 160 đến 204°C).

Trong quy trình nêu trên Fig.4, khí được làm mát trong thiết bị gia nhiệt sơ bộ không khí 109 bằng cách gia tăng thêm nhiệt độ để thích ứng với sự tăng đột ngột nhiệt độ mà xảy ra khi phun hơi ở đầu vào của thiết bị hấp thụ như được mô tả ngay dưới đây. Năng lượng được truyền trong bộ phận tiết kiệm nhiệt 129 và thiết bị gia nhiệt sơ bộ không khí 109 đều được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao trong nồi hơi nhiệt thải 115.

Khí chuyển hóa từ tầng cuối cùng 127 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 320 đến 400°F (từ 160 đến 204°C) và ở áp suất áp kế nằm trong khoảng từ 0,6 đến 0,8bar (từ 60 đến 80kPa) được đưa vào bình phun hơi 131, tại đây hơi áp suất thấp được đưa vào dòng khí ở tỷ lệ tỷ lượng so với lượng lưu huỳnh trioxit của nó tốt nhất là nằm trong khoảng từ 0,80 đến 0,90. Nói một cách rộng hơn, tỷ lệ phun hơi

được ưu tiên đối với quy trình nêu trên Fig.4 hầu như là như được mô tả trên đây đối với quy trình nêu trên Fig.1.

Để cân bằng nguyên liệu đặc trưng đối với phương án được minh họa trên Fig.4, như trong quy trình nêu trên Fig.1, hơi nước được phun vào để cung cấp 85% nước phản ứng để tạo thành axit sulfuric từ lưu huỳnh trioxit, và việc kết hợp dòng tuần hoàn axit trong tháp sấy khô với dòng tuần hoàn axit hấp thụ cung cấp toàn bộ hoặc gần như toàn bộ nước phản ứng còn lại bằng cách hấp thụ độ ẩm từ không khí đốt cháy trong tháp sấy khô 105. Do đó, gần như 100% nhiệt ngưng tụ nước phản ứng được thu hồi, cùng với năng lượng bổ sung đáng kể từ nhiệt ngưng tụ axit sulfuric. Trong trường hợp bất kỳ, trong quy trình nêu trên Fig.4, việc phun hơi nước và sự tạo thành axit sulfuric pha khí thu được bằng phản ứng giữa SO_3 và hơi nước thường gia nhiệt dòng khí chuyển hóa ra khỏi bình phun 131 đến nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 525 đến 625°F (từ 274 đến 329°C). Dòng khí này được đưa vào cửa nạp khí gần đáy của tháp hấp thụ thu hồi nhiệt 133 phía dưới vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 133.1. Tốt hơn nếu vùng thu hồi nhiệt 133.1 bao gồm phương tiện thúc đẩy sự chuyển khối giữa pha khí và pha lỏng. Trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, dòng khí được cho tiếp xúc với axit hấp thụ 135 mà đi vào thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt, thông thường là tháp hấp thụ, ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 370°F (188°C) đến 450°F (232°C) và nồng độ nằm trong khoảng từ 99,0% đến 99,4%. Axit hấp thụ đi vào phía trên của vùng thu hồi nhiệt và chảy xuống qua vùng 133.1 ngược dòng với dòng khí. Hoạt động của vùng thu hồi nhiệt hầu như là như được mô tả đối với vùng 33.1 của quy trình nêu trên Fig.1.

Như được minh họa trên Fig.4, tốt hơn nếu tháp thu hồi nhiệt 133 cũng bao gồm vùng hấp thụ thứ cấp 133.2 tại đây khí ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp (thu hồi nhiệt) được cho tiếp xúc với dòng axit hấp thụ thứ cấp 137 ở vùng hấp thụ thứ cấp 133.2 mà gần như cũng hoạt động như được mô tả trên đây đối với vùng 33.2 nêu trên Fig.1. Axit hấp thụ thứ cấp ra khỏi đáy của vùng hấp thụ thứ cấp và được kết hợp với axit hấp thụ đi vào tháp thu hồi nhiệt giữa đáy của vùng thứ cấp và đầu của vùng sơ cấp để tạo ra dòng axit kết hợp mà có chức năng như là axit hấp thụ sơ cấp cho vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Dòng khí ra khỏi phần đầu của vùng làm mát và hấp thụ thứ cấp 133.2 đi qua thiết bị tách sương mù axit sulfuric 139 và ra khỏi quy trình này dưới dạng khí thải 140. Tùy ý, lưu huỳnh đioxit có thể được thu hồi từ khí thải trong quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit mà có thể tùy ý được kết hợp với quy trình thu hồi nhiệt hấp thụ SO_3 như được mô tả thêm dưới đây.

Nhờ truyền nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí, nhiệt hấp thụ, nhiệt ngưng tụ, và nhiệt cảm biến, axit hấp thụ đã làm giàu 136 ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được gia nhiệt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 400°F (204°C) đến 480°F (249°C). Axit hấp thụ nóng từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt chảy liên tiếp qua dây thiết bị trao đổi nhiệt trong đó nhiệt được truyền vào nước cấp nồi hơi cho nồi hơi nhiệt thải 115. Nước cấp nồi hơi cũng thường chảy liên tiếp qua dây thiết bị trao đổi, trong đó axit hấp thụ và nước cấp nồi hơi hầu như chảy ngược dòng với dây thiết bị trao đổi.

Về phía axit, axit hấp thụ đã làm giàu 136 ra khỏi vùng thu hồi nhiệt 133.1 vào lỗ vào của tháp thu hồi nhiệt 133 chảy đến phía hút của bơm tuần hoàn axit HRS 141 từ đó nó được phân phối trước đến bộ phận tiết kiệm nhiệt HRS 143 tại đây axit được làm mát từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 400 đến 480°F (từ 204 đến 249°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 380 đến 430°F (từ 193 đến 221°C), thường được làm mát 10 đến 40 độ Fahrenheit (-12 đến 4 độ C), bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi nóng, nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi nóng từ nhiệt độ xấp xỉ bằng điểm sôi ở điều kiện môi trường hoặc nhiệt độ cao hơn một chút đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 375 đến 425°F (từ 191 đến 218°C), thường được gia nhiệt 150 đến 225 độ Fahrenheit (66 đến 107 độ C).

Ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất (bộ phận tiết kiệm nhiệt) 143, dòng axit đi qua thiết bị trao đổi nhiệt HRS thứ hai 145 tại đây axit còn được làm mát từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 380 đến 430°F (từ 193 đến 221°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 370 đến 400°F (từ 188 đến 204°C), thường được làm mát 15 đến 30 độ Fahrenheit (-9 đến -1 độ C), bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi, và tại đây nước cấp nồi hơi được gia nhiệt trong khoảng nhiệt độ gần bằng điểm sôi của nó ở điều kiện môi trường.

Axit ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 145 được phân chia thành dòng tái tuần hoàn axit hấp thụ sơ cấp 147 và dòng chảy axit chuyển tiếp 151. Dòng tái tuần hoàn sơ cấp 147 được kết hợp với dòng axit 149 mà bao gồm axit từ tháp sấy khô 105 để tạo ra dòng axit hấp thụ sơ cấp 135 mà sau đó được tái tuần hoàn đến phần đầu của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 133.1. Dòng chảy axit chuyển tiếp 151 chảy tiếp đến hệ thống truyền nhiệt thứ ba 153 mà có thể tùy ý bao gồm nhiều thiết bị trao đổi nhiệt, tuy nhiên không phải tất cả các thiết bị trao đổi nhiệt này đều cần dùng để truyền nhiệt từ axit hấp thụ vào nước cấp nồi hơi, và vì thế thiết bị trao đổi nhiệt bất kỳ có thể được bố trí bên ngoài dãy thiết bị trao đổi nhiệt xác định mà được sắp xếp nối tiếp cho mục đích sau đó. Theo phương án nêu trên Fig.4, hệ thống truyền nhiệt thứ ba ở phía axit chỉ bao gồm thiết bị gia nhiệt sơ bộ nước cấp nồi hơi 155. Trong thiết bị gia nhiệt sơ bộ 155, axit được làm mát từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 370 đến 400°F (từ 188 đến 204°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 130 đến 160°F (từ 54 đến 71°C), thường được làm mát 225 đến 270 độ Fahrenheit (107 đến 132 độ C), nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 175 đến 250°F (từ 79 đến 121°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 220 đến 260°F (từ 104 đến 127°C).

Nằm sau thiết bị trao đổi nhiệt 155 axit HRS được phân chia để tạo ra cả dòng axit thành phẩm và dòng axit hấp thụ thứ cấp để tái tuần hoàn đến vùng hấp thụ thứ cấp 133.2. Tốt hơn nếu việc phân chia dòng axit HRS được tiến hành bằng cách phân phối dòng chảy chuyển tiếp 151 đến bể chứa chung, tức là, thùng bom axit chung 159 như được minh họa trên Fig.4 mà cũng nhận axit từ tháp sấy khô được quay trở lại từ tháp sấy khô 105 và tùy ý, nước khử khoáng 170 để thực hiện chức năng như là nước pha loãng bổ sung để phản ứng với SO_3 trong tháp hấp thụ thu hồi nhiệt 133. Hỗn hợp thu được, khi được lấy ra khỏi thùng bom axit chung bằng bơm axit chung 160, được phân chia để thu được dòng axit hấp thụ thứ cấp 137 mà được quay trở lại đến vùng hấp thụ thứ cấp 133.2 của thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt 133, dòng tái tuần hoàn sơ cấp đã làm mát 149 được kết hợp với dòng tái tuần hoàn tương đối nóng 147 để tạo ra dòng axit hấp thụ sơ cấp 135, dòng cấp axit vào tháp sấy khô 161 được đưa vào tháp sấy khô, và dòng axit thành phẩm 163 được tách khỏi quy trình.

Thông thường, nhiệt độ của axit trong thùng bơm chung 159 nằm trong khoảng từ 140 đến 180°F (từ 60 đến 82°C). Dòng axit từ tháp sấy khô 161 ở nhiệt độ thùng bơm thường được gia nhiệt khoảng ba độ Fahrenheit (-16 độ C) bằng nhiệt hấp thụ hơi nước từ không khí đốt cháy trong tháp sấy khô 105. Axit từ tháp sấy khô đã sử dụng 165, được pha loãng bằng cách hấp thụ hơi nước từ không khí đốt cháy, được quay trở lại đến thùng bơm theo phương án được minh họa trên Fig.4.

Axit thành phẩm 163 được làm mát từ nhiệt độ thùng bơm đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 80 đến 115°F (từ 27 đến 46°C), thường được làm mát 40 đến 70 độ Fahrenheit (4 đến 21 độ C), bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi trong hệ thống truyền nhiệt thứ tư có thiết bị làm mát axit thành phẩm 167, nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi từ nhiệt độ thường ở nhiệt độ môi trường hoặc nhiệt độ môi trường được tăng vừa phải đến nhiệt độ cao hơn từ 5 đến 15 độ Fahrenheit (từ -15 đến -9 độ C).

Tùy ý, axit hấp thụ thứ cấp được quay trở lại từ thùng bơm sang vùng hấp thụ thứ cấp còn được làm mát bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi trong hệ thống truyền nhiệt thứ năm có thiết bị làm mát axit hấp thụ thứ cấp (không được thể hiện). Thiết bị trao đổi nhiệt 167 là một phần của dãy thiết bị trao đổi nối tiếp, dãy này còn bao gồm các thiết bị trao đổi 155, 145 và 143. Dòng của nước cấp nồi hơi và axit hấp thụ là dòng ngược đối với hệ thiết bị trao đổi nhiệt bao gồm dãy này.

Fig.5 minh họa phía thiết bị hỗ trợ của quy trình nêu trên Fig.4. Nước cấp nồi hơi 171 ở nhiệt độ môi trường hoặc nhiệt độ cao hơn nhiệt độ môi trường một chút, thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 70 đến 100°F (từ 21 đến 38°C), được phân phối đến phía thiết bị hỗ trợ của quy trình ở áp suất áp kế thường nằm trong khoảng từ 25 đến 100psi (từ 172 đến 689kPa) bằng bơm nước cấp nồi hơi áp suất thấp 173. Sau đó, nước cấp nồi hơi được cho đi qua thiết bị làm mát axit thành phẩm 167 của hệ thống truyền nhiệt thứ tư tại đây nó thường được gia nhiệt 5 đến 20 độ Fahrenheit (-15 đến -7 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 90 đến 115°F (từ 32 đến 46°C), bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS. Sau đó, nước cấp nồi hơi ra khỏi thiết bị làm mát axit thành phẩm 167 đi vào hệ thống truyền nhiệt thứ

ba 153. Như được bàn luận trên đây, hệ thống 153 thường bao gồm nhiều thiết bị trao đổi nhiệt. Tuy nhiên, về phía thiết bị hỗ trợ không phải tất cả các thiết bị trao đổi nhiệt này đều cần dùng để truyền nhiệt từ axit hấp thụ vào nước cấp nổi hơi. Ví dụ, vòng nước cấp nổi hơi có thể được đưa vào quy trình để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ khí nguồn, ví dụ, lưu huỳnh đioxit trong khí thải từ tháp thu hồi nhiệt 133, trong dòng tuần hoàn cất phần nhẹ và hấp thụ theo quy trình như quy trình được mô tả trong đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số US 2012/0107209 A1, đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 61/641,833, được nộp ngày 2/5/2012 (Attorney Docket No. ENV 10308), và đơn yêu cầu cấp patent Mỹ số 61/793,571, được nộp ngày 15/3/2013 (Attorney Docket No. ENV 10309).

Do đó, như được minh họa trên Fig.5, nước cấp nổi hơi ra khỏi thiết bị làm mát axit thành phẩm 167 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 90 đến 115°F (từ 32 đến 46°C) đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 175 trước trong đó nhiệt được truyền vào nước cấp nổi hơi từ dòng môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái sinh, nhờ đó gia nhiệt nước cấp thường từ 25 đến 45 độ Fahrenheit (từ -4 đến 7 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 120 đến 140°F (từ 49 đến 60°C). Nguồn môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái sinh là như được mô tả trên đây đối với Fig.2.

Mặc dù thiết bị trao đổi nhiệt 175 là nằm trong hệ các thiết bị trao đổi nhiệt trong đó nước cấp nổi hơi được gia nhiệt tăng dần, nhưng về mặt kỹ thuật thiết bị này nằm ngoài dãy thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp trong đó nhiệt được truyền từ axit HRS vào nước cấp nổi hơi. Điều này không làm ảnh hưởng đến sự bố trí nối tiếp của dãy, mà đơn giản là đưa hoạt động khác vào các thiết bị trao đổi nối tiếp ở phía nước cấp nổi hơi. Như theo phương án nêu trên Fig.2, phương án nêu trên Fig.5 bao gồm một hoạt động khác bên ngoài dãy thiết bị trao đổi nhiệt, tức là thiết bị tách loại không khí cho nước cấp nổi hơi, nằm giữa hai thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp trong hệ.

Nước cấp ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt 175 chảy đến thiết bị trao đổi nhiệt 155 tại đây nó thường được gia nhiệt 140 đến 180 độ Fahrenheit (60 đến 82 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 270 đến 310°F (từ 132 đến 154°C).

Nước cấp ra khỏi thiết bị trao đổi 155 được kết hợp với một phần nước đã tách loại không khí 191 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 215 đến 240°F (từ 102 đến

116°C) từ bơm tuần hoàn nước cấp nồi hơi 182 mà tuần hoàn nước cấp giữa thiết bị trao đổi nhiệt 155 và thiết bị loại không khí 177 như được mô tả tiếp dưới đây. Dòng kết hợp, thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 230 đến 280°F (từ 110 đến 138°C), đi vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai tại đây nó được gia nhiệt tiếp, ví dụ, 25 đến 45 độ Fahrenheit (-4 đến 7 độ C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 270 đến 300°F (từ 132 đến 149°C), bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS. Tùy thuộc vào profin giảm áp của đường dẫn nước cấp nồi hơi, sự bốc hơi nhanh vừa phải có thể xảy ra trong thiết bị trao đổi nhiệt 145, có thể làm giới hạn mức tăng nhiệt độ nước cấp khi đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai.

