

(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) 
1-0020589

(51)⁷ **C10J 3/66**, C07C 29/151, C10G 2/00,
F01K 23/06, F02C 3/28, F23J 15/06

(13) **B**

(21) 1-2012-01774

(22) 19.11.2010

(86) PCT/EP2010/067847 19.11.2010

(87) WO2011/061299 26.05.2011

(30) 09176684.0 20.11.2009 EP

10151481.8 22.01.2010 EP

10151473.5 22.01.2010 EP

10154449.2 23.02.2010 EP

(45) 25.03.2019 372

(43) 26.11.2012 296

(73) RV LIZENZ AG (CH)

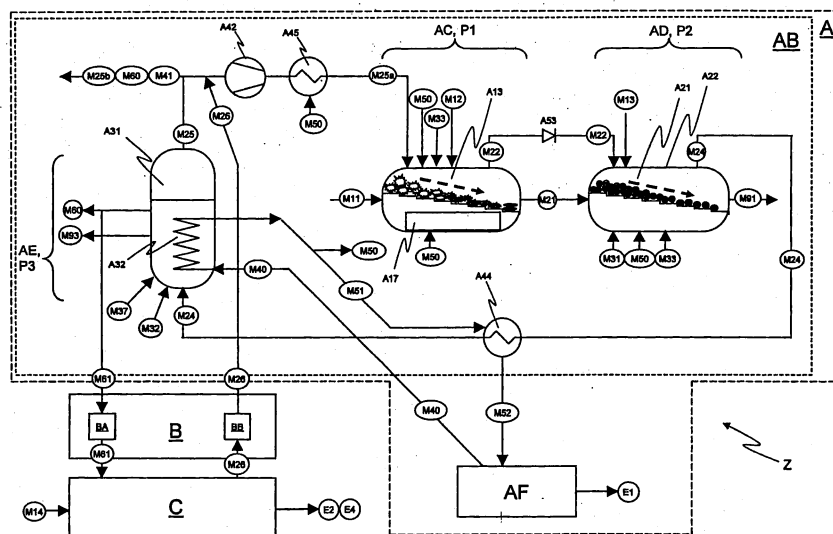
Dammstrasse 19, CH-6301 Zug, Switzerland

(72) RUDLINGER, Mikael (CH)

(74) Công ty Luật TNHH T&G (TGVN)

(54) QUY TRÌNH VÀ DÂY CHUYỀN SẢN XUẤT NĂNG LƯỢNG THEO CÁCH KHÔNG LÀM PHÁT SINH KHÍ THẢI BẰNG CÁCH TẬN DỤNG NHIỆT NĂNG VÀ HÓA NĂNG CỦA NGUYÊN LIỆU CHỨA CACBON

(57) Sáng chế đề cập đến quy trình và dây chuyền sản xuất năng lượng theo cách không làm phát sinh khí thải bằng phương pháp xử lý và tận dụng năng lượng nhiệt-hóa của vật liệu cacbon thể rắn, lỏng, khí và hỗn hợp, cụ thể là chất thải, sinh khối, than đá và các vật liệu hỗn tạp khác. Trong quy trình theo sáng chế, để sản xuất năng lượng và/hoặc hydrocacbon và các sản phẩm khác bằng cách sử dụng nguyên liệu cacbon, ba giai đoạn xử lý (P1, P2, P3) tạo thành chu trình khép kín. Khí lưu huỳnh (M25) từ giai đoạn xử lý thứ ba (P3) được chuyển ở dạng khí tuần hoàn vào trong giai đoạn xử lý thứ nhất (P1), và/hoặc giai đoạn xử lý thứ hai (P2), và khí nhiệt phân (M22) từ giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) được chuyển vào trong giai đoạn xử lý thứ hai (P2), và/hoặc giai đoạn xử lý thứ ba (P3).



Lĩnh vực kỹ thuật được đề cập

Sáng chế đề cập đến quy trình và dây chuyền sản xuất năng lượng theo cách không làm phát sinh khí thải bằng phương pháp xử lý và tận dụng năng lượng nhiệt-hóa của vật liệu thể rắn, lỏng, khí cacbon và hỗn hợp, cụ thể chất thải, sinh khối, than đá và các vật liệu hỗn tạp khác. Ngoài ra, sáng chế còn đề cập đến dây chuyền sản xuất điện năng và cơ năng, và các quy trình tương ứng, cũng như quy trình sản xuất các hydrocacbon tổng hợp và sử dụng chúng trong các dây chuyền này.

Tình trạng kỹ thuật của sáng chế

Đã biết rằng khí thải, cụ thể là khí thải cacbon dioxit, có tác động xấu đến sự cân bằng khí hậu của trái đất, và góp phần lớn vào sự nóng lên của khí hậu do nhân tạo. Do đó, con người rất muốn tránh sự phát khí thải cacbon dioxit, đặc biệt trong sản xuất năng lượng từ các nguyên liệu cacbon, như chất thải, sinh khối và nhiên liệu hóa thạch.