Nước cấp nồi hơi hoặc dòng nước và hơi hai pha ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 145 được đưa vào buồng loại không khí tốt hơn là gần như đoạn nhiệt 177 trong đó nước cấp bốc hơi nhanh và được làm mát 15 đến 80 độ Fahrenheit (-9 đến 26 độ C) so với nhiệt độ của nước cấp nồi hơi ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt 155 của hệ thống truyền nhiệt thứ ba. Việc làm bốc hơi nhanh nước cấp trong buồng loại không khí 177 giúp loại bỏ các thành phần không ngưng tụ được ra khỏi nước cấp nồi hơi mà được thông khí từ thiết bị loại không khí qua đường dẫn 179 để cung cấp nguồn hơi phun để phân phối đến bình phun hơi 131. Bằng cách bốc hơi nhanh đủ hơi trong thiết bị loại không khí 177 để cung cấp hơi nước theo tỷ lệ cao nước phản ứng cho thiết bị hấp thụ 133, việc vận hành thiết bị loại không khí 177 giúp ngăn ngừa sự tăng nhiệt độ trong hệ thống nước cấp nồi hơi khỏi đạt đến mức mà triệt tiêu Δt để chuyển năng lượng từ axit hấp thụ HRS vào nước cấp nồi hơi xuôi dòng so với dòng nước cấp, và nhờ đó gần như cho phép toàn bộ năng lượng từ quá trình tạo thành axit pha khí, năng lượng hấp thụ và ngưng tụ từ thiết bị hấp thụ HRS được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao. Thường khoảng từ 5% đến 10% nước cấp nồi hơi đi vào thiết bị loại không khí 177 được bốc hơi nhanh trong thiết bị này.

Theo phương án được minh họa trên Fig.4 và Fig.5, không có năng lượng nào trong số các năng lượng này bị hao hụt khi thu hồi ở nhiệt độ cao vì hơi áp suất thấp ra khỏi thiết bị loại không khí được tái tuần hoàn vào bình phun hơi 131 làm nguồn hơi cho phản ứng với SO_3 ở pha khí. Khi không có nguồn hơi phun này, sẽ cần đến năng lượng từ nguồn bên ngoài để tạo ra hơi phun. Tuy ý, nhưng thông thường ít được ưu tiên hơn, hơi được bay hơi nhanh trong thiết bị loại không khí có

thể được sử dụng làm hơi cất ở quy trình tương đương để thu hồi SO_2 từ khí thải của thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt.

Việc đưa hơi đã bay hơi nhanh trong thiết bị loại không khí vào thiết bị hấp thụ 133 cũng giúp thông khí thuận lợi các thành phần không ngưng tụ được từ nước cấp nồi hơi bằng khí thải từ thiết bị hấp thụ.

Nước đã tách loại không khí 181 ở nhiệt độ cao hơn điểm sôi của nó ở điều kiện môi trường từ nhẹ đến vừa phải, ví dụ, ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 215 đến 240°F (từ 102 đến 116°C), được tuần hoàn thông qua bơm thể tích cao 182 giữa thiết bị trao đổi nhiệt 145 và thiết bị loại không khí. Khi tháo bơm tuần hoàn 182, nước cấp được phân chia thành dòng tái tuần hoàn mà chảy ngược lại cửa nạp nước cấp nồi hơi của thiết bị trao đổi nhiệt 145 và nước cấp cho nồi hơi nhiệt thải mà chảy đến phía hút của bơm nước cấp nồi hơi cao áp 183. Nhờ bơm cao áp 183, nước cấp được phân phối đến nồi hơi nhiệt thải để chống lại phản áp của hơi được tạo ra trong đó. Do đó, áp suất tháo của bơm 183 thường nằm trong khoảng từ 40 đến 70bar (từ 4000 đến 7000kPa), phổ biến hơn thường nằm trong khoảng từ 50 đến 70bar (từ 5000 đến 7000kPa). Nhờ bơm 183 nước cấp được chuyển đến bộ phận tiết kiệm nhiệt (thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất) 143 tại đây nhiệt độ của nước cấp thường được tăng lên từ 150 đến 200 độ Fahrenheit (từ 66 đến 93 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 375 đến 425°F (từ 191 đến 218°C), bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS. Từ bộ phận tiết kiệm nhiệt 143 nước cấp nồi hơi đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt 129 tại đây nước cấp lại được gia nhiệt tiếp, thường là 100 đến 140 độ Fahrenheit (38 đến 60 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 490 đến 550°F (từ 254 đến 288°C), bằng cách truyền nhiệt từ khí chuyển hóa ở tầng thứ ba 127 (Fig.4).

Nước cấp nồi hơi ra khỏi bộ phận tiết kiệm nhiệt 129 được biến đổi thành hơi bằng cách truyền nhiệt từ khí đốt SO_2 trong nồi hơi nhiệt thải 115. Hơi bão hòa ở áp suất nằm trong khoảng từ 40 đến 70bar (từ 4000 đến 7000kPa), thông thường hơn ở áp suất nằm trong khoảng từ 50 đến 70bar (từ 5000 đến 7000kPa), ra khỏi nồi hơi nhiệt thải 115 thông qua trống hơi 185 và đi qua bộ quá nhiệt 125 trước tại đây nhiệt độ của nó được tăng lên 10 đến 20 độ Fahrenheit (-12 đến -7 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 490 đến 560°F (từ 254 đến 293°C), bằng cách

truyền nhiệt từ khí chuyển hóa 123 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ hai 117.2 của lò chuyển hóa 17 (Fig.4). Hơi quá nhiệt ra khỏi bộ quá nhiệt 125 đi qua bộ quá nhiệt 121 tại đây hơi quá nhiệt được gia nhiệt tiếp 225 đến 325 độ Fahrenheit (107 đến 163 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 750 đến 850°F (từ 399 đến 454°C), bằng cách truyền nhiệt từ dòng khí chuyển hóa 119 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ nhất 117.1 (Fig.4).

Fig.5 cũng minh họa quá trình thổi phần ngưng từ trống hơi 185 ở phía trên nồi hơi nhiệt thải 115 để loại bỏ các tạp chất rắn cụ thể thông qua hệ các thùng thổi bốc hơi nhanh, bao gồm thùng thổi cao áp 187 tại đây phần ngưng được bay hơi nhanh đến hơi có áp suất thấp đến vừa phải thường ở áp suất áp kế nằm trong khoảng từ 2 đến 5bar (từ 200 đến 500kPa), và thùng thổi áp suất thấp 189 trong đó phần ngưng từ thùng thổi 187 được bốc hơi nhanh để thu được hơi khác ở áp suất khí quyển, thu được dòng ngưng còn lại mà được rửa sạch khỏi quy trình để loại bỏ các chất rắn cụ thể.

Fig.6 minh họa một phương án khác về quy trình sản xuất axit sulfuric, trong đó một phần năng lượng được tạo ra ở vùng hấp thụ thứ cấp và thu hồi nhiệt của thiết bị hấp thụ HRS được thu hồi ở dạng hơi nước có áp suất trung bình trong nồi hơi HRS, và phần còn lại được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ HRS vào nước cấp nồi hơi cho nồi hơi áp suất cao, trong trường hợp nồi hơi nhiệt thải trong đó nhiệt được thu hồi từ khí đốt SO_2 . Theo một phương án được ưu tiên hơn về cách vận hành quy trình nêu trên Fig.6, ít nhất 60% nhiệt ở pha khí của quá trình tạo thành axit sulfuric, nhiệt hấp thụ và ngưng tụ được tạo ra ở vùng thu hồi nhiệt cuối cùng được thu hồi ở dạng hơi có áp suất nằm trong khoảng từ 40 đến 70bar (từ 4000 đến 7000kPa). Tốt hơn nữa là, ít nhất 75% năng lượng HRS được thu hồi ở dạng hơi có áp suất nằm trong khoảng này. Thậm chí tốt hơn nữa, ít nhất là khoảng 85%, 90%, 95% 97% hoặc 99% tổng lượng nhiệt ở pha khí của quá trình tạo thành axit, nhiệt hấp thụ và nhiệt ngưng tụ được tạo ra trong thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt được thu hồi ở dạng hơi nước áp suất cao, tức là hơi nước có áp suất nằm trong khoảng từ 40 đến 70bar (từ 4000 đến 7000kPa).

Trong quy trình nêu trên Fig.6, không khí môi trường 201 chảy qua bộ lọc không khí đầu vào 203 đến cửa nạp không khí ở đáy của tháp sấy khô không khí

205 tại đây độ ẩm được loại khỏi không khí bằng cách cho tiếp xúc với axit sulfuric đậm đặc ở vùng tiếp xúc lỏng khí 205.1 trong tháp. Như trong quy trình nêu trên Fig.1, axit đặc được tuần hoàn qua tháp sấy khô chứa axit hấp thụ từ thiết bị hấp thụ HRS mà đã được làm mát bằng cách truyền nhiệt hấp thụ vào nước cấp nồi hơi mà được cho đi qua hệ các thiết bị trao đổi nhiệt được sắp xếp sao cho axit hấp thụ và nước cấp nồi hơi đi ngược dòng với hệ thiết bị trao đổi nhiệt.

Không khí khô 207 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 130 đến 150°F (từ 54 đến 66°C) ra khỏi tháp sấy khô 205 được nén bằng thiết bị nén 208, nhờ đó gia nhiệt không khí đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 220 đến 260°F (từ 104 đến 127°C), và được đưa vào thiết bị gia nhiệt sơ bộ không khí 209 tại đây không khí được gia nhiệt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 440 đến 480°F (từ 227 đến 249°C) bằng cách truyền nhiệt từ khí chuyển hóa SO₃ ở tầng chuyển hóa cuối như được mô tả dưới đây. Lưu huỳnh đã nóng chảy được phun vào lò đốt lưu huỳnh 213 tại đây lưu huỳnh được cho tiếp xúc với không khí đã gia nhiệt 211 chảy ở tốc độ sao cho lượng thành phần oxy của không khí là dư tỷ lượng so với dòng lưu huỳnh. Lưu huỳnh phản ứng với oxy của không khí để tạo ra khí đốt chứa lưu huỳnh đioxit, nitơ và oxy không phản ứng. Khí đốt SO₂ ra khỏi lò đốt lưu huỳnh ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 2150 đến 2300°F (từ 1177 đến 1260°C) và được làm mát đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 2000 đến 2060°F (từ 1093 đến 1127°C) bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi trong nồi hơi nhiệt thải thứ nhất 215.

Khí đốt ra khỏi nồi hơi nhiệt thải 215 đi qua bộ quá nhiệt 225 trong đó dòng khí được làm mát, thường được làm mát 1200 đến 1400 độ Fahrenheit (649 đến 760 độ C), ví dụ, từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 2000 đến 2060°F (từ 1093 đến 1127°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 700 đến 800°F (từ 371 đến 427°C), nhiệt độ này thích hợp để tạo ra sự cân bằng tốt để chuyển hóa có xúc tác SO₂ thành SO₃. Trong bộ quá nhiệt 225, khí được làm mát bằng cách truyền nhiệt đến hơi áp suất cao được tạo ra trong hệ thống nồi hơi nhiệt thải, nhờ đó gia nhiệt hơi từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 540 đến 550 độ Fahrenheit (từ 282 đến 288 độ C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 650 đến 750°F (từ 343 đến 399°C).

Khí đốt đã làm mát ra khỏi bộ quá nhiệt 225 đi vào tầng chuyển hóa có xúc tác thứ nhất 217.1 của lò chuyển hóa 217, tại đây nó được cho tiếp xúc với chất xúc

tác để oxy hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit bằng phản ứng với thành phần oxy của khí này. Phản ứng oxy hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit tỏa nhiệt mạnh, vì thế khí chuyển hóa 219 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ nhất 217.1 thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 1100 đến 1150°F (từ 593 đến 621°C). Khí chuyển hóa từ tầng chuyển hóa thứ nhất 219 được cho đi qua bộ quá nhiệt 221, tại đây nhiệt được chuyển từ khí chuyển hóa sang hơi áp suất cao từ nồi hơi nhiệt thải như được mô tả dưới đây, nhờ đó làm mát khí chuyển hóa đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 775 đến 825°F (từ 413 đến 441°C). Ngoài việc thu hồi nhiệt chuyển hóa, thì việc làm mát khí cũng tạo ra sự cân bằng tốt hơn để chuyển hóa tiếp SO₂ thành SO₃ ở tầng chuyển hóa có xúc tác thứ hai 217.2 mà khí chuyển hóa chảy vào từ bộ quá nhiệt 221.

Khí chuyển hóa 222 ra khỏi tầng chuyển hóa thứ hai 217.2 ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 925 đến 975°F (từ 496 đến 524°C) chảy đến bộ phận tiết kiệm nhiệt khác 228, tại đây nhiệt được chuyển từ dòng khí vào nước cấp nồi hơi như cũng được mô tả dưới đây. Khí chuyển hóa từ tầng chuyển hóa thứ hai ra khỏi bộ phận tiết kiệm nhiệt 228 ở nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 775°F đến 825°F (từ 413°C đến 441°C) được đưa vào tầng chuyển hóa có xúc tác thứ ba 217.3 của lò chuyển hóa 217 để chuyển hóa tiếp SO₂ thành SO₃. Một lần nữa, việc làm mát khí ở phía trên của tầng chuyển hóa 217.3 tạo ra sự cân bằng tốt hơn trong đó để chuyển hóa tiếp thành SO₃. Khí chuyển hóa ở tầng thứ ba 227 ra khỏi lò chuyển hóa ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 820 đến 860°F (từ 438 đến 460°C) và được cho đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt 229 tại đây khí chuyển hóa được làm mát 70 đến 100 độ Fahrenheit (21 đến 38 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 725 đến 775°F (từ 385 đến 413°C), bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi cho nồi hơi nhiệt thải, như được mô tả thêm dưới đây. Khí chuyển hóa ra khỏi bộ phận tiết kiệm nhiệt 229 được đưa vào tầng chuyển hóa thứ tư và cuối cùng 217.4 để chuyển hóa tiếp SO₂ thành SO₃. Dòng khí chỉ được gia nhiệt vừa phải, ví dụ, được gia nhiệt từ 5 đến 20 độ Fahrenheit (từ -15 đến -7 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 735 đến 785°F (từ 390 đến 418°C), bằng nhiệt tỏa ra từ phản ứng oxy hóa được tạo ra ở tầng chuyển hóa thứ tư 217.4. Từ tầng chuyển hóa 217.4, khí chuyển hóa từ tầng chuyển hóa thứ tư chảy qua nồi hơi nhiệt thải thứ hai 216 trong

đó khí chuyển hóa này được làm mát từ 200 đến 250 độ Fahrenheit (từ 93 đến 121 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 525 đến 575°F (từ 274 đến 302°C), bằng cách tạo ra hơi ở áp suất áp kế thường nằm trong khoảng từ 750 đến 850psi (từ 5171 đến 5860kPa). Sau khi cho đi qua nồi hơi nhiệt thải thứ hai 216, khí chuyển hóa cuối cùng chảy qua thiết bị gia nhiệt sơ bộ không khí 209 tại đây khí này tiếp tục được làm mát, thường được làm mát từ 195 đến 225 độ Fahrenheit (từ 91 đến 107 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 325 đến 360°F (từ 163 đến 182°C), bằng cách truyền nhiệt sang không khí đốt cháy. Như được bàn luận trên đây về quy trình nêu trên Fig.1, việc làm mát khí chuyển hóa trước khi đi vào bình phun hơi giúp ngăn ngừa khí chuyển hóa khỏi quá nóng khi nó đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Khí chuyển hóa từ tầng chuyển hóa cuối cùng ra khỏi thiết bị gia nhiệt sơ bộ không khí 209 được đưa vào hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt bao gồm tháp thu hồi nhiệt 233. Trước khi đi vào tháp thu hồi nhiệt, khí chuyển hóa cuối cùng đi qua bình phun hơi 231. Khí chuyển hóa đi vào bình phun ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 325 đến 360°F (từ 163 đến 182°C) và áp suất nằm trong khoảng từ 0,05 đến 0,2bar (từ 0,34 đến 1,38kPa). Trong bình phun 231, hơi được đưa vào dòng khí để thu được lượng hơi nước đương lượng trong dòng khí ở tỷ lệ tỷ lệ so với lượng lưu huỳnh trioxit đương lượng mà tốt hơn nếu lớn hơn 0,55, 0,60 hoặc 0,75, tốt nhất nếu lớn hơn ít nhất là khoảng 0,85, 0,90 hoặc 0,95 tùy ý khoảng 0,98. Phun hơi dẫn đến phản ứng ở pha khí giữa SO_3 và nước để tạo ra hơi axit sulfuric. Tốc độ phun hơi tối thiểu được ưu tiên vào bình phun 231 trong quy trình nêu trên Fig.6 hầu như giống như được mô tả trên đây đối với quy trình nêu trên Fig.1. Phun hơi nước và sự tạo thành axit sulfuric pha khí thu được bằng phản ứng giữa SO_3 và hơi nước giúp gia nhiệt dòng khí chuyển hóa ra khỏi bình phun 231 đến nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 550 đến 600°F (từ 288 đến 316°C). Dòng khí này được đưa vào cửa nạp khí ở hoặc gần đáy của tháp hấp thụ thu hồi nhiệt 233 phía dưới vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 233.1.

Trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 233.1, dòng khí được cho tiếp xúc với axit hấp thụ sơ cấp 235 mà đi vào thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt, thường là tháp hấp thụ, ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 125 đến 165°F (từ 52 đến 74°C) và nồng độ nằm

trong khoảng từ 99,2% đến 99,6%. Axit hấp thụ đi vào phía trên của vùng thu hồi nhiệt và chảy xuống qua vùng 233.1 ngược dòng với dòng khí. Việc cho axit hấp thụ tiếp xúc với khí này trong vùng thu hồi nhiệt dẫn đến hấp thụ SO_3 vào pha lỏng, ngưng tụ hơi axit sulfuric từ pha khí thành pha lỏng, và ngưng tụ hơi nước từ pha khí thành pha lỏng. Nhiệt cảm biến cũng được truyền từ pha khí sang pha lỏng.

Tốt hơn nếu tháp thu hồi nhiệt 233 cũng bao gồm vùng hấp thụ thứ cấp 233.2 tại đây khí ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp (thu hồi nhiệt) được cho tiếp xúc với dòng axit hấp thụ thứ cấp 237 mà được đưa vào phía trên của vùng hấp thụ thứ cấp 233.2 và vì thế chảy xuống ngược dòng với dòng khí chảy lên. Vùng hấp thụ thứ cấp cũng bao gồm thiết bị nạp liệu hoặc thiết bị khác để thúc đẩy sự chuyển khối giữa pha axit và pha lỏng. Axit hấp thụ thứ cấp 237 đi vào vùng hấp thụ thứ cấp ở nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 90 đến 120°F (từ 32 đến 49°C). Việc cho dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp tiếp xúc với axit hấp thụ thứ cấp ở vùng hấp thụ thứ cấp dẫn đến hấp thụ SO_3 còn lại từ khí ra khỏi vùng sơ cấp và làm mát dòng khí, dẫn đến ngưng tụ tiếp hơi axit sulfuric và hơi nước thành axit hấp thụ thứ cấp. Axit hấp thụ thứ cấp ra khỏi đáy của vùng hấp thụ thứ cấp và được kết hợp với axit hấp thụ đi vào tháp thu hồi nhiệt giữa đáy của vùng thứ cấp và đầu của vùng sơ cấp để tạo ra dòng axit kết hợp mà có chức năng như là axit hấp thụ sơ cấp cho vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

Dòng khí ra khỏi phía trên của vùng làm mát và hấp thụ thứ cấp 233.2 đi qua thiết bị tách sương mù axit sulfuric 239 và ra khỏi quy trình ở dạng khí thải 290. Tùy ý, lưu huỳnh đioxit có thể được thu hồi từ khí thải trong quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit, và quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit này có thể được kết hợp với quy trình thu hồi nhiệt hấp thụ SO_3 , như được mô tả trên đây đối với Fig.1.

Nhờ truyền nhiệt hấp thụ, nhiệt ngưng tụ, và nhiệt cảm biến, axit hấp thụ đã làm giàu ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được gia nhiệt đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 400°F đến 460°F (từ 204 đến 238°C). Axit hấp thụ đã làm giàu từ vùng hấp thụ thu hồi nhiệt chảy liên tiếp qua dây thiết bị trao đổi nhiệt trong đó nhiệt được truyền vào nước cấp nồi hơi cho nồi hơi nhiệt thải 215 và 216. Nước cấp nồi hơi thường chảy liên tiếp qua dây thiết bị trao đổi nhiệt, trong đó axit hấp thụ và nước cấp nồi hơi hầu như chảy ngược dòng với hệ các thiết bị trao đổi nhiệt.

Về phía axit, axit hấp thụ ra khỏi vùng thu hồi nhiệt vào lỗ vào của tháp thu hồi nhiệt 233 chảy đến phía hút của bơm tuần hoàn axit HRS 241. Về phía thải của bơm tuần hoàn, axit hấp thụ được phân chia thành dòng axit từ nồi hơi HRS 240 và dòng axit HRS mạch rẽ 242.

Dòng axit từ nồi hơi HRS 240 chảy qua nồi hơi HRS 244 tại đây dòng axit này được làm mát 30 đến 60 độ Fahrenheit (-1 đến 16 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 375 đến 425°F (từ 191 đến 218°C), bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi và tạo ra hơi có áp suất trung bình, ví dụ, ở áp suất áp kế nằm trong khoảng từ 120 đến 150psi (từ 827 đến 1034kPa). Dòng HRS mạch rẽ 242 được đưa vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 243 trong hệ các thiết bị trao đổi nhiệt trong dây mà axit HRS và nước cấp nồi hơi được đi qua ngược dòng so với dây. Trong thiết bị trao đổi nhiệt 243, axit HRS được làm mát từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 400 đến 460°F (từ 204 đến 238°C), thường được làm mát 5 đến 20 độ Fahrenheit (-15 đến -7 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 395 đến 440°F (từ 227°C) (từ 202 đến 227°C), bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi áp suất cao, nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi áp suất cao đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 420 đến 438°F (từ 216 đến 226°C).

Axit mạch rẽ 242 ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 243 được kết hợp lại với axit từ nồi hơi HRS 240 nằm sau thiết bị trao đổi nhiệt 243 và nằm sau nồi hơi HRS 244 so với dòng chảy của axit HRS. Dòng kết hợp 249 được phân chia lại thành dòng 248 mà chứa thành phần chính của dòng axit hấp thụ sơ cấp 235 mà được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 233.1, và dòng chảy axit chuyển tiếp 251 mà năng lượng còn được thu hồi bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi. Trong quá trình tái tuần hoàn vào thiết bị hấp thụ 233, dòng 248 đi qua thiết bị pha loãng 260 trong đó nước pha loãng (nước phản ứng với SO_3) 292 có thể được bổ sung nếu cần để duy trì profin nồng độ axit đích đi qua vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Như được mô tả dưới đây, dòng 249 có thể được kết hợp trong thiết bị pha loãng với dòng tái tuần hoàn từ thùng bơm chung 259 để tạo thành dòng axit hấp thụ sơ cấp 235. Theo các phương án được ưu tiên của quy trình nêu trên Fig.6, hầu như toàn bộ nước phản ứng với SO_3 được cung cấp bằng cách phun hơi vào khí chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt hoặc bằng cách kết hợp phun hơi và

nước được lấy từ không khí đốt cháy trong tháp sấy khô 5, tuy nhiên việc điều chỉnh tốc độ bổ sung nước có thể chịu ảnh hưởng bởi việc bổ sung dòng nước khử khoáng 292 ở thiết bị pha loãng 260.

Dòng chảy axit chuyển tiếp 251 được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 245 trong đó axit được làm mát đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 220 đến 240°F (từ 104 đến 116°C), thường từ 160 đến 190 độ Fahrenheit (từ 71 đến 88 độ C), bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nồi hơi có áp suất trung bình, nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 260 đến 290°F (từ 127 đến 143°C).

Dòng axit hấp thụ thứ cấp 251 chảy tiếp đến hệ thống truyền nhiệt thứ ba 253 mà thường bao gồm nhiều thiết bị trao đổi nhiệt. Trên Fig.6 hệ thống truyền nhiệt thứ ba bao gồm thiết bị gia nhiệt sơ bộ nước cấp nồi hơi 255 và thiết bị làm mát axit chung 257. Trong thiết bị gia nhiệt sơ bộ 255, axit được làm mát từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 210 đến 240°F (từ 99 đến 116°C), thường được làm mát 90 đến 120 độ Fahrenheit (32 đến 49 độ C), đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 120 đến 140°F (từ 49 đến 60°C) nhờ đó gia nhiệt nước cấp nồi hơi cho nồi hơi HRS thường từ 50 đến 70 độ Fahrenheit (từ 10 đến 21 độ C), ví dụ, từ nhiệt độ nằm trong khoảng từ 90 đến 110°F (từ 32 đến 43°C) đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 140 đến 160°F (từ 60 đến 71°C).

Axit ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt 255 chảy vào thùng bơm chung 259 có chức năng như là thùng chứa axit HRS mà cuối cùng được phân chia làm bốn đường, tức là: (i) dòng thành phẩm 263; (ii) dòng axit vào tháp sấy khô 261; (iii) dòng axit hấp thụ thứ cấp tái tuần hoàn 237 để tái tuần hoàn đến vùng hấp thụ thứ cấp 233.2 của thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt 233; và (iv) dòng 256 mà được kết hợp với dòng thoát ra 249 từ nồi hơi HRS 244 để tạo thành dòng axit hấp thụ sơ cấp 235 được tái tuần hoàn đến vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 233.1. Tuy nhiên, vì ban đầu dòng axit này chảy ra khỏi thùng bơm, nên tốt hơn nếu dòng axit này chỉ được phân chia theo hai đường, một trong số này là dòng 256, dòng mà tạo ra thành phần axit hấp thụ sơ cấp. Thích hợp là, dòng 256 và dòng axit tái tuần hoàn 249 ra khỏi nồi hơi HRS có thể được kết hợp trong thiết bị pha loãng 260 để tạo ra dòng axit hấp

thụ sơ cấp 235, mà chảy từ thiết bị pha loãng trở lại thiết bị hấp thụ ở vị trí dưới vùng hấp thụ thứ cấp 233.2 và trên vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 233.1.

Dòng còn lại được tạo thành bởi sự phân chia dòng axit ra khỏi thùng bom, tức là, dòng 258, được cho đi qua thiết bị làm mát axit chung 257 tại đây dòng này được làm mát, thường được làm mát 5 đến 20 độ Fahrenheit (-15 đến -7 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 135 đến 160°F (từ 57 đến 71°C), bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nổi hơi. Nằm sau thiết bị làm mát axit chung, dòng axit đã làm mát được phân chia thành dòng axit thành phẩm 263, dòng axit vào tháp sấy khô 261 và dòng axit hấp thụ thứ cấp 237. Dòng 261 được đưa vào tháp sấy khô 205 để hấp thụ độ ẩm từ không khí đốt cháy đi vào cho lò đốt lưu huỳnh 213. Khi đi qua tháp sấy khô, dòng axit từ tháp sấy khô thường được gia nhiệt 5 đến 15 độ Fahrenheit (-15 đến -9 độ C), thường đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 135 đến 160°F (từ 57 đến 71°C). Axit từ tháp sấy khô đã sử dụng 265 chảy trở lại vào thùng bom chung 259.

Dòng axit thành phẩm 263 được cho đi qua thiết bị làm mát axit thành phẩm 267 tại đây dòng axit này được làm mát, thường được làm mát 50 đến 100 độ Fahrenheit (10 đến 38 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 90 đến 160°F (từ 32 đến 71°C), bằng cách truyền nhiệt vào nước cấp nổi hơi, nhờ đó gia nhiệt nước cấp nổi hơi đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 90 đến 120°F (từ 32 đến 49°C).

Dòng axit hấp thụ thứ cấp 237 chảy từ thiết bị làm mát axit chung 257 đến thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt 233 và đi vào phía trên của vùng hấp thụ thứ cấp 233.2. Dòng axit hấp thụ thứ cấp chảy xuống qua vùng 233.2, nhờ đó loại bỏ lượng SO_3 còn lại ra khỏi khí thoát ra từ phía trên của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 233.1, làm mát dòng khí và ngưng tụ hơi axit sulfuric từ dòng khí. Ở phía trên của vùng hấp thụ sơ cấp (thu hồi nhiệt) 233.1 của thiết bị hấp thụ thu hồi nhiệt 233, axit hấp thụ thứ cấp ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp kết hợp với dòng axit tái tuần hoàn 235 để tạo thành axit hấp thụ cho vùng hấp thụ sơ cấp.

Tốt hơn nếu khí ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp 233.2 được cho đi qua thiết bị tách sương mù 239 để loại bỏ sương mù axit sulfuric còn lại khỏi khí thải của quy trình.

Tùy ý, nguồn nước pha loãng khác 294 có thể được đưa vào thùng bom chung 259, ví dụ, bằng cách phun vào dòng tái tuần hoàn 296.

Fig.7 minh họa sơ đồ thiết bị hỗ trợ đối với quy trình được minh họa trên Fig.6. Nước cấp nồi hơi 271 thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 70 đến 110°F (từ 21 đến 43°C) được phân phối đến phía hút của bơm nước cấp nồi hơi áp suất thấp 273. Nhờ thải ra bằng bơm 273, nước cấp nồi hơi chảy qua thiết bị làm mát axit thành phẩm 267 trước tại đây nó được gia nhiệt, thường được gia nhiệt 20 đến 50 độ Fahrenheit (-7 đến 10 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 90 đến 120°F (từ 32 đến 49°C), bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS.

Nước cấp ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt 267 chảy đến hệ thống truyền nhiệt thứ ba 253 bao gồm thiết bị làm mát axit chung 257 và thiết bị gia nhiệt sơ bộ HRS 255 nối tiếp. Trong thiết bị làm mát axit chung 257, nước cấp nồi hơi thường được gia nhiệt 60 đến 90 độ Fahrenheit, ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 150 đến 180°F (từ 66 đến 82°C), bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS. Nước cấp ra khỏi thiết bị làm mát axit chung 257 chảy đến thiết bị trao đổi nhiệt 255 trong đó nó được gia nhiệt thường từ 90 đến 110 độ Fahrenheit (32 đến 43 độ C) (từ 32 đến 43 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 260 đến 290°F (từ 127 đến 143°C), bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS. Nước cấp ra khỏi thiết bị làm mát axit chung 255 chảy đến thiết bị loại không khí 277 trong đó nó bay hơi nhanh và được làm mát 10 đến 15 độ Fahrenheit (-12 đến -9 độ C) so với nhiệt độ của nước cấp nồi hơi ra khỏi thiết bị trao đổi 255 của hệ thống truyền nhiệt thứ ba. Bay hơi nhanh nước cấp trong buồng loại không khí 277 loại bỏ các thành phần không ngưng tụ được mà được thông khí từ thiết bị loại không khí qua đường 279 để tạo ra nguồn hơi phun để phân phối đến bình phun hơi 231. Bằng cách bay hơi nhanh đủ hơi trong thiết bị loại không khí 277 để cung cấp hơi nước theo tỷ lệ cao của nước phản ứng cho thiết bị hấp thụ 233, sự hoạt động của thiết bị loại không khí 277 giúp ngăn ngừa tăng nhiệt độ trong hệ thống nước cấp nồi hơi khỏi đạt đến mức mà triệt tiêu Δt để truyền năng lượng từ axit hấp thụ HRS vào nước cấp nồi hơi, và nhờ đó cho phép thu được một tỷ lệ lớn năng lượng hấp thụ và ngưng tụ từ thiết bị hấp thụ ở dạng hơi áp suất cao. Thông thường từ 5% đến 10% nước cấp nồi hơi đi vào thiết bị loại không khí 277 được bay hơi nhanh trong đó. Theo phương án được thể hiện ở

Fig.7, quá trình loại không khí được hỗ trợ bởi sự dẫn dòng phân đoạn hơi từ nồi hơi HRS 244 đến thiết bị loại không khí.