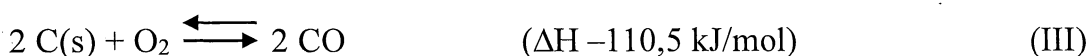
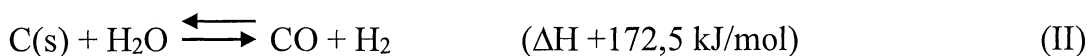
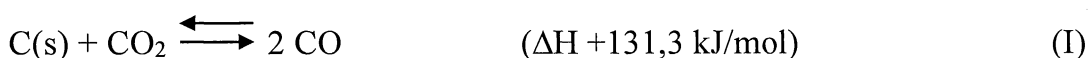
Khi nguyên liệu cacbon được sử dụng làm nhiên liệu trong các hệ thống nhà máy điện truyền thống, cacbon dioxit là sản phẩm phụ không thể tránh khỏi của quy trình sản xuất năng lượng. Việc tách cacbon dioxit từ các khí xả đốt cháy tạo thành thường không thể thực hiện được với chi phí phù hợp và/hoặc tiết kiệm.

Trên quy mô công nghiệp, các hệ thống được thử nghiệm trong đó cacbon dioxit được thu lại, ví dụ, trong các dung môi chứa amin, và được bảo quản ở dạng nén. Tuy nhiên, các hệ thống này rất đắt đỏ và phức tạp.

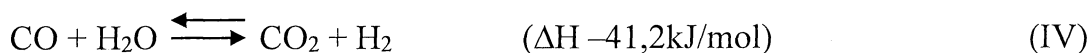
Các nguồn năng lượng không phát sinh khí thải cacbon dioxit như, ví dụ, năng lượng mặt trời, năng lượng gió, thủy năng sinh nước, và năng lượng hạt nhân có các vấn đề khác. Các hệ thống gần đây để sử dụng nguồn năng lượng thay thế như năng lượng gió, năng lượng mặt trời và sinh khối không đủ khả năng để đáp ứng nhu cầu về năng lượng ngày càng gia tăng. Ngoài ra, các nguồn năng lượng phụ thuộc thời tiết thường không thể đảm bảo được tuyệt đối công suất cần thiết. Do đó, các hệ thống sản xuất năng lượng phát sinh khí thải khí thấp, hiệu quả, linh hoạt và dễ nâng cấp, đặc biệt là điện năng là đối tượng của hoạt động nghiên cứu mở rộng.

Từ tình trạng kỹ thuật, các loại quy trình và thiết bị khác nhau đã được biết đến, trong đó hỗn hợp khí có thể được sản xuất từ các nguyên liệu rắn, lỏng và dạng khí cacbon, mà sau đó được sử dụng làm khí tổng hợp cho các quy trình tổng hợp hóa học. Khí tổng hợp chứa cacbon monoxit và hydro được sử dụng, ví dụ, cho quy trình tổng hợp metanol pha lỏng công nghiệp hoặc cho quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch để sản xuất các hydrocacbon và các nguyên liệu hữu cơ khác. Theo cách khác, các khí tổng hợp này cũng được sử dụng để sản xuất năng lượng, ví dụ, làm nhiên liệu cho các động cơ hoạt động bằng nhiệt.

Để sản xuất khí tổng hợp cacbon monoxit-hydro từ cacbon rắn, cacbon rắn được khí hóa sử dụng oxy, cacbon dioxit hoặc nước để tạo thành khí tổng hợp:



Tỷ lệ giữa cacbon monoxit và hydro được đưa ra bởi cái được gọi là phản ứng dịch chuyển nước khí IV:



Năng lượng cần thiết cho quá trình của phản ứng thu nhiệt I và II có thể bắt nguồn, ví dụ, từ quá trình đốt cháy không hoàn toàn của cacbon rắn trong phản ứng III, hoặc có thể được cấp từ bên ngoài.

Trong quy trình đã biết để sản xuất khí tổng hợp hoặc nhiên liệu khí tương ứng, cacbon rắn cho các phản ứng khí hóa tồn tại ở dạng than cốc. Dạng than cốc này được tạo ra trong giai đoạn xử lý trước bằng sự nhiệt phân than đá hoặc các nguyên liệu cacbon khác. Khí nhiệt phân được tạo ra trong quá trình nhiệt phân được đốt cháy, trong đó khí đốt cháy chứa cacbon-dioxit đầu tiên đóng vai trò làm chất khí hóa cho than cốc và cũng làm nguồn cấp năng lượng nhiệt bên ngoài.

Trong loại quy trình khác, than cốc được khí hóa với sự bổ sung không khí/oxy, trong đó năng lượng nhiệt ban đầu được tạo ra nhờ sự đốt cháy không hoàn toàn cacbon của than cốc. Khí nhiệt phân từ giai đoạn nhiệt phân trước đó sau đó được trộn vào khí tổng hợp nóng nơi nó được crackinh và vì vậy hỗn hợp khí dễ cháy không chứa hắc ín được tạo thành.

Các quy trình đã biết để sản xuất khí tổng hợp được hướng tới và tối ưu hóa sản xuất khí tổng hợp cho ngành hóa học từ than đá hóa thạch rẻ, ví dụ, để sản xuất nhiên liệu phun khí lỏng và các sản phẩm cuối có giá trị cao. Trong các quy trình này, một số nguyên liệu ban đầu được đốt cháy để sản xuất năng lượng, và vì vậy trong sản xuất sản phẩm cuối giá trị cao, không còn tạo ra lượng lớn cacbon dioxit khả dụng. Do sự ấm lên của khí hậu, các quy trình không hiệu quả này giờ đây ngày càng trở nên ít thông dụng.

Các quy trình khác về cơ bản hướng tới sản xuất nhiều nhiên liệu khí dễ quản lý, từ nguyên liệu cacbon rắn chẳng hạn, ví dụ, than hóa thạch, hoặc hỗn hợp không đồng nhất như, ví dụ, khí thải cháy được. Với các loại nhiên liệu này, ví dụ, có thể chạy được tuabin khí. Các quy trình này được bộc lộ, ví dụ, trong DE 102007041624 A1 và DE 2325204 A1. Tuy nhiên, cũng trong quy trình này, một số hóa năng lưu trữ trong nguyên liệu ban đầu thể rắn được tiêu thụ trong sự chuyển hóa, hoặc là trong sản xuất than cốc hoặc là sản xuất khí, và cacbon dioxit được thải ra tương ứng.

Nhược điểm của các quy trình đã biết là tạo ra sự phát sinh khí thải, hiệu quả thấp, cấu trúc và vận hành phức tạp, đặc biệt trong các trạm mà trong đó than cốc được khí hóa trong dòng hóa lỏng hoặc dòng cuốn theo.

Tương tự như vậy, các quy trình khác nhau đã được biết đến, trong đó các chất đẩy lỏng có thể được tạo ra từ sinh khối. Trong ấn phẩm: G. W. Huber et al., “*Synthesis of Transportation Fuels from Biomass: Chemistry, Catalysts, and Engineering*”, Chem. Rev. 106 (2006), p. 4044, tổng hợp về các phương pháp khác nhau được đưa ra. Trong một loại quy trình cơ bản trong số các quy trình này, sinh khối được khí hóa và từ hỗn hợp khí tạo thành này, các hydrocacbon dạng khí và/hoặc dạng lỏng và/hoặc các hợp chất chứa cacbon khác đã được tổng hợp mà đóng vai trò làm nhiên liệu phun khí hoặc nhiên liệu.

Quy trình để sản xuất nhiên liệu phun khí tổng hợp từ sinh khối được mô tả trong ấn phẩm: “*Process for Producing the Synthetic Biofuel SunDiesel*” [English translation of German title “*Verfahren zur Herstellung des synthetischen Biokraftstoffs SunDiesel*”], B. Hoffmann, Aufbereitungstechnik, 49(1-2) (2008), p. 6. Trong quy trình này, mà được gọi là “Carbo-V”, sinh khối dạng cục (nguyên liệu thực vật nghiền) được nhiệt phân với không khí trong bước thứ nhất tại áp suất thấp (0,4 MPa (4 bar)),

nhệt độ 400–500°C, trong đó bước này được coi là bước xử lý sơ bộ nhệt. Bước này tạo ra khí nhệt phân và than cốc nhệt phân. Hệ thống tương ứng đã được mô tả, ví dụ trong DE 19807988 A1. Khí nhệt phân sau đó được oxy hóa sau với không khí hoặc oxy được gia nhệt sơ bộ tại nhệt độ cao (1400–1500°C) để phá vỡ các hydrocacbon mạch dài. Tách ra từ đó, than cốc nhệt phân được nghiền và thổi ở dạng bụi vào trong luồng khí của giai đoạn quy trình thứ hai trong đó bụi than cốc được khí hóa theo kiểu thu nhệt thành khí tổng hợp trong dòng cuốn theo. Quy trình tương ứng được bộc lộ trong EP 1749872 A2. Sau khi xử lý, nhiên liệu phun khí tương tự diesel được tạo ra từ khí tổng hợp tạo thành, trong quy trình Fischer-Tropsch nhiều giai đoạn. Khí xả tạo thành bao gồm cacbon dioxit được sản xuất trong sự nhệt phân và giai đoạn khí hóa được giải phóng vào trong khí quyển.

Để làm tăng hiệu suất của phản ứng Fischer-Tropsch, khí dư và sản phẩm khí của quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch mà chứa hydro và cacbon monoxit chưa phản ứng và các hợp chất hydrocacbon C1-C4, có thể lại được chuyển qua giai đoạn tổng hợp Fischer-Tropsch bằng cách tái tuần hoàn chúng sang giai đoạn khí hóa. (xem: H. Boerrigter, R. Zwart, “*High efficiency co-production of Fischer-Tropsch (FT) transportation fuels and substitute natural gas (SNG) from biomass*”, Energy research centre of the Netherlands ECN Report, ECN-C-04-001, Feb. 2004). Do đó, ví dụ US 2005/0250862 A1 thể hiện quy trình để sản xuất các nhiên liệu phun khí lỏng từ sinh khối, trong đó các khí có trọng lượng phân tử thấp và các thành phần có trọng lượng phân tử cao hơn không mong muốn được chuyển ngược lại giai đoạn khí hóa sau quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch.

Tuy nhiên, trong tất cả các quy trình này, khí xả bao gồm chủ yếu cacbon dioxit và cũng có thể bao gồm khí trơ nếu phù hợp, như khí nitơ được giải phóng vào khí quyển.