Việc đưa hơi đã bay hơi nhanh trong thiết bị loại không khí vào thiết bị hấp thụ lưu huỳnh trioxit cũng tạo thuận lợi cho việc thông khí các thành phần không ngưng tụ được trong nước cấp nồi hơi bằng khí thải từ thiết bị hấp thụ, nhờ đó loại bỏ các thành phần này khỏi quy trình mà không làm hao hụt hơi. Hơn thế nữa, đã được khẳng định rằng năng lượng ẩn của hơi đã bay hơi nhanh ở áp suất thấp trong thiết bị loại không khí cuối cùng cũng được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao.

Nước đã loại không khí 281 ra khỏi thiết bị loại không khí ở nhiệt độ cao hơn điểm sôi ở điều kiện môi trường từ nhẹ đến vừa phải, ví dụ, ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 215 đến 240°F (từ 102 đến 116°C), chảy đến phía hút của bơm nước cấp nồi hơi có áp suất trung bình 282, mà cung cấp nước cấp nồi hơi đến nồi hơi HRS, và đồng thời chảy đến bơm nước cấp nồi hơi cao áp 283, mà cung cấp nước cấp nồi hơi đến nồi hơi nhiệt thải áp suất cao.

Ở phía thải của bơm nước cấp nồi hơi có áp suất trung bình 282, dòng nước cấp có thể được phân chia, nếu cần, để tạo ra dòng nước pha loãng 292 cho thiết bị pha loãng HRS 260. Phần còn lại của dòng nước cấp nồi hơi ở phía thải, ở áp suất thường nằm trong khoảng từ 7 đến 15bar (từ 700 đến 1500kPa), đi qua thiết bị gia nhiệt HRS 245 trong đó nó thường được gia nhiệt 120 đến 150 độ Fahrenheit (49 đến 66 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 345 đến 375°F (từ 174 đến 191°C). Từ thiết bị gia nhiệt HRS 245, nước cấp nồi hơi có áp suất trung bình chảy đến nồi hơi HRS 244 tại đây nước cấp này được biến đổi thành hơi nước, thường ở áp suất nằm trong khoảng từ 7 đến 15bar (từ 700 đến 1500kPa), nhưng có thể ở áp suất bằng 25bar (2500kPa) hoặc cao hơn, bằng cách truyền nhiệt từ axit HRS ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 233.1 của thiết bị hấp thụ 233.

Nước cấp nồi hơi áp suất cao được thải nhờ bơm nước cấp 283, thường ở nhiệt độ nằm trong khoảng từ 240 đến 260°F (từ 116 đến 127°C) và áp suất áp kế nằm trong khoảng từ 700 đến 800psi (từ 4826 đến 5515kPa), và đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 243 trong đó nó được gia nhiệt tiếp, thường được gia nhiệt 40 đến 60 độ Fahrenheit (4 đến 16 độ C), đến nhiệt độ thường nằm trong khoảng từ 470 đến 510°F (từ 243 đến 266°C). Nước cấp nồi hơi ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt

thứ nhất 243 liên tiếp đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt 229, tại đây nó thường được gia nhiệt 120 đến 160 độ Fahrenheit (49 đến 71 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 380 đến 420°F (từ 193 đến 216°C) bằng cách truyền nhiệt từ khí chuyển hóa ra khỏi tầng chuyển hóa thứ ba 217.3 của lò chuyển hóa 217, và sau đó đi qua bộ phận tiết kiệm nhiệt 228, tại đây nó thường được gia nhiệt 110 đến 140 độ Fahrenheit (43 đến 60 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 490 đến 520°F (từ 254 đến 271°C), bằng cách truyền nhiệt từ khí chuyển hóa ra khỏi tầng chuyển hóa thứ nhất 217.1 của lò chuyển hóa 217.

Từ bộ phận tiết kiệm nhiệt 228, nước cấp nồi hơi chảy vào trống hơi 218, mà hay gặp ở nồi hơi nhiệt thải thứ nhất 215 và nồi hơi nhiệt thải thứ hai 216.

Hơi được tạo ra bằng cách truyền nhiệt từ khí đốt SO_2 trong nồi hơi nhiệt thải thứ nhất 215 và từ khí chuyển hóa ở tầng chuyển hóa cuối cùng trong nồi hơi nhiệt thải thứ hai 216 ra khỏi trống hơi 218 và liên tiếp được cho đi qua bộ quá nhiệt 225, trong đó hơi này thường được gia nhiệt 170 đến 200 độ Fahrenheit (77 đến 93 độ C) ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 680 đến 700°F (từ 360 đến 371°C), bằng cách truyền nhiệt từ khí chảy giữa nồi hơi nhiệt thải thứ nhất 215 và tầng chuyển hóa thứ nhất 217.1, và sau đó đi qua bộ quá nhiệt 221, trong đó nó được gia nhiệt tiếp, thường được gia nhiệt 90 đến 110 độ Fahrenheit (32 đến 43 độ C), ví dụ, đến nhiệt độ nằm trong khoảng từ 870 đến 900°F (từ 466 đến 482°C), bằng cách truyền nhiệt từ khí chuyển hóa ra khỏi tầng chuyển hóa thứ nhất 217.1 của lò chuyển hóa 217.

Thùng thổi áp suất cao 287 và thùng thổi áp suất thấp 289 vận hành theo cách được mô tả trên đây đối với các thùng thổi 87 và 89 nêu trên Fig.2 và các thùng thổi 187 và 189 nêu trên Fig.5.

Việc bố trí và mối liên hệ của dãy thiết bị trao đổi nhiệt để truyền năng lượng từ axit HRS vào nước cấp nồi hơi được minh họa trên Fig.8 mà kết hợp các sơ đồ nêu trên Fig.6 và 7 so với dòng chảy của nước cấp nồi hơi và axit HRS. Axit HRS 236 được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt 217.1 của thiết bị hấp thụ 217 chảy song song với nồi hơi HRS 244 và thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 243 và nối tiếp giữa thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 243, thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 245 và thiết bị trao đổi nhiệt trong hệ thống truyền nhiệt thứ ba 255. Ra khỏi thiết bị

trao đổi nhiệt 255, axit HRS chảy đến thùng bơm chung 259. Axit lấy ra từ thùng bơm 259 được phân chia ngay để tạo ra dòng được đưa vào thiết bị làm mát axit chung 257 và dòng tái tuần hoàn 256 được kết hợp với dòng 248 trong thiết bị pha loãng 260 (Fig.6; không được thể hiện trên Fig.8) để tạo ra dòng axit hấp thụ sơ cấp 235. Dòng 258 chảy liên tiếp qua thiết bị làm mát axit chung 257 và sau đó chảy song song giữa thiết bị làm mát axit thành phẩm 267 và tháp sấy khô 205. Phân đoạn axit được tuần hoàn giữa thiết bị làm mát axit chung và thùng bơm để duy trì nồng độ axit trong thùng bơm ở giá trị kiểm soát được. Do đó, thiết bị trao đổi nhiệt 243, 245, 255, 257 và 267 được sắp xếp nối tiếp so với dòng axit HRS.

Nước cấp nôi hơi 271 chảy liên tiếp qua thiết bị làm mát axit thành phẩm 267, thiết bị làm mát axit chung 257, thiết bị trao đổi nhiệt trong hệ thống truyền nhiệt thứ ba 255, và thiết bị loại không khí 277, sau đó nước cấp này được phân chia thành dòng nước cấp nôi hơi có áp suất trung bình mà đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai 245 và dòng nước cấp nôi hơi áp suất cao mà đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 243. Do đó, các thiết bị trao đổi nhiệt 267, 257, và 255 được sắp xếp nối tiếp so với dòng nước cấp nôi hơi và kết hợp các thiết bị trao đổi nhiệt này còn được sắp xếp nối tiếp với mỗi thiết bị trao đổi 245 và 243, mặc dù hai thiết bị trao đổi sau này là song song với nhau ở phía nước cấp nôi hơi. Axit HRS và nước cấp nôi hơi chảy ngược dòng so với dãy thiết bị trao đổi nhiệt bao gồm các thiết bị trao đổi nhiệt 243, 255, 257 và 267, và cũng chảy ngược dòng so với dãy xen phủ gồm các thiết bị trao đổi nhiệt 245, 255, 257 và 267.

Được kết hợp với kiểu sắp xếp ngược dòng của các thiết bị trao đổi nhiệt này để rút dần nhiệt HRS để gia nhiệt dần nước cấp nôi hơi, thiết bị loại không khí 277 rút năng lượng để đảm bảo thu hồi tối đa nhiệt tạo thành, hấp thụ và ngưng tụ axit HRS pha khí ở dạng hơi áp suất cao và áp suất trung bình. Hơn thế nữa, bằng cách kiểm soát vị trí của dòng axit HRS 236 giữa nôi hơi HRS 244 và thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất 245, quy trình nêu trong các Fig.6-8 có thể được vận hành để kiểm soát các tỷ lệ tương đối của năng lượng HRS được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao so với áp suất trung bình. Khi tăng tỷ lệ axit HRS được đưa vào thiết bị trao đổi nhiệt 243 so với tỷ lệ được đưa vào nôi hơi HRS 244, tỷ lệ năng lượng hấp thụ và ngưng tụ được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao được tăng lên tương ứng, và hiệu quả

của việc vận hành quy trình nêu trong các Fig.6-8 gần như là bằng hiệu quả đạt được khi vận hành quy trình nêu trong các Fig. 1-5.

Trong thiết bị sản xuất axit sulfuric tiếp xúc trong đó lưu huỳnh được đốt cháy trong khí chứa oxy về cơ bản là không khí, quy trình theo sáng chế có thể tạo ra hơi áp suất cao hầu như có chất lượng được cải thiện mỗi thiết bị sản xuất axit sulfuric. Ví dụ, trong đó ít nhất 60% nhiệt HRS được thu hồi khi gia nhiệt nước cấp nồi hơi cho (các) nồi hơi nhiệt thải trong đó hơi được tạo ra bằng cách làm mát khí đốt SO_2 , ít nhất là khoảng 1,45, thông thường hơn, ít nhất là khoảng 1,55, và lên đến 1,7 tấn hơi có áp suất $\geq 40\text{bar}$ (4000kPa) trên mỗi tấn axit sulfuric được tạo ra bằng cách chỉ sử dụng nhiệt tự sinh trong quy trình để gia nhiệt nước cấp nồi hơi và tạo ra hơi nước áp suất cao. Đối với các mục đích của mỗi liên hệ này và mặt khác như được sử dụng ở đây thuật ngữ "nhiệt tự sinh trong quy trình" bao gồm: (1) nhiệt đốt cháy lưu huỳnh trong khí chứa oxy; (2) nhiệt ngưng tụ SO_2 thành SO_3 ; (3) nhiệt hấp thụ SO_3 trong axit sulfuric; và (4) theo các phương án này trong đó hơi nước được đưa vào khí chuyển hóa trong hoặc ở đầu vào của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt: (a) nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí bằng phản ứng giữa hơi nước với lưu huỳnh trioxit; (b) nhiệt ngưng tụ axit sulfuric trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt; và (c) nhiệt ngưng tụ hơi nước trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Mặc dù tác động này tương đối bình thường, nhưng nhiệt tự sinh trong quy trình cũng có thể bao gồm (5) nhiệt ngưng tụ độ ẩm từ không khí đốt cháy trong tháp sấy khô trong đó dòng tuần hoàn axit trong tháp sấy khô được kết hợp với dòng tuần hoàn axit hấp thụ như theo các phương án được mô tả trong các Fig.1 và 4. "Nhiệt HRS" bao gồm nhiệt nêu ở các mục (3), (4) và (5) là nhiệt tự sinh trong quy trình.

Trong đó ít nhất 60% nhiệt HRS được thu hồi khi gia nhiệt nước cấp nồi hơi cho (các) nồi hơi nhiệt thải, ít nhất 1,45 tấn hơi có áp suất $\geq 40\text{bar}$ (4000kPa) được tạo ra trên mỗi tấn axit sulfuric bằng cách chỉ truyền nhân tố nhiệt tự sinh trong quy trình bao gồm nhiệt đốt cháy lưu huỳnh cộng với nhiệt HRS (tức là, tất cả nhiệt tự sinh trong quy trình ngoại trừ nhiệt chuyển hóa SO_2 thành SO_3); và ít nhất 1,45 tấn hơi có áp suất $\geq 40\text{bar}$ (4000kPa) được tạo ra trên mỗi tấn sản phẩm axit sulfuric bằng cách chỉ truyền nhân tố nhiệt tự sinh trong quy trình bao gồm nhiệt đốt cháy lưu huỳnh trong không khí, nhiệt hấp thụ axit hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp, nhiệt

của quá trình tạo axit sulfuric pha khí, nhiệt ngưng tụ nước trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và nhiệt ngưng tụ axit sulfuric trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt (tức là, nhiệt đốt cháy lưu huỳnh và toàn bộ nhiệt HRS ngoại trừ nhiệt từ tháp sấy khô).

Ngay cả khi không phun hơi nước vào khí chuyển hóa trong hoặc ở đầu vào của vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, ít nhất 1,45 tấn hơi có áp suất $\geq 40\text{bar}$ (4000kPa) được tạo ra trên mỗi tấn thành phẩm axit sulfuric bằng cách chỉ truyền nhân tố nhiệt tự sinh trong quy trình bao gồm nhiệt đốt cháy lưu huỳnh trong không khí và nhiệt hấp thụ axit hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp.

Phương án về quy trình như được mô tả trong các Fig.1 đến 3 tạo ra lượng hơi tối ưu từ các nhân tố nhiệt tự sinh trong quy trình mà ngoại trừ một phần hoặc toàn bộ nhiệt của phản ứng oxy hóa SO_2 thành SO_3 , dành riêng toàn bộ hoặc một phần nhân tố năng lượng đó để gia nhiệt thêm nước cấp nồi hơi trong bộ phận tiết kiệm nhiệt nằm sau dây thiết bị trao đổi nhiệt trước đó so với dòng chảy của nước cấp nồi hơi, và/hoặc để truyền dư nhiệt vào hơi áp suất cao. Theo phương án được mô tả trong các hình vẽ này trong đó một tỷ lệ lớn nước phản ứng với SO_3 được cung cấp ở dạng hơi nước, ví dụ, bằng cách đưa hơi áp suất thấp vào bình phun hơi 31 của quy trình nêu trên Fig.1, ít nhất 1,4 tấn, điển hình hơn là ít nhất là khoảng 1,5 tấn, hoặc lên đến 1,6 tấn hơi có áp suất $\geq 40\text{bar}$ (4000kPa) có thể được tạo ra trên mỗi tấn sản phẩm axit sulfuric từ nhân tố nhiệt tự sinh trong quy trình chỉ thu được từ việc đốt cháy lưu huỳnh trong không khí, nhiệt hấp thụ, nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí, nhiệt ngưng tụ axit sulfuric, nhiệt ngưng tụ nước, và ngưng tụ độ ẩm trong tháp sấy khô, trong đó nhiệt của phản ứng chuyển hóa $\text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3$ được dành riêng để quá nhiệt hơi áp suất cao. Ngoài việc dùng nhiệt oxy hóa SO_2 thành SO_3 , sự gia tăng từ 0,2 đến 0,4 tấn mỗi tấn hơi có áp suất $\geq 40\text{bar}$ (4000kPa) có thể xảy ra ở trường hợp này để thu hồi nhiệt của quá trình tạo axit sulfuric pha khí, năng lượng hấp thụ SO_3 và ngưng tụ axit sulfuric ở dạng hơi có áp suất $\geq 40\text{bar}$ (4000kPa).