DE 2807326 và US 4092825 mô tả hệ thống nhà máy điện, trong đó khí tổng hợp được sản xuất từ than, sau đó khí tổng hợp được sử dụng làm khí nhiên liệu để tạo ra hơi. Qua tuabin hơi, điện năng được sản xuất từ hơi này. Một số khí tổng hợp được rẽ nhánh và sử dụng để sản xuất metanol hoặc hydrocacbon lỏng. Các nhiên liệu lỏng này được lưu trữ tạm thời và được sử dụng khi cần để sản xuất điện năng. Khí xả đốt chảy được giải phóng vào trong khí quyển.

Nội dung của các tài liệu tình trạng kỹ thuật nêu trong đơn này là một phần không tách rời trong phần mô tả sáng chế dưới đây.

Bản chất kỹ thuật của sáng chế

Mục đích của sáng chế nhằm đề xuất quy trình và dây chuyền sản xuất năng lượng theo cách không làm phát sinh khí thải bằng quy trình nhiệt-hóa học và tận dụng nguyên liệu thể rắn, lỏng, khí cacbon và hỗn hợp, cụ thể chất thải, sinh khối, than đá và các vật liệu hỗn tạp khác, quy trình và dây chuyền theo sáng chế không có nhược điểm như đã nêu ở trên cũng như các nhược điểm khác. Các quy trình và thiết bị cụ thể theo sáng chế không phát sinh khí thải.

Mục đích khác của sáng chế là đề xuất các quy trình và dây chuyền mà qua đó chất thải, sinh khối hoặc than đá có thể được chuyển hóa với nguồn năng lượng càng ít càng tốt, và không phát sinh khí thải, thành các sản phẩm giàu năng lượng khác, ví dụ, các sản phẩm chứa hydrocacbon tổng hợp.

Mục đích khác của sáng chế là đề xuất các quy trình và dây chuyền mà qua đó nguyên liệu khó sử dụng, như, ví dụ, đá phiến có dầu, cát dầu, hoặc cặn dầu, có thể được biến đổi theo cách không phát sinh khí thải, tạo thành sản phẩm giàu năng lượng hơn và hữu ích hơn, hoặc có thể được sử dụng để sản xuất năng lượng theo cách không làm phát sinh khí thải tương ứng.

Mục đích khác của sáng chế là đề xuất quy trình và dây chuyền mà nguyên liệu rắn, lỏng hoặc khí có thể được biến đổi một cách hiệu quả thành nguồn năng lượng dạng khí hoặc lỏng.

Mục đích khác của sáng chế là đề xuất các quy trình và dây chuyền mà qua đó nhiên liệu dạng rắn, lỏng và khí và các nhiên liệu phun khí có thể được tạo ra mà không phát sinh khí thải.

Mục đích khác của sáng chế nhằm tối ưu hóa hiệu suất năng lượng của các quy trình và hệ thống đã nêu nhờ việc tránh sự tổn hao hóa học và/hoặc năng lượng do sự phát sinh khí thải, và bằng cách biến đổi nguyên liệu thu được theo cách không phát sinh khí thải thành nguồn năng lượng chất lượng cao khác, như, ví dụ, nhiên liệu và nhiên liệu phun khí.

Cụ thể, dây chuyền sản xuất năng lượng theo sáng chế cho phép tạo ra điện năng và/hoặc cơ năng và/hoặc năng lượng nhiệt một cách hiệu quả và theo nhu cầu trong dải sản lượng rộng.

Tốt hơn nữa, dây chuyền theo sáng chế để sản xuất năng lượng theo cách không làm phát sinh khí thải có thể dự trữ một phần năng lượng tạo ra, và trong trường hợp nhu cầu sản lượng tăng có thể giải phóng lại năng lượng dự trữ này làm hóa năng hoặc và/hoặc điện năng và/hoặc cơ năng hoặc và/hoặc năng lượng nhiệt.

Dây chuyền sản xuất năng lượng theo cách không làm phát sinh khí thải có thể sử dụng phạm vi rộng của nguyên liệu thể rắn, lỏng và/hoặc khí cacbon và hỗn hợp cho sự sản xuất năng lượng, cụ thể chất thải, sinh khối, than đá và các nguyên liệu hỗn tạp khác.

Mục đích khác của sáng chế là đề xuất dây chuyền sản xuất năng lượng theo cách không làm phát sinh khí thải mà không phụ thuộc vào các điều kiện bên ngoài như áp suất, nhiệt độ, hơi ẩm hoặc các thông số bên ngoài khác. Ví dụ, tại các địa điểm tương đối cao, áp suất xung quanh thấp hơn có ảnh hưởng xấu đến sản lượng điện của các trạm điện truyền thống.

Các mục đích này và các mục đích khác đạt được bằng các quy trình và dây chuyền theo sáng chế như được mô tả trong các điểm yêu cầu bảo hộ độc lập. Các phương án ưu tiên khác được nêu trong các điểm yêu cầu bảo hộ phụ thuộc.