Tỷ lệ tạo thành hơi áp suất cao được mô tả ở đây không chỉ loại trừ việc thu hồi nhiệt oxy hóa SO_2 thành SO_3 , mà cả lượng nhiệt bất kỳ thu được từ nguồn bên ngoài để tạo thành hơi áp suất thấp để phun vào khí chuyển hóa theo hướng từ dưới lên trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Thay vì dựa vào nguồn bên ngoài như vậy, tốt

hơn nếu quy trình theo sáng chế tạo ra hơi phun trong thiết bị loại không khí dùng cho nước cấp nồi hơi đã được gia nhiệt ban đầu bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ.

Tốt hơn, nếu ít nhất 1,45 tấn hơi có áp suất ≥ 40 bar (4000kPa), hoặc từ 1,55 đến 1,65 tấn hơi có áp suất nằm trong khoảng từ 40 đến 70 bar (từ 4000 đến 7000kPa), có thể được tạo ra trên một tấn axit sulfuric từ việc đốt cháy, hấp thụ, ngưng tụ axit sulfuric và ngưng tụ nước trong quá trình thực hiện các phương án phun hơi. Thực tế là ít nhất 1,4 tấn hơi có áp suất ≥ 50 bar (5000kPa), hoặc từ 1,4 đến 1,65 tấn hơi có áp suất ≥ 50 bar (5000kPa) có thể được tạo ra trên một tấn sản phẩm axit sulfuric trong quy trình như được minh họa trên các hình vẽ từ Fig.1 đến Fig.3 hoặc Fig.4 và Fig.5. Hiệu suất so sánh có thể đạt được trong quy trình trong các hình vẽ từ Fig.6 đến Fig.8 bằng cách giảm đến mức tối thiểu phân đoạn axit HRS được cho đi qua nồi hơi HRS 244 và tối đa hóa phân đoạn axit HRS chứa phân đoạn dòng axit chuyển tiếp đi qua thiết bị trao đổi nhiệt 243, 244, 255, 257 và 267.

Quy trình như được mô tả ở đây có thể được thực hiện trong nhà máy sản xuất axit sulfuric khí khô hoặc khí ướt. Sự vận hành theo phương thức khí khô có các ưu điểm nổi bật và được ưu tiên. Quy trình khí khô thường thô và đáng tin cậy hơn so với quy trình khí ướt. Trong quy trình khí ướt, luôn luôn có rủi ro là axit sulfuric tương đối loãng ăn mòn cao có thể ngưng tụ trên bề mặt kim loại dọc theo đường đi của dòng khí, do, ví dụ, sự có mặt của điểm lạnh trên thành ống, thành bình hoặc ống của thiết bị trao đổi nhiệt, hoặc do sự ngừng bất ngờ vì ngắt nguồn cấp, v.v..

Trong quy trình khí khô, nhiệt được thu hồi từ nhiều nguồn, do đó làm giảm đến mức tối thiểu sự tiêu thụ điện lưới hoặc nhiên liệu hóa thạch. Không khí đốt cháy khô thu gom nhiệt ngưng tụ của hơi nước từ không khí môi trường, cũng như nhiệt nén được tạo ra khi không khí khô được tăng đến áp suất của lò đốt lưu huỳnh. Từ axit hấp thụ trong hệ thu hồi nhiệt, nước cấp nồi hơi thu gom nhiệt cảm biến thu được từ sự tạo thành pha khí của axit sulfuric bằng phản ứng của SO_3 với nước phun, nhiệt ngưng tụ axit sulfuric, và nhiệt hấp thụ SO_3 chưa phản ứng trong khí chuyển hóa đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt. Một phần nhiệt chuyển hóa SO_2

thành SO_3 được thu hồi trong bộ phận tiết kiệm nhiệt bằng cách gia nhiệt tiếp nước cấp nồi hơi đi ra khỏi dây thiết bị trao đổi nhiệt trong đó nó đã được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ thu hồi nhiệt. Bằng cách truyền nhiệt từ các nguồn này cho nước cấp nồi hơi áp suất cao, ví dụ, ở áp suất áp kế 900 psi (6205kPa), năng lượng từ tất cả các nguồn được thu hồi ở dạng hơi áp suất cao. Nhiệt chuyển hóa SO_2 thành SO_3 được dùng để làm quá nhiệt hơi.

Bằng cách sắp xếp cẩn thận dây thiết bị trao đổi nhiệt để truyền nhiệt tăng dần lên từ axit hấp thụ thu hồi nhiệt cho nước cấp nồi hơi, Δt dương được giữ từ đầu đến cuối dây và nước cấp nồi hơi được đưa đến gần với điểm sôi của nó ở áp suất áp kế bằng với hơi áp suất cao, ví dụ, 900 psi.

Hơi áp suất cao được tạo ra trong quy trình có thể được dùng để chạy tua bin để tạo ra điện, điện này có thể được sử dụng trong nhà máy nơi mà thiết bị sản xuất axit sulfuric được đặt, hoặc được đưa vào hệ thống điện thương mại.

Ưu điểm chính khác của các phương án được ưu tiên nhất định của quy trình này là việc chỉ sử dụng một hệ thống hấp thụ để hấp thụ SO_3 từ khí chuyển hóa. Do đó, khí ra khỏi hệ thống hấp thụ thu hồi nhiệt, gồm vùng hấp thụ thu hồi nhiệt và tùy ý là vùng hấp thụ thứ cấp như nêu trên, được loại bỏ ra khỏi quy trình mà không cần cho khí quay trở lại lò chuyển hóa để đi qua vùng chuyển hóa có xúc tác khác, tức là, không có bước hấp thụ trung gian trong phương án được ưu tiên này của quy trình được mô tả ở đây. Điều này tránh việc đầu tư vốn trong tháp hấp thụ trung gian và chắc chắn rằng thể tích tối đa của axit hấp thụ được làm giàu nhiệt độ cao có sẵn để truyền nhiệt hấp thụ SO_3 và nhiệt ngưng tụ axit sulfuric cho nước cấp nồi hơi áp suất cao. Điều này đảm bảo giá trị trung bình logarit Δt thường có lợi qua hệ thiết bị trao đổi nhiệt của dây thiết bị trao đổi nhiệt được dùng để truyền nhiệt cho nước cấp nồi hơi áp suất cao.

Việc loại trừ quá trình hấp thụ trung gian có thể làm tăng ít ỏi hàm lượng lưu huỳnh đioxit của khí thải từ quy trình. Tuy nhiên, như nêu trên, hàm lượng SO_2 trong khí thải có thể được loại bỏ và được thu hồi bằng cách cho khí đi qua thiết bị hấp thụ SO_2 và cất SO_2 ra khỏi dịch lỏng hấp thụ thu được, ví dụ, theo các quy trình hấp thụ và cất được mô tả khác nhau trong các công bố đơn cùng treo hoặc cùng được chuyển nhượng số US 2012/0107209 A1, dựa vào đơn Mỹ tạm thời số

61/408,420, nộp ngày 29/10/2010, đơn Mỹ tạm thời số 61/641,833, nộp ngày 02/05/2012 (Attorney Docket No. ENV 10308) và đơn Mỹ tạm thời số 61/793,571, nộp ngày 15/03/2013 (Attorney Docket No. ENV 10309), được đưa vào đây bằng cách viện dẫn. Khi quy trình axit sulfuric tiếp xúc chỉ có một hệ thống hấp thụ lưu huỳnh trioxit như được mô tả ở đây được kết hợp với quy trình thu hồi lưu huỳnh đioxit như được mô tả trong đơn Mỹ tạm thời số 61/641,833 hoặc 61/793,571 (Attorney Docket Nos. ENV 10308 hoặc ENV 10309), thì đạt được cả hiệu suất năng lượng rất cao và thoát ra SO_2 ít. Nhu cầu năng lượng bên ngoài có thể được giảm đáng kể, và yêu cầu về nước làm mát cũng gần như vậy. Sự hao hụt năng lượng nguyên liệu từ hệ thống ra môi trường xung quanh chỉ ở trong thiết bị ngưng tụ đối với phân đoạn đỉnh tháp được tạo ra trong sản phẩm ngưng cất mà được ngưng tụ từ dòng SO_2 được thu hồi trong hệ thống hấp thụ và cất SO_2 được hợp nhất với quy trình axit sulfuric tiếp xúc.

Theo các phương án được ưu tiên khác của sáng chế, quy trình như được mô tả ở trên, và cụ thể hơn là có dựa vào các hình vẽ từ Fig.1 đến Fig.8, có thể được thực hiện theo quy trình trong đó hệ hấp thụ HRS được cho hoạt động trong điều kiện có áp suất, tức là, vùng thu hồi nhiệt có trong thùng thu hồi nhiệt, thường là tháp hấp thụ, được vận hành trong điều kiện có áp suất. Tốt hơn, nếu hoạt động có áp suất được thực hiện trong thùng thu hồi nhiệt mà còn chứa vùng hấp thụ thứ cấp trong đó dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp được cho tiếp xúc với axit hấp thụ thứ cấp để làm mát và thu hồi SO_3 dư từ dòng khí đi ra. Tốt hơn, nếu áp suất áp kế trong thùng thu hồi nhiệt nằm trong khoảng từ 3 đến 15 psi (từ 20 đến 103kPa), tốt hơn là nằm trong khoảng từ 5 đến 15 psi (từ 34 đến 103kPa), thông thường nhất là nằm trong khoảng từ 10 đến 15 psi (từ 69 đến 103kPa). Điều này làm giảm đáng kể thể tích dòng khí, cho phép điều chỉnh gradien áp suất tăng vừa phải khắp hệ thống, cả hai làm giảm kích thước cần thiết của cột hấp thụ làm bằng hợp kim đất đỏ chứa vùng thu hồi nhiệt và vùng hấp thụ thứ cấp.

YÊU CẦU BẢO HỘ:

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

cho nguồn khí chứa lưu huỳnh trioxit trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp tiếp xúc với dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit chứa axit sulfuric lỏng, nhờ đó chuyển lưu huỳnh trioxit từ nguồn khí vào dòng axit hấp thụ và gia nhiệt dòng axit hấp thụ này bằng nhiệt hấp thụ;

chuyển nhiệt từ dòng axit hấp thụ này sang dòng nước cấp nồi hơi trong dây thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp so với dòng chảy của dòng nước cấp nồi hơi lẫn dòng axit hấp thụ, và so với dây này dòng axit hấp thụ và dòng nước cấp nồi hơi chảy ngược dòng;

cho dòng nước cấp nồi hơi chảy tràn trong vùng áp suất giảm theo đường chảy của nước cấp nồi hơi giữa hai thiết bị trao đổi nhiệt liên tiếp trong dây, nhờ đó tạo ra hơi và làm mát dòng nước cấp nồi hơi trong vùng áp suất giảm này;

tách hơi được tạo ra trong vùng áp suất giảm ra khỏi dòng nước cấp nồi hơi đã được làm mát này;

thu hồi năng lượng ở dạng hữu ích từ hơi được tạo ra trong vùng áp suất giảm này;

gia áp dòng nước cấp nồi hơi đã được làm mát này;

chuyển dòng nước cấp nồi hơi đã được gia áp này vào thiết bị trao đổi nhiệt khác trong dây theo hướng ở đầu vào của vùng áp suất giảm so với dòng chảy của nước cấp nồi hơi;

gia nhiệt dòng nước cấp nồi hơi đã được gia áp này trong thiết bị trao đổi nhiệt khác bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ;

tạo ra hơi từ dòng nước cấp nồi hơi đã được gia áp ở áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) trong nồi hơi ở bên ngoài dây này và ở đầu vào của thiết bị trao đổi nhiệt khác so với dòng chảy của nước cấp nồi hơi; và

tuần hoàn dòng axit hấp thụ từ dây thiết bị trao đổi nhiệt trở lại vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

2. Quy trình theo điểm 1, trong đó ít nhất 60% nhiệt hấp thụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được truyền từ dịch lỏng hấp thụ lưu huỳnh trioxit sang dòng

nước cấp nồi hơi trong dây thiết bị trao đổi nhiệt và được thu hồi ở dạng hơi có áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) được tạo ra trong nồi hơi.

3. Quy trình theo điểm 2, trong đó ít nhất 85% nhiệt hấp thụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được truyền từ axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit sang nước cấp nồi hơi trong dây thiết bị trao đổi nhiệt và được thu hồi ở dạng hơi nước được tạo ra trong vùng áp suất giảm cộng với hơi có áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) được tạo ra trong nồi hơi.

4. Quy trình theo điểm 2, trong đó nguồn khí còn gồm hơi nước và/hoặc hơi axit sulfuric và axit hấp thụ được gia nhiệt tiếp trong vùng thu hồi nhiệt bằng nhiệt ngưng tụ hơi nước và/hoặc axit sulfuric được ngưng tụ từ pha khí thành pha lỏng trong đó.

5. Quy trình theo điểm 1, trong đó ít nhất 60% nhiệt pha khí của quá trình tạo ra axit sulfuric, nhiệt hấp thụ và nhiệt ngưng tụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được truyền từ axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit sang dòng nước cấp nồi hơi trong dây thiết bị trao đổi nhiệt và được thu hồi ở dạng hơi có áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) được tạo ra trong nồi hơi.

6. Quy trình theo điểm 5, trong đó ít nhất 85% nhiệt pha khí của quá trình tạo ra axit sulfuric, nhiệt hấp thụ và nhiệt ngưng tụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được truyền từ axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit sang nước cấp nồi hơi trong dây thiết bị trao đổi nhiệt và được thu hồi ở dạng hơi nước được tạo ra trong vùng áp suất giảm cộng với hơi có áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) được tạo ra trong nồi hơi.

7. Quy trình theo điểm 1, trong đó hơi được tạo ra trong vùng áp suất giảm được thu hồi bằng cách loại không khí của nước cấp nồi hơi.

8. Quy trình theo điểm 7, trong đó vùng áp suất giảm gồm thiết bị loại không khí trong đó dòng nước cấp nổi hơi được loại không khí khi cho chảy tràn hơi từ đó.
9. Quy trình theo điểm 1, trong đó hơi chảy tràn từ dòng nước cấp nổi hơi trong vùng áp suất giảm được phun vào nguồn khí lưu huỳnh trioxit trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.
10. Quy trình theo điểm 1, trong đó việc chảy tràn của nước cấp nổi hơi trong vùng áp suất giảm là gần như đoạn nhiệt.
11. Quy trình theo điểm 1, trong đó nguồn khí lưu huỳnh trioxit gồm khí chuyển hóa được tạo ra bởi quy trình bao gồm việc cho khí nguyên liệu chứa lưu huỳnh đioxit tiếp xúc với oxy với sự có mặt của chất xúc tác, nhờ đó oxy hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit.
12. Quy trình theo điểm 11, trong đó hơi nước được đưa vào khí chuyển hóa trước vùng hấp thụ thu hồi nhiệt với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước đương lượng của khí đến ít nhất khoảng 0,60 mol trên một mol tổng hàm lượng khí lưu huỳnh trioxit đương lượng có trong khí đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.
13. Quy trình theo điểm 12, trong đó hơi nước được đưa vào khí chuyển hóa với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước đương lượng của khí đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt đến ít nhất khoảng 0,80 mol trên một mol tổng hàm lượng lưu huỳnh trioxit đương lượng của khí đi vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.
14. Quy trình theo điểm 11, trong đó trước khi đưa hơi nước vào khí chuyển hóa, khí chuyển hóa được làm mát bằng cách truyền nhiệt cho chất lỏng khác.
15. Quy trình theo điểm 14, trong đó việc làm mát khí chuyển hóa bao gồm việc truyền nhiệt cho nước cấp nổi hơi trong bộ phận tiết kiệm nhiệt nằm sau dây thiết bị trao đổi nhiệt so với dòng chảy của nước cấp nổi hơi.