Sáng chế đề xuất quy trình sản xuất năng lượng và/hoặc các hydrocacbon và các sản phẩm khác không phát sinh khí thải bằng cách tận dụng nguyên liệu cacbon, trong giai đoạn xử lý thứ nhất và nguyên liệu cacbon được cấp và nhiệt phân, trong đó than cốc nhiệt phân và khí nhiệt phân được tạo thành. Trong giai đoạn xử lý thứ hai, than cốc nhiệt phân từ giai đoạn xử lý thứ nhất được khí hóa, trong đó khí tổng hợp được tạo thành, và xỉ và các cặn khác được loại bỏ. Trong giai đoạn xử lý thứ ba, khí tổng hợp từ giai đoạn xử lý thứ hai được chuyển hóa thành các hydrocacbon và/hoặc các sản phẩm thể rắn, lỏng và/hoặc khí khác, mà được thải ra. Ba giai đoạn xử lý tạo thành chu trình khép kín. Khí dư thừa từ giai đoạn xử lý thứ ba được chuyển ở dạng khí tuần hoàn vào trong giai đoạn xử lý thứ nhất và/hoặc giai đoạn xử lý thứ hai, và khí nhiệt phân của giai đoạn xử lý thứ nhất được chuyển vào trong giai đoạn xử lý thứ hai và/hoặc giai đoạn xử lý thứ ba.

Trong một biến thể có lợi của quy trình này, hydro được cung cấp, tốt hơn trong giai đoạn xử lý thứ ba, và/hoặc cacbon dioxit được cung cấp, tốt hơn là trong giai đoạn xử lý thứ nhất hoặc giai đoạn xử lý thứ hai.

Quy trình có thể được thực hiện trong điều kiện áp suất trong tất cả ba giai đoạn xử lý. Khí nhiệt phân từ giai đoạn xử lý thứ nhất có thể được chuyển vào trong giai đoạn xử lý thứ hai và/hoặc vào giai đoạn xử lý thứ ba. Khí tổng hợp từ giai đoạn xử lý thứ hai có thể được chuyển vào trong giai đoạn xử lý thứ ba và/hoặc vào giai đoạn xử lý thứ nhất.

Tốt hơn nếu, dòng khí bên trong chu trình chảy theo hướng xác định. Dòng khí này có thể, ví dụ, chảy bên trong chu trình từ giai đoạn xử lý thứ nhất thông qua giai đoạn xử lý thứ hai đến giai đoạn xử lý thứ ba, và ngược trở lại giai đoạn xử lý thứ nhất, hoặc từ giai đoạn xử lý thứ nhất thông qua giai đoạn xử lý thứ ba đến giai đoạn xử lý thứ hai, và lại ngược trở lại giai đoạn xử lý thứ nhất.

Đặc biệt có lợi nếu, có sự giảm áp suất giữa các chu trình. Điều này cho phép dòng khí được vận chuyển dọc theo chu trình mà không cần hệ thống dẫn vận chuyển khác, với ngoại lệ là máy nén để tạo ra áp suất giảm.

Giai đoạn xử lý thứ nhất của quy trình sử dụng có thể được thực hiện trong một hoặc nhiều lò phản ứng có áp suất.

Năng lượng nhiệt cho các phản ứng nhiệt phân trong giai đoạn xử lý thứ nhất có thể được cung cấp một phần hoặc hoàn toàn bằng cách dẫn trở lại một phần khí tổng hợp nóng từ giai đoạn xử lý thứ hai vào giai đoạn xử lý thứ nhất, và/hoặc bằng cách oxy hóa một phần nguyên liệu ban đầu chứa cacbon và than cốc nhiệt phân thu được.

Tốt hơn nếu, giai đoạn xử lý thứ nhất được thực hiện tại nhiệt độ nằm trong khoảng từ 300 đến 800°C, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 450 đến 700°C, và đặc biệt tốt hơn là nằm trong khoảng từ 500 và 600°C.

Giai đoạn thứ hai của quy trình được sử dụng, có thể được thực hiện trong một hoặc nhiều lò phản ứng chịu áp thứ hai. Đối với phản ứng khí hóa trong giai đoạn xử lý thứ hai, oxy và/hoặc hơi và/hoặc cacbon dioxit có thể được sử dụng làm chất khí hóa.

Than cốc nhiệt phân có thể được khí hóa hoàn toàn hoặc chỉ một phần. Trong giai đoạn sau, than cốc chưa xử lý có thể được thải ra cùng với xỉ tạo thành.

Năng lượng nhiệt cần cho phản ứng khí hóa trong giai đoạn xử lý thứ hai có thể được cung cấp một phần hoặc hoàn toàn từ bên ngoài, ví dụ bằng các thiết bị gia nhiệt và/hoặc các bộ trao đổi nhiệt, và/hoặc có thể được tạo ra nhờ sự oxy hóa một phần than cốc nhiệt phân với chất oxy hóa, cụ thể là oxy.

Tốt hơn nếu, giai đoạn xử lý thứ hai của quy trình được sử dụng theo sáng chế được thực hiện tại nhiệt độ nằm trong khoảng từ 600 đến 1600°C, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 700 đến 1400°C, và đặc biệt tốt hơn là nằm trong khoảng từ 850 và 1000°C.