16. Quy trình theo điểm 14, trong đó việc tạo ra khí chuyển hóa bao gồm việc oxy hóa có xúc tác lưu huỳnh đioxit đã được tạo ra nhờ đốt cháy lưu huỳnh trong lò đốt lưu huỳnh.

17. Quy trình theo điểm 16, trong đó việc làm mát khí chuyển hóa bao gồm việc truyền nhiệt cho không khí đốt cháy dùng cho lò đốt lưu huỳnh.

18. Quy trình theo điểm 16, trong đó không khí đốt cháy dùng cho lò đốt lưu huỳnh được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ.

19. Quy trình theo điểm 1, trong đó hơi chảy tràn từ dòng nước cấp nổi hơi trong vùng áp suất giảm được dùng để cất lưu huỳnh đioxit từ dịch lỏng hấp thụ lưu huỳnh đioxit được tạo ra nhờ hấp thụ lưu huỳnh đioxit từ dòng khí có tạp lưu huỳnh đioxit vào môi trường hấp thụ chất lỏng chứa chất hấp thụ dùng cho lưu huỳnh đioxit.

20. Quy trình theo điểm 19, trong đó dòng khí có tạp gồm khí thải từ thiết bị hấp thụ trong đó lưu huỳnh trioxit được hấp thụ trong axit sulfuric.

21. Quy trình theo điểm 20, trong đó thiết bị hấp thụ lưu huỳnh trioxit gồm vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

22. Quy trình theo điểm 1, trong đó dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được cho tiếp xúc với dòng axit lỏng hấp thụ thứ cấp trong vùng hấp thụ thứ cấp, SO_3 dư có mặt trong dòng khí đi vào vùng hấp thụ thứ cấp được thu hồi ở dạng axit sulfuric trong axit hấp thụ thứ cấp.

23. Quy trình theo điểm 1, trong đó dây thiết bị trao đổi nhiệt mà so với dây này dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit và dòng nước cấp nổi hơi được cho chảy ngược dòng bao gồm thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất trong đó dòng nước cấp nổi hơi đã

được gia áp này được gia nhiệt tới nhiệt độ ít nhất khoảng 400°F (204°C) và thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai vận hành ở áp suất nước cấp nồi hơi thấp hơn trong đó dòng nước cấp nồi hơi được gia nhiệt ở nhiệt độ lớn hơn điểm sôi ở điều kiện môi trường, thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai này nằm trước và thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất này nằm sau vùng áp suất giảm so với dòng chảy của dòng nước cấp nồi hơi, và thiết bị trao đổi nhiệt thứ nhất này nằm trước thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai này so với dòng chảy của axit hấp thụ.

24. Quy trình theo điểm 23, trong đó dãy thiết bị trao đổi nhiệt còn bao gồm thiết bị làm mát axit thành phẩm mà phân đoạn chứa axit ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai này được cho đi qua, phân đoạn này được làm mát trong thiết bị làm mát axit thành phẩm và sau đó được lấy ra khỏi quy trình này ở dạng axit thành phẩm, thiết bị làm mát axit thành phẩm này nằm trước thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai so với hướng của dòng chảy của dòng nước cấp nồi hơi và nằm sau thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai so với dòng axit hấp thụ.

25. Quy trình theo điểm 23, trong đó axit hấp thụ ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai này được phân chia thành axit hấp thụ sơ cấp mà được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt và dòng chảy axit chuyển tiếp, dòng chảy axit chuyển tiếp này truyền nhiệt cho dòng nước cấp nồi hơi trong hệ thống truyền nhiệt thứ ba trong đó axit còn được làm mát và dòng nước cấp nồi hơi ra khỏi thiết bị làm mát axit thành phẩm được gia nhiệt đến nhiệt độ lớn hơn điểm sôi ở điều kiện môi trường.

26. Quy trình theo điểm 25, trong đó hệ thống truyền nhiệt thứ ba gồm nhiều thiết bị trao đổi nhiệt nối tiếp mà so với chúng dòng nước cấp nồi hơi và dòng chảy axit chuyển tiếp chảy qua ngược dòng.

27. Quy trình theo điểm 25, trong đó dòng nước cấp nồi hơi chảy qua hệ thống truyền nhiệt thứ ba là trong điều kiện áp suất đủ để duy trì nó gần như ở trạng thái lỏng trước khi đi vào vùng áp suất giảm.

28. Quy trình theo điểm 25, trong đó dòng nước cấp nổi hơi chảy từ hệ thống truyền nhiệt thứ ba vào thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai này được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ở bên ngoài dây này trong đó dòng nước cấp nổi hơi được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ một chất lỏng không phải là axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit.

29. Quy trình theo điểm 28, trong đó chất lỏng khác bao gồm môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái chế được tạo ra nhờ gia nhiệt dịch lỏng hấp thụ lưu huỳnh đioxit để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ đó, dịch lỏng hấp thụ lưu huỳnh đioxit này đã được tạo ra bởi quy trình bao gồm việc hấp thụ lưu huỳnh đioxit từ dòng khí có tạp lưu huỳnh đioxit vào môi trường hấp thụ chất lỏng chứa chất hấp thụ dùng cho lưu huỳnh đioxit.

30. Quy trình theo điểm 29, trong đó dòng khí có tạp chứa khí thải từ thiết bị hấp thụ trong đó lưu huỳnh trioxit được hấp thụ trong axit sulfuric.

31. Quy trình theo điểm 30, trong đó thiết bị hấp thụ lưu huỳnh trioxit bao gồm vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp.

32. Quy trình theo điểm 22, trong đó dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được cho tiếp xúc với axit hấp thụ thứ cấp trong vùng hấp thụ thứ cấp, và dòng chảy axit chuyển tiếp ra khỏi hệ thống truyền nhiệt thứ ba được phân chia để tạo ra dòng axit thành phẩm và dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit thứ cấp mà được tái tuần hoàn vào vùng hấp thụ thứ cấp này.

33. Quy trình theo điểm 20, trong đó việc điều chế hơi nguyên liệu lưu huỳnh đioxit bao gồm việc đốt cháy nguồn lưu huỳnh trong khí chứa không khí, và một phần axit thứ cấp được tuần hoàn qua tháp sấy khô dùng cho không khí đốt cháy.

34. Quy trình theo điểm 33, trong đó nhiệt được truyền từ axit hấp thụ thứ cấp sang dòng nước cấp nổi hơi trong hệ thống truyền nhiệt thứ tư bao gồm thiết bị làm mát

axit hấp thụ thứ cấp, thiết bị làm mát axit hấp thụ thứ cấp này nằm sau thiết bị làm mát axit thành phẩm và nằm trước hệ thống truyền nhiệt thứ ba so với dòng chảy của nước cấp nổi hơi, và nằm sau hệ thống truyền nhiệt thứ ba và song song với thiết bị làm mát axit thành phẩm so với dòng axit thứ cấp này.

35. Quy trình theo điểm 34, trong đó axit ra khỏi hệ thống truyền nhiệt thứ ba được đưa vào bể chứa chung mà từ đó axit thành phẩm, axit hấp thụ thứ cấp và axit dùng cho tháp sấy khô được lấy ra, và axit từ tháp sấy khô được quay trở lại đó.

36. Quy trình theo điểm 1, trong đó nổi hơi là nổi hơi nhiệt thải trong đó dòng nước cấp nổi hơi được biến đổi thành hơi có áp suất lớn hơn 40 bar (4000kPa) bằng cách truyền nhiệt từ khí đốt được tạo ra nhờ việc đốt cháy nguồn lưu huỳnh trong khí chứa oxy.

37. Quy trình theo điểm 36, trong đó khí đốt gồm oxy và, sau khi ra khỏi nổi hơi nhiệt thải, được cho tiếp xúc với chất xúc tác dùng để chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit, nhờ đó tạo ra khí chuyển hóa chứa lưu huỳnh trioxit mà được cho tiếp xúc với axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit trong vùng thu hồi nhiệt sơ cấp.

38. Quy trình theo điểm 37, trong đó khí chuyển hóa chứa lưu huỳnh trioxit được tạo ra trong lò chuyển hóa có xúc tác gồm nhiều vùng chuyển hóa có xúc tác, khí chuyển hóa từ lò chuyển hóa này và chứa ít nhất khoảng 3 phần trăm thể tích lưu huỳnh trioxit được đưa vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt không được đưa vào vùng chuyển hóa có xúc tác khác bất kỳ để chuyển hóa tiếp thành lưu huỳnh trioxit chứa lưu huỳnh đioxit dư trong khí ra này.

39. Quy trình theo điểm 37, trong đó khí chuyển hóa chứa lưu huỳnh trioxit được tạo ra trong lò chuyển hóa có xúc tác gồm nhiều vùng chuyển hóa có xúc tác, khí chuyển hóa từ lò chuyển hóa này được phân phối gần như riêng biệt vào vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt không được đưa vào

vùng chuyển hóa có xúc tác khác bất kỳ để chuyển hóa tiếp thành lưu huỳnh trioxit chứa lưu huỳnh đioxit dư trong khí ra này.

40. Quy trình theo điểm 37, trong đó khí chuyển hóa chứa lưu huỳnh trioxit được tạo ra trong lò chuyển hóa có xúc tác gồm nhiều vùng chuyển hóa có xúc tác nối tiếp, khí chuyển hóa từ chỉ vùng chuyển hóa có xúc tác cuối cùng được cho tiếp xúc với axit sulfuric để hấp thụ lưu huỳnh trioxit từ đó, và khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt không được đưa vào vùng chuyển hóa có xúc tác khác bất kỳ để chuyển hóa tiếp thành lưu huỳnh trioxit chứa lưu huỳnh đioxit dư trong khí ra này.

41. Quy trình theo điểm 37, trong đó khí thải bao gồm lưu huỳnh đioxit có mặt trong dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được cho tiếp xúc trong thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit với môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit chứa chất hấp thụ dùng cho lưu huỳnh đioxit, nhờ đó tạo ra dịch lỏng hấp thụ lưu huỳnh đioxit, và dịch lỏng hấp thụ lưu huỳnh đioxit được gia nhiệt để thu hồi lưu huỳnh đioxit từ đó.

42. Quy trình theo điểm 41, trong đó việc gia nhiệt dịch lỏng hấp thụ lưu huỳnh đioxit để thu hồi lưu huỳnh đioxit tạo ra môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái chế mà được tái tuần hoàn vào thiết bị hấp thụ lưu huỳnh đioxit để hấp thụ lưu huỳnh đioxit từ dòng khí thải tiếp theo.

43. Quy trình theo điểm 41, trong đó dòng nước cấp nồi hơi chảy qua dây thiết bị trao đổi nhiệt được cho đi qua thiết bị trao đổi nhiệt thứ sáu ở bên ngoài dây này trong đó dòng nước cấp nồi hơi được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ môi trường hấp thụ lưu huỳnh đioxit tái chế hoặc bằng cách truyền nhiệt từ dòng khí chứa lưu huỳnh đioxit được cất từ dịch lỏng hấp thụ và hơi nước mà được ngưng tụ trong thiết bị trao đổi nhiệt thứ sáu này.

44. Quy trình theo điểm 43, trong đó thiết bị trao đổi nhiệt thứ năm nằm giữa thiết bị trao đổi nhiệt thứ hai và hệ thống truyền nhiệt thứ ba so với dòng chảy của dòng nước cấp nồi hơi.

45. Quy trình theo điểm 36, trong đó lưu huỳnh được đốt cháy trong khí chứa oxy chủ yếu chứa không khí, quy trình này có thể tạo ra ít nhất 1,45 tấn hơi có áp suất ≥ 40 bar (4000kPa) trên một tấn axit sulfuric từ việc chỉ truyền nhiệt tự sinh.

46. Quy trình theo điểm 45, trong đó quy trình này có thể tạo ra ít nhất 1,45 tấn hơi có áp suất ≥ 40 bar (4000kPa) trên một tấn axit sulfuric từ việc chỉ truyền nhiệt tự sinh gồm nhiệt đốt cháy từ việc đốt cháy lưu huỳnh trong khí chứa oxy, nhiệt pha khí của quá trình tạo axit sulfuric, việc hấp thụ lưu huỳnh trioxit vào axit hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp, việc ngưng tụ nước trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, việc ngưng tụ axit sulfuric trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và việc ngưng tụ hơi ẩm từ không khí vào axit sulfuric trong tháp sấy khô.

47. Quy trình theo điểm 45, trong đó quy trình này có thể tạo ra ít nhất 1,45 tấn hơi có áp suất ≥ 40 bar (4000kPa) trên một tấn axit sulfuric từ việc chỉ truyền nhiệt tự sinh gồm nhiệt đốt cháy từ việc đốt cháy lưu huỳnh trong khí chứa oxy, nhiệt pha khí của quá trình tạo axit sulfuric, việc hấp thụ lưu huỳnh trioxit vào axit hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp, việc ngưng tụ nước trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và việc ngưng tụ axit sulfuric trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

48. Quy trình theo điểm 45, trong đó quy trình này có thể tạo ra ít nhất 1,45 tấn hơi có áp suất ≥ 40 bar (4000kPa) trên một tấn axit sulfuric từ việc chỉ truyền nhiệt tự sinh gồm nhiệt đốt cháy từ việc đốt cháy lưu huỳnh trong khí chứa oxy và việc hấp thụ lưu huỳnh trioxit vào axit hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp.

49. Quy trình theo điểm 45, trong đó việc truyền nhiệt pha khí của quá trình tạo ra axit sulfuric, nhiệt hấp thụ lưu huỳnh trioxit trong axit hấp thụ trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, việc ngưng tụ nước trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, và việc ngưng tụ axit sulfuric trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt cho nước cấp nồi hơi nhiệt thải tạo ra gia lượng bổ sung ít nhất khoảng 0,2 tấn hơi có áp suất ≥ 40 bar (4000kPa) từ nồi hơi nhiệt thải trên một tấn axit sulfuric được tạo ra.

50. Quy trình theo điểm 45, trong đó việc truyền nhiệt hấp thụ lưu huỳnh trioxit trong axit hấp thụ trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt cho nước cấp nồi hơi nhiệt thải tạo ra gia lượng bổ sung ít nhất khoảng 0,2 tấn hơi áp suất ≥ 40 bar (4000kPa) từ nồi hơi nhiệt thải trên một tấn axit sulfuric được tạo ra.

51. Quy trình theo điểm 45, trong đó vùng hấp thụ thu hồi nhiệt có trong thiết bị thu hồi nhiệt được vận hành ở áp suất áp kế nằm trong khoảng từ 3 đến 15 psi (từ 21 đến 103kPa).

52. Quy trình theo điểm 51, trong đó thiết bị thu hồi nhiệt còn bao gồm vùng hấp thụ thứ cấp trong đó dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được cho tiếp xúc với axit hấp thụ thứ cấp dùng để làm mát và thu hồi SO_3 dư từ dòng khí ra.

53. Quy trình theo điểm 45, trong đó không khí dùng để đốt cháy lưu huỳnh được gia nhiệt bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ.

54. Quy trình theo điểm 53, trong đó nhiệt được truyền cho không khí đốt cháy từ cả khí chuyển hóa lẫn axit hấp thụ.

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

cho nguồn khí chứa lưu huỳnh trioxit trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt sơ cấp tiếp xúc với dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit chứa axit sulfuric lỏng, nhờ đó chuyển lưu huỳnh trioxit từ nguồn khí vào dòng axit hấp thụ và gia nhiệt dòng axit hấp thụ này bằng nhiệt hấp thụ;

chuyển nhiệt từ dòng axit hấp thụ này sang dòng nước cấp nồi hơi, nhờ đó gia nhiệt dòng nước cấp nồi hơi tới nhiệt độ ít nhất là 375°F (191°C); và

sau đó chuyển nước cấp nồi hơi đã gia nhiệt vào nồi hơi trong đó hơi được tạo ra từ dòng nước cấp nồi hơi đã gia nhiệt ở áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa);

trong đó ít nhất khoảng 75% nhiệt hấp thụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được thu hồi ở dạng hơi có áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) được tạo ra trong nồi hơi.

56. Quy trình theo điểm 55, trong đó ít nhất khoảng 75% nhiệt hấp thụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được chuyển sang dòng nước cấp nồi hơi trong thiết bị làm mát axit hấp thụ; và nước cấp nồi hơi được gia áp đến ít nhất là 40 bar (4000kPa) trước khi vào thiết bị làm mát axit hấp thụ này.

57. Quy trình theo điểm 55, trong đó dòng nước cấp nồi hơi được gia nhiệt tới nhiệt độ ít nhất là 400°F (204°C) bằng cách truyền nhiệt từ axit hấp thụ trong thiết bị làm mát axit hấp thụ.

58. Quy trình theo điểm 55, trong đó khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được cho tiếp xúc với axit sulfuric lỏng trong vùng hấp thụ thứ cấp để hấp thụ lưu huỳnh trioxit dư ra khỏi pha khí.

59. Quy trình theo điểm 55, trong đó việc truyền nhiệt từ dòng axit hấp thụ làm tăng nhiệt độ của nước cấp nồi hơi từ 150 đến 220°F (từ 66 đến 104°C).

60. Quy trình theo điểm 55, trong đó nguồn khí còn chứa hơi nước và hơi axit sulfuric.

61. Quy trình theo điểm 55, trong đó hơi nước được đưa vào nguồn khí với tỷ lệ đủ để làm tăng hàm lượng hơi nước đương lượng của khí này tới ít nhất là 0,60 mol trên một mol tổng hàm lượng khí lưu huỳnh trioxit đương lượng trước khi cho nguồn khí tiếp xúc với dòng axit hấp thụ này.

62. Quy trình theo điểm 61, trong đó khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được cho tiếp xúc với axit sulfuric lỏng trong vùng hấp thụ thứ cấp để hấp thụ lưu huỳnh

trioxit dư ra khỏi pha khí, quy trình này được thực hiện trong một hệ thống hấp thụ trong đó dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ lưu huỳnh trioxit không được quay về vùng chuyển hóa có xúc tác bất kỳ.

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

đốt cháy nguồn lưu huỳnh trong khí chứa oxy dư để tạo ra khí đốt chứa lưu huỳnh đioxit và oxy;

cho khí đốt này đi qua nồi hơi nhiệt thải trong đó nhiệt đốt cháy được thu hồi bằng cách truyền nhiệt sang dòng nước cấp nồi hơi để tạo ra hơi ở áp suất lớn hơn 40 bar (4000kPa);

cho khí đốt này tiếp xúc với chất xúc tác trong dãy gồm các vùng chuyển hóa có xúc tác để chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit, nhờ đó tạo ra khí chuyển hóa chứa lưu huỳnh trioxit;

cho khí chuyển hóa này tiếp xúc với dòng axit hấp thụ lưu huỳnh trioxit chứa axit sulfuric lỏng trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt, nhờ đó chuyển lưu huỳnh trioxit từ nguồn khí vào dòng axit hấp thụ và gia nhiệt dòng axit hấp thụ này bằng nhiệt hấp thụ;

chuyển nhiệt từ dòng axit hấp thụ này sang dòng nước cấp nồi hơi; và

sau đó chuyển dòng nước cấp nồi hơi vào nồi hơi nhiệt thải để tạo ra hơi từ dòng nước cấp nồi hơi đã gia nhiệt ở áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa), trong đó ít nhất khoảng 75% nhiệt hấp thụ được tạo ra trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt được thu hồi ở dạng hơi có áp suất ít nhất là 40 bar (4000kPa) được tạo ra trong nồi hơi; và loại bỏ lưu huỳnh đioxit dư có mặt trong dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ thu hồi nhiệt từ quy trình mà không cần tiếp xúc thêm với chất xúc tác để chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit,

quy trình này được thực hiện trong một hệ thống hấp thụ trong đó dòng khí ra khỏi vùng hấp thụ lưu huỳnh trioxit không được quay về vùng chuyển hóa có xúc tác bất kỳ.

64. Quy trình theo điểm 63, trong đó một hệ thống hấp thụ nêu trên có vùng hấp thụ sơ cấp trong đó khí chuyển hóa được cho tiếp xúc với dòng axit sulfuric lỏng và

vùng hấp thụ thứ cấp trong đó khí ra khỏi vùng hấp thụ sơ cấp này được cho tiếp xúc với axit sulfuric lỏng, khí ra khỏi vùng hấp thụ thứ cấp này được loại bỏ ra khỏi quy trình mà không cần tiếp xúc thêm với chất xúc tác để chuyển hóa lưu huỳnh đioxit thành lưu huỳnh trioxit.

65. Quy trình theo điểm 64, trong đó hơi nước được đưa vào khí chuyển hóa trước khi cho khí chuyển hóa tiếp xúc với dòng axit hấp thụ trong vùng hấp thụ thu hồi nhiệt.