Trong biến thể được ưu tiên, nhiệt độ trong giai đoạn xử lý thứ hai là 850°C hoặc cao hơn, trong đó than cốc nhiệt phân và khí nhiệt phân tồn tại trong giai đoạn xử lý thứ hai trong khoảng thời gian ít nhất 2 giây. Theo cách này, việc cung cấp được đáp ứng mà áp dụng trong nhiều nước để xử lý nguyên liệu và chất thải bị ô nhiễm.

Tốt hơn nếu, giai đoạn xử lý thứ nhất và/hoặc giai đoạn xử lý thứ hai của quy trình sử dụng theo sáng chế được thực hiện tại áp suất nằm trong khoảng từ 0,1 đến 6 MPa (1 đến 60 bar), tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,5 đến 2,5 MPa (5 đến 25 bar), và đặc biệt tốt hơn là nằm trong khoảng từ 1 đến 1,5 MPa (10 đến 15 bar).

Trong biến thể được ưu tiên khác của quy trình được sử dụng theo sáng chế, giai đoạn xử lý thứ nhất và giai đoạn xử lý thứ hai được thực hiện trong cùng lò phản ứng chịu áp.

Giai đoạn xử lý thứ ba của quy trình sử dụng được thực hiện trong một hoặc nhiều lò phản ứng chịu áp. Sự biến đổi trong giai đoạn xử lý thứ ba ưu tiên tiến hành sử dụng quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch hoặc quy trình tổng hợp metanol pha lỏng.

Trong biến thể được ưu tiên cụ thể của quy trình theo sáng chế, điện năng và/hoặc cơ năng được tạo ra nhờ quá trình oxy hóa các hydrocacbon và các sản phẩm thể rắn, lỏng, và/hoặc khí khác của giai đoạn xử lý thứ ba, thành khí oxy hóa về cơ bản bao gồm cacbon dioxit và nước. Oxy tinh khiết được ưu tiên được sử dụng làm chất oxy hóa. Từ các khí oxy hóa, nước có thể được ngưng tụ và/hoặc phân tách.

Trong biến thể được ưu tiên của quy trình theo sáng chế, ít nhất một phần khí oxy hóa của thiết bị dẫn động được nạp trở lại vào trong giai đoạn xử lý thứ nhất và/hoặc giai đoạn xử lý thứ hai và/hoặc giai đoạn xử lý thứ ba của quy trình.

Trong biến thể đặc biệt được ưu tiên của quy trình theo sáng chế, khí tổng hợp được làm nguội trong bộ trao đổi nhiệt, trong đó hơi quá nhiệt và/hoặc khí nóng khác

được hình thành, từ đó điện năng và/hoặc cơ được tạo ra sử dụng động cơ nhiệt, ưu tiên tuabin hơi.

Sáng chế đề cập đến dây chuyền để sản xuất năng lượng và/hoặc hydrocacbon và các sản phẩm khác không phát sinh khí thải bằng cách tận dụng nguyên liệu cacbon bao gồm thiết bị tận dụng chứa bộ phận tận dụng với bộ phận phụ để thực hiện nhiệt phân nguyên liệu cacbon để tạo ra than cốc nhiệt phân và khí nhiệt phân; bộ phận phụ thứ hai để thực hiện khí hóa than cốc nhiệt phân để tạo thành khí tổng hợp và cặn; và bộ phận phụ thứ ba để thực hiện quá trình chuyển hóa khí tổng hợp thành các hydrocacbon và/hoặc các sản phẩm thể rắn, lỏng và/hoặc khí khác. Tất cả ba bộ phận phụ của thiết bị sử dụng được đóng kín áp suất và tạo thành chu trình về cơ bản khép kín. Ống dẫn vận chuyển khí nhiệt phân nối kín áp bộ phận phụ với bộ phận phụ thứ hai và/hoặc với bộ phận phụ thứ ba. Ống dẫn vận chuyển khí tổng hợp nối kín áp bộ phận phụ với bộ phận phụ thứ hai với bộ phận phụ thứ ba và/hoặc với bộ phận phụ thứ nhất. Ống dẫn vận chuyển khí tuần hoàn nối kín áp bộ phận phụ với bộ phận phụ thứ hai với bộ phận phụ thứ ba và/hoặc với bộ phận phụ thứ nhất.

Tốt hơn nếu, ít nhất một máy nén được sắp xếp dọc theo ít nhất một trong số ống dẫn vận chuyển đã nói.

Thiết bị có thể được đưa ra để làm cho dòng khí chảy dọc theo các ống dẫn vận chuyển theo không chỉ một hướng xác định, tốt hơn là từ bộ phận phụ thứ nhất qua bộ phận phụ thứ hai tới bộ phận phụ thứ ba, và quay trở lại bộ phận phụ thứ nhất, hoặc từ bộ phận phụ thứ nhất thông qua bộ phận phụ thứ ba đến bộ phận phụ thứ hai, và quay ngược trở lại bộ phận phụ thứ nhất.

Các bộ phận phụ có thể có một hoặc nhiều lò phản ứng chịu áp. Theo một biến thể, tốt hơn nếu, bộ phận phụ thứ nhất và/hoặc thứ hai bao gồm các thiết bị gia nhiệt và/hoặc bộ trao đổi nhiệt.