FIG. 1

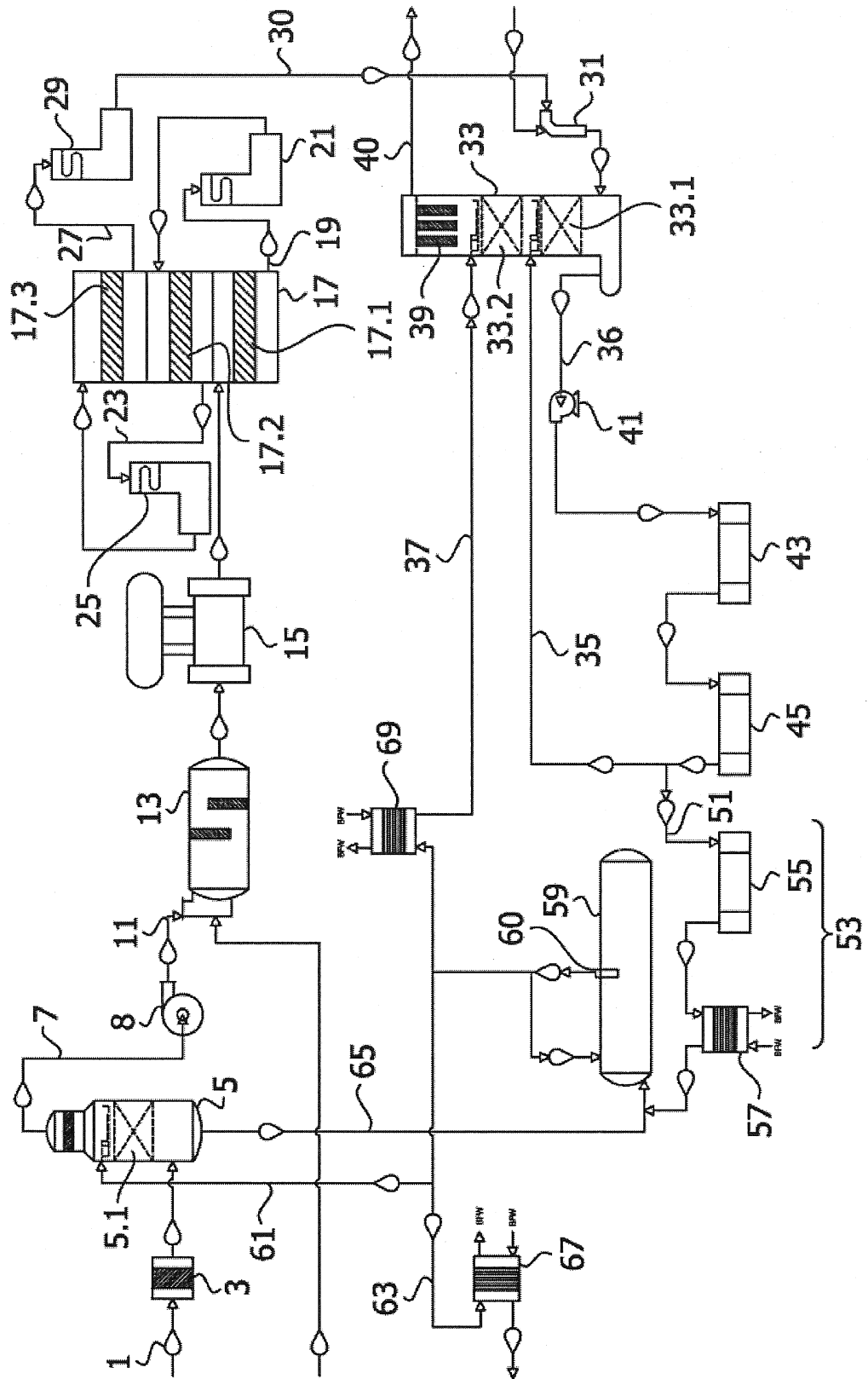


FIG. 2

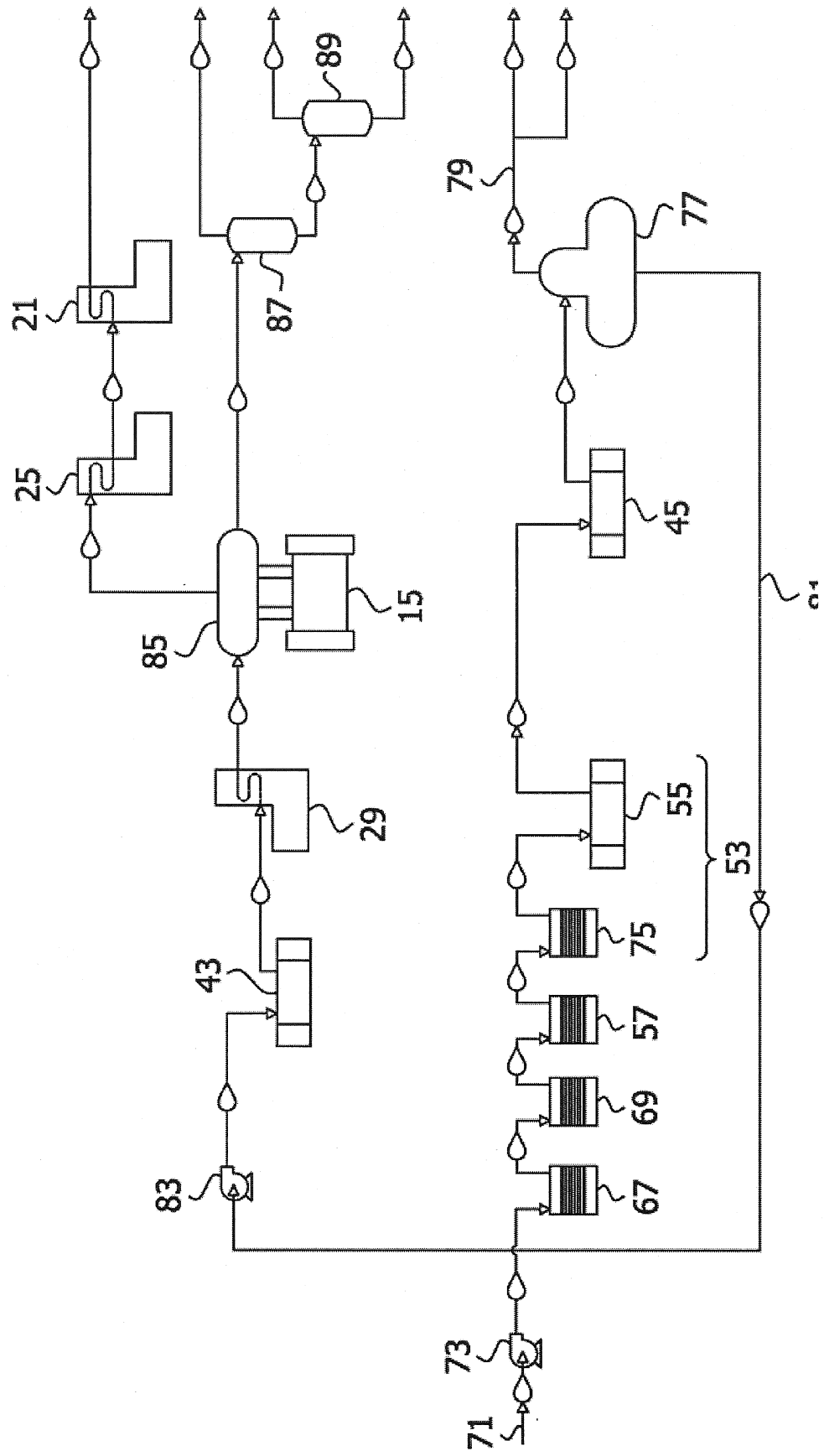


FIG. 3

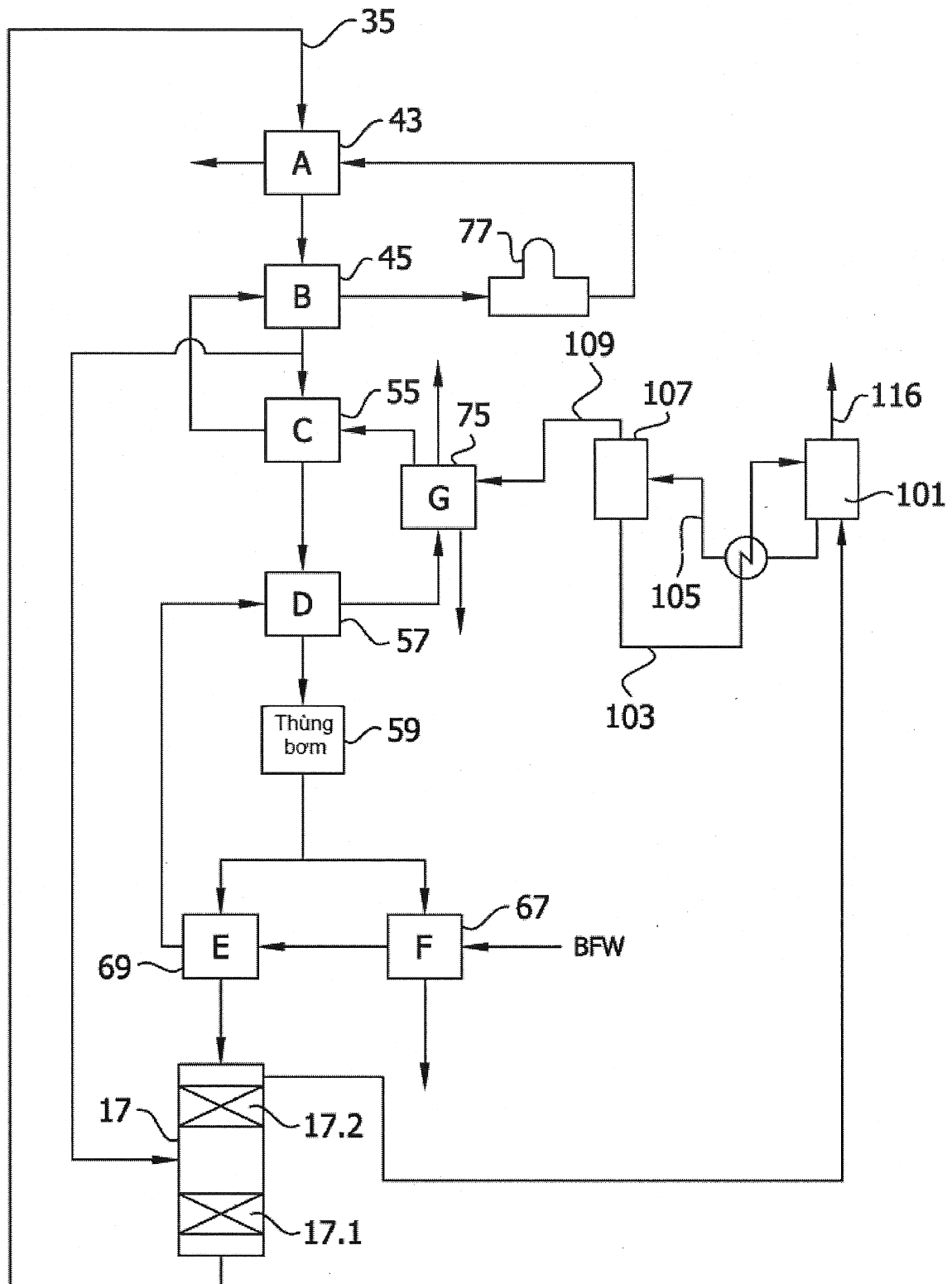


FIG. 4

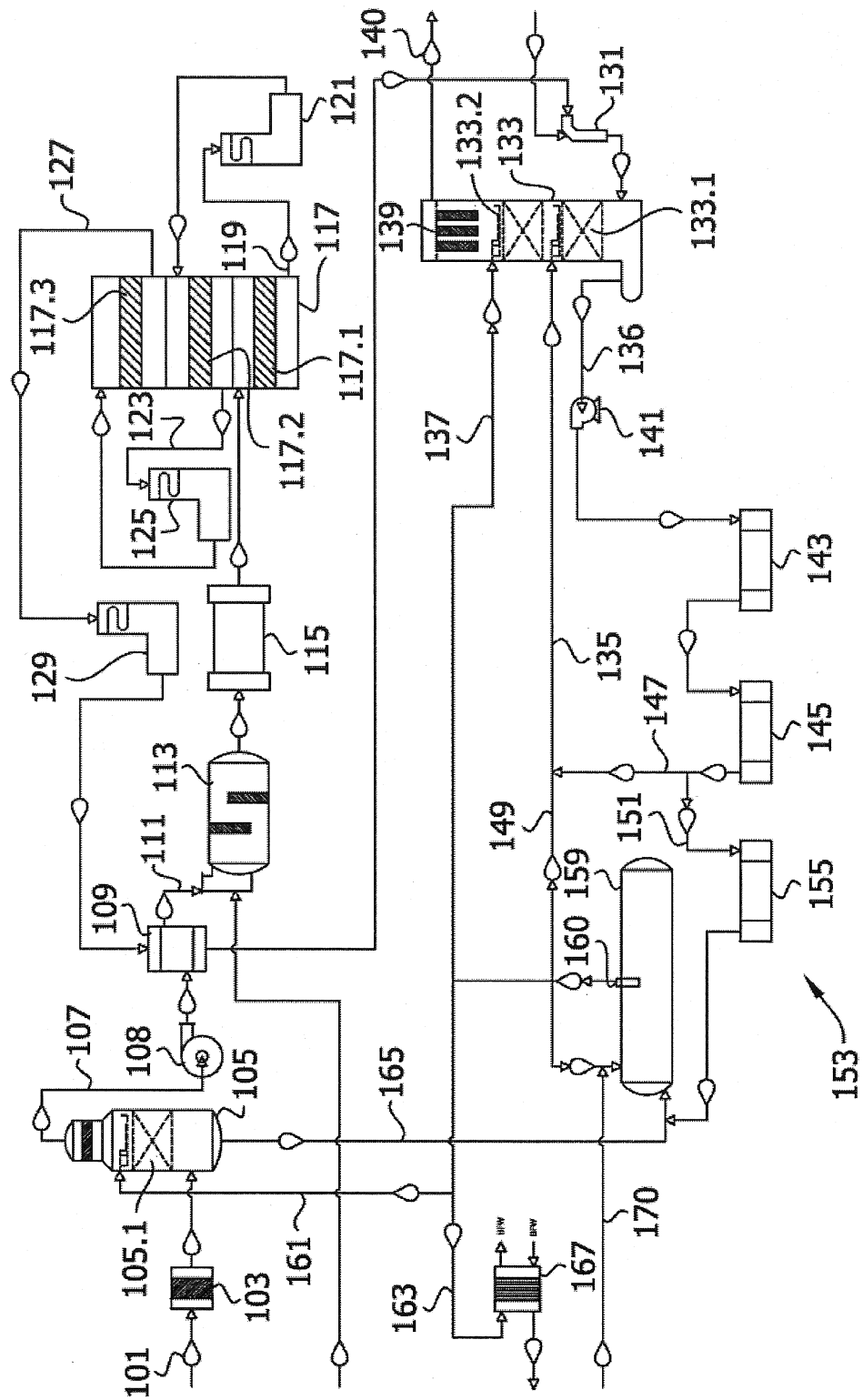
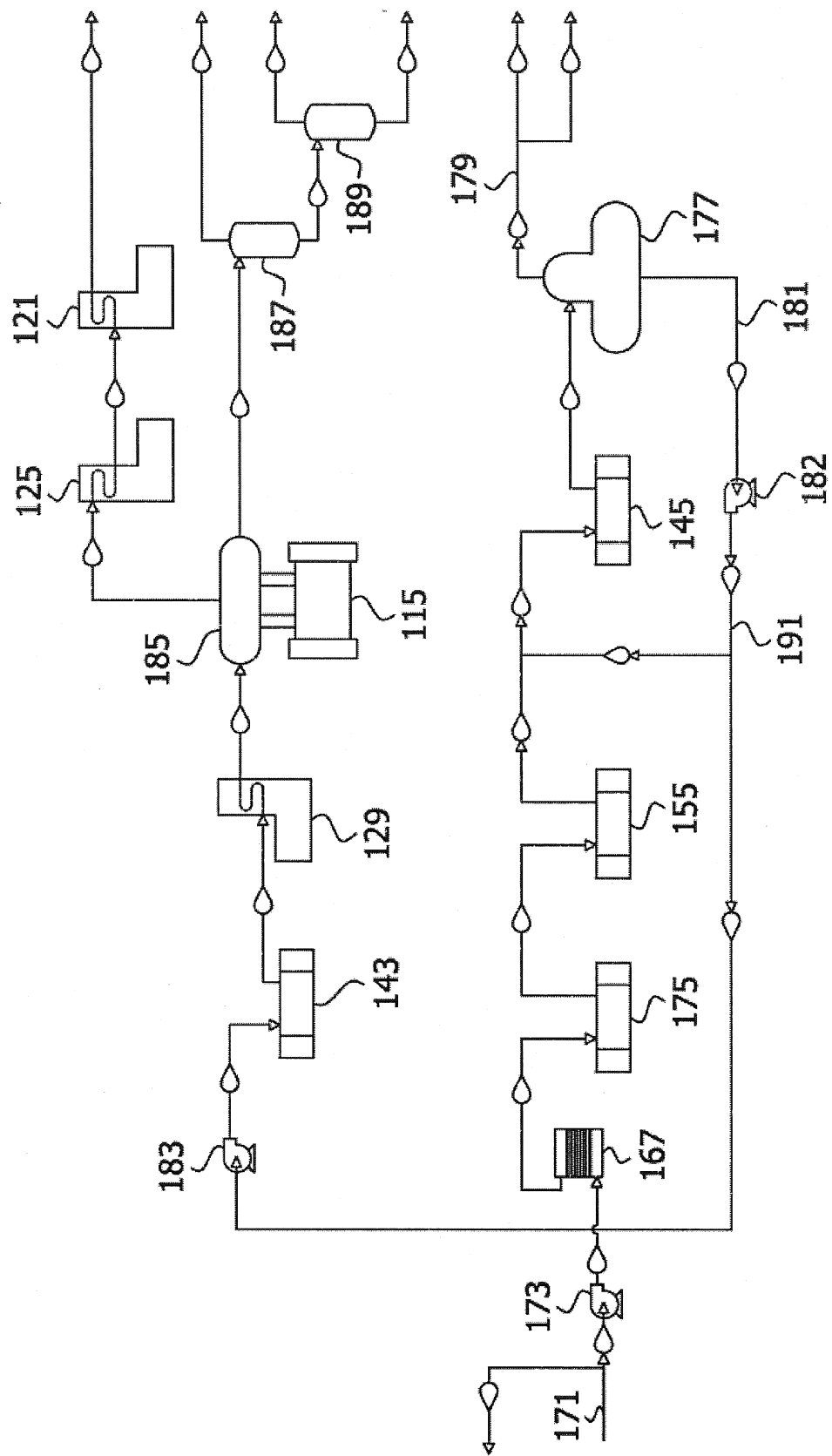


FIG. 5



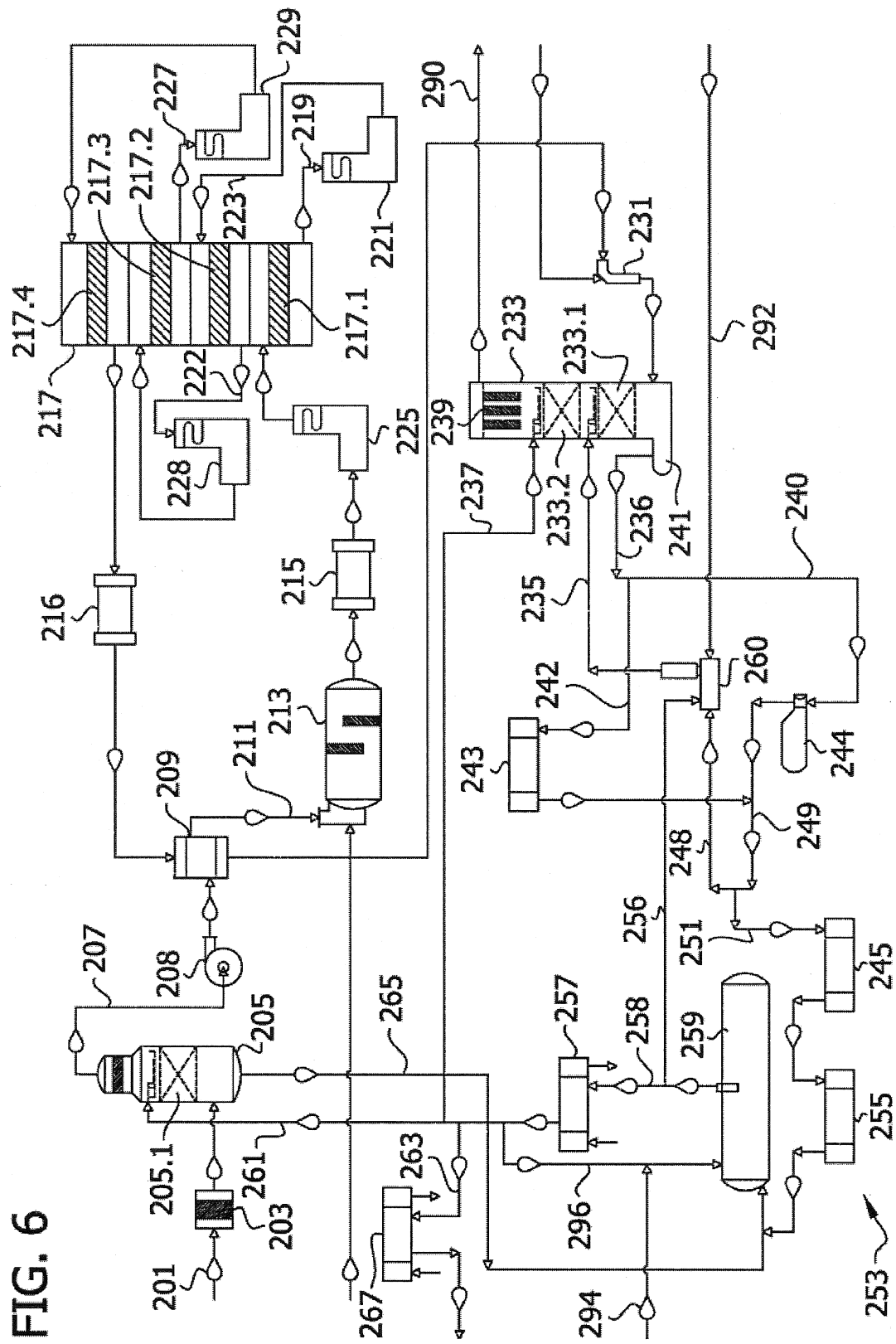


FIG. 7

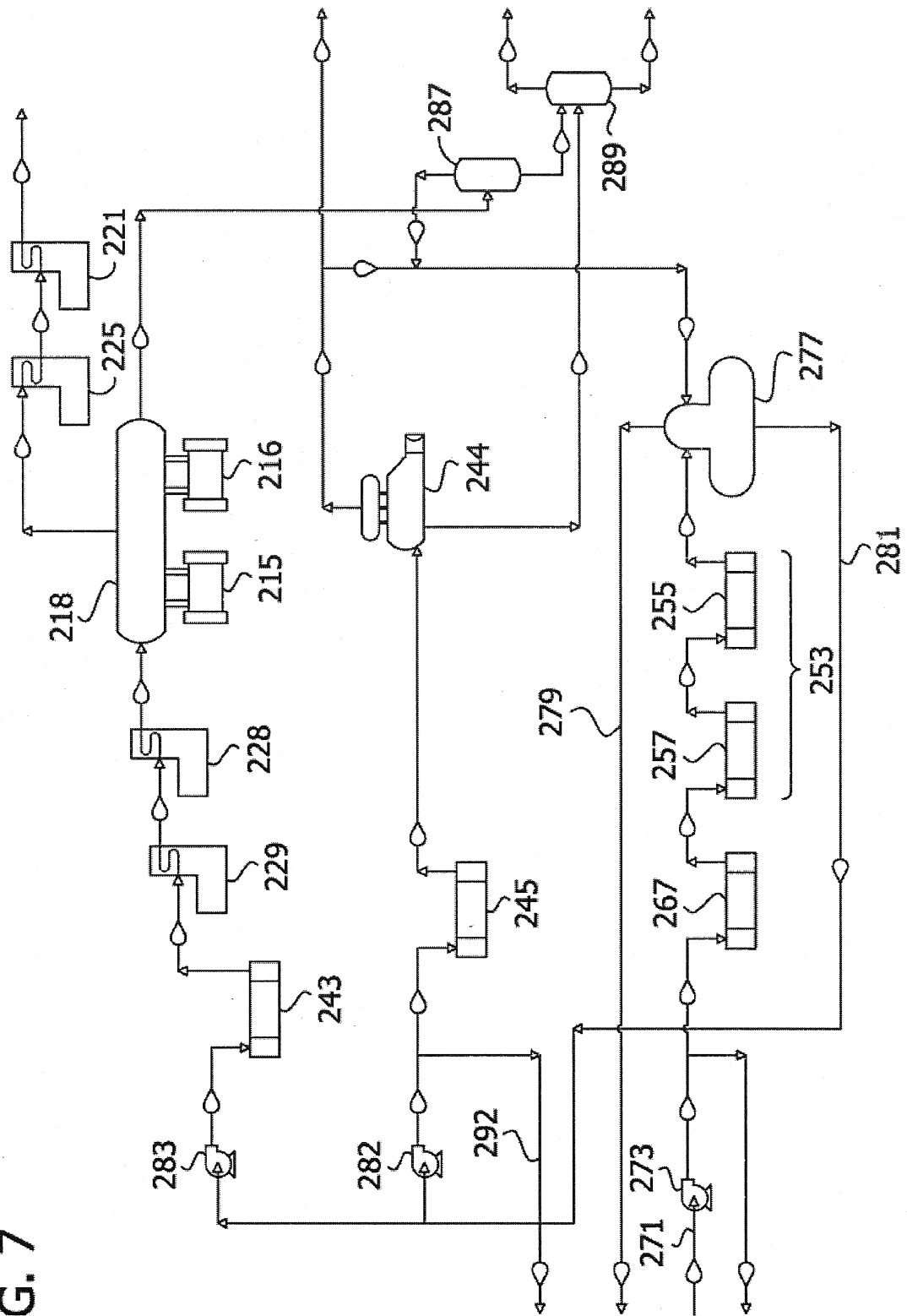


FIG. 8