Sự rẽ nhánh của ống dẫn vận chuyển của khí tổng hợp có thể được thực hiện, mà nhờ đó một số khí tổng hợp, từ thiết bị thứ hai có thể được dẫn quay trở lại lò phản ứng chịu áp thứ nhất.

Theo biến thể được ưu tiên khác của dây chuyền theo sáng chế, bộ phận phụ thứ nhất và bộ phận phụ thứ hai của thiết bị sử dụng bao gồm lò phản ứng chịu áp chung.

Bộ phận phụ thứ ba của bộ phận tận dụng ưu tiên bao gồm trạm tổng hợp, hoặc trạm tổng hợp metanol pha lỏng, hoặc trạm thích hợp khác để sản xuất các sản phẩm lỏng.

Đặc biệt ưu tiên là thiết bị tận dụng mà có thể được vận hành theo phương pháp trong đó có sự giảm áp suất từ giai đoạn xử lý thứ nhất qua giai đoạn xử lý thứ hai đến giai đoạn xử lý thứ ba. Theo cách này, sự vận chuyển khối dọc theo dòng khí tuần hoàn được dẫn động bởi sự chênh lệch áp suất giữa các lò phản ứng chịu áp khác nhau. Đây là ưu điểm chính, do điều này khiến thiết bị cần ít thành phần di chuyển nhất có thể.

Ưu điểm đặc biệt của sáng chế là ở chỗ, dây chuyền không phụ thuộc vào các điều kiện bên ngoài như áp suất, nhiệt độ, hơi ẩm hoặc các thông số bên ngoài khác. Do trong các dây chuyền theo sáng chế, dòng chất chảy theo kiểu khép kín, nên quy trình về cơ bản phụ thuộc vào áp suất xung quanh.

Ưu điểm lớn khác của dây chuyền theo sáng chế trong đó hệ khép kín không cần sự xử lý khí. Ưu điểm khác là ở chỗ sự hình thành và phân tách các sản phẩm lỏng từ các khí tổng hợp trong giai đoạn xử lý thứ ba chắc chắn dẫn đến các phân tử được tách ra.

Phương án đặc biệt được ưu tiên về dây chuyền theo sáng chế bao gồm thiết bị tạo năng lượng mà được sắp xếp để sản xuất điện năng và/hoặc năng lượng nhiệt, sử dụng các hydrocarbon và/hoặc các sản phẩm khác từ thiết bị tận dụng làm nhiên liệu. Tốt hơn nếu, thiết bị dẫn động để sản xuất điện năng và/hoặc cơ năng học từ nhiên liệu được cung cấp trong thiết bị tạo năng lượng, trong đó thiết bị dẫn động đã nói thu được năng lượng cần thiết để oxy hóa nhiên liệu thành khí oxy hóa về cơ bản gồm cacbon dioxit và nước, và bao gồm thiết bị để nén và/hoặc ngưng tụ khí oxy.

Thiết bị dẫn động có thể được thiết kế là pin nhiên liệu hoặc động cơ nhiệt. Trong biến thể đặc biệt tốt hơn nếu, thiết bị dẫn động có thể được vận hành với oxy tinh khiết làm chất oxy hóa.

Trong phương án khác của dây chuyền theo sáng chế, bộ trao đổi nhiệt được cung cấp để làm nguội dòng khí oxy hóa, ở phía trước và/hoặc phía sau của thiết bị để nén và/hoặc ngưng tụ khí oxy hóa.

Trong một phương án khác của dây chuyền theo sáng chế, thiết bị để ngưng tụ và/hoặc phân tách nước ra khỏi khí oxy hóa được bố trí. Điều này làm giảm lượng khí dư còn lại.

Biến thể khác của dây chuyền theo sáng chế bao gồm bộ phận lưu trữ để thu gom khí oxy hóa, hoặc khí dư sau khi nén và/hoặc ngưng tụ khí oxy hóa tương ứng. Để tái tuần hoàn khí oxy hóa hoặc khí dư vào trong một trong số ba giai đoạn xử lý của thiết bị tận dụng của dây chuyền theo sáng chế, ống dẫn vận chuyển có thể được cung cấp.

Theo phương án được ưu tiên khác của một trong số các dây chuyền nêu ở trên theo sáng chế, thiết bị dẫn động của thiết bị tạo năng lượng được thiết kế là động cơ đốt, với ít nhất một buồng đốt để đốt nhiên liệu lỏng hoặc khí với oxy, với thiết bị để biến đổi áp suất khí tạo thành hoặc thể tích khí thành công cơ học, với thiết bị nạp để đưa oxy vào trong buồng đốt, và với thiết bị thông khí để loại bỏ khí oxy hóa từ buồng đốt.

Theo biến thể đặc biệt được ưu tiên của dây chuyền sản xuất năng lượng theo sáng chế, thiết bị dẫn động của thiết bị tạo năng lượng được bố trí thiết bị nạp để nạp nước và/hoặc hơi nước vào trong buồng đốt, và/hoặc vào trong dòng khí oxy hóa sau khi đi ra từ buồng đốt. Thiết bị dẫn động này có thể bao gồm, ví dụ, thiết bị tuabin mà được vận hành với dòng khí oxy hóa.

Theo biến thể được ưu tiên khác của dây chuyền theo sáng chế, thiết bị tận dụng bao gồm bộ phận tạo năng lượng để sản xuất điện năng và/hoặc cơ học, với ít nhất một thiết bị dẫn động để sản xuất điện năng và/hoặc cơ năng từ hơi và/hoặc khí nóng mà đã được tạo ra hoặc đốt nóng quá nhiệt trong bộ phận tận dụng của thiết bị tận dụng.

Theo biến thể đặc biệt được ưu tiên, bộ phận tạo năng lượng của thiết bị tận dụng bao gồm thiết bị dẫn động để sản xuất điện năng và/hoặc cơ năng học từ hơi hoặc khí nóng khác mà đã được tạo ra hoặc đốt nóng quá nhiệt trong bộ phận tận dụng. Trong chu trình của bộ phận tận dụng, ít nhất một bộ trao đổi nhiệt được cung cấp để đốt nóng hơi và/hoặc khí khác, và/hoặc để tạo ra hơi.

Dây chuyền đặc biệt ưu tiên khác bao gồm thiết bị sản xuất hydro, và thiết bị để cấp hydro vào trong bộ phận tận dụng.

Các hydrocacbon và các sản phẩm thể rắn, lỏng và/hoặc khí mà đã được sản xuất sử dụng quy trình theo sáng chế, hoặc sử dụng dây chuyền theo sáng chế tương ứng có

thể được phân biệt với các sản phẩm dầu mỏ tương tự, ví dụ, bởi sự vắng mặt của lưu huỳnh điển hình và tạp chất phospho. Trong trường hợp sản xuất với các phần của nguyên liệu ban đầu là sinh khối, các sản phẩm này có phần chất đồng vị C14 tăng, so với các sản phẩm hóa dầu.

Mô tả vắn tắt các hình vẽ

Dưới đây, đây chuyên theo sáng chế sẽ được mô tả với việc viện dẫn đến các hình vẽ. Các hình vẽ thể hiện các phương án minh họa của đối tượng của sáng chế.

Fig.1 là sơ đồ thể hiện dây chuyền theo sáng chế để sản xuất năng lượng và/hoặc hydrocarbon và/hoặc các sản phẩm khác không phát sinh khí thải bằng cách sử dụng các nguyên liệu cacbon.

Fig.2 là sơ đồ thể hiện phương án của dây chuyền theo sáng chế với thiết bị tạo năng lượng mà được tách riêng ra từ thiết bị tận dụng.

Fig.3 là sơ đồ thể hiện phương án minh họa chung của thiết bị tận dụng của dây chuyền theo sáng chế với bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền.

Fig.3A là sơ đồ thể hiện biến thể có thể đối với bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền như được thể hiện trong Fig.3.

Fig.4 là sơ đồ thể hiện phương án minh họa chung về dây chuyền theo sáng chế, với thiết bị tận dụng, và thiết bị tạo năng lượng để sản xuất năng lượng phụ tải đỉnh từ các hợp chất nhiên liệu được sản xuất trong thiết bị tận dụng.

Fig.4A là sơ đồ thể hiện biến thể có thể đối với thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh như được thể hiện trong Fig.4.

Fig.5 là sơ đồ thể hiện phương án có thể của dây chuyền theo sáng chế với thiết bị tận dụng có bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền, và thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh.

Fig.6 là sơ đồ thể hiện dây chuyền theo sáng chế có nguồn cấp hóa năng ở dạng hydro.

Fig.7 là sơ đồ thể hiện biểu đồ phụ tải (a) của hệ thống nhà máy điện nhiệt truyền thống, (b), (c) dây chuyền theo sáng chế, và (d) phụ tải đỉnh và biểu đồ phụ tải nền của dây chuyền theo sáng chế.

Fig từ 8 đến 12 là sơ đồ thể hiện các phương án minh họa khác nhau của các thiết bị tận dụng cho dây chuyền theo sáng chế.

Fig.13 và 14 là sơ đồ thể hiện hai phương án của thiết bị dẫn động của thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh, thiết bị dẫn động này được gọi là động cơ đốt.

Fig.15 là sơ đồ thể hiện thiết bị dẫn động của thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh, thiết bị dẫn động này được gọi là tuabin kết hợp khí/hoi.

Mô tả chi tiết sáng chế

Các ví dụ thảo luận ở dưới đây được đưa ra để minh họa các cải tiến của sáng chế, nhưng không làm giới hạn sáng chế ở các đặc điểm được bộc lộ ở đây.

Thiết bị và quy trình sản xuất điện năng và cơ năng

Fig.1 là sơ đồ thể hiện phương án có thể của dây chuyền Z theo sáng chế để sản xuất năng lượng và/hoặc hydrocacbon và các sản phẩm khác không phát sinh khí thải bằng cách sử dụng các nguyên liệu cacbon, có thiết bị tận dụng A để tận dụng năng lượng nhiệt-hóa của các nguyên liệu cacbon M10 để cho ra các hydrocacbon và các sản phẩm khác M60 và/hoặc các nhiên liệu lỏng và/hoặc khí M61 (hóa năng), cũng như sản xuất điện năng và/hoặc cơ học E1.

Thiết bị tận dụng A bao gồm bộ nạp AH, trong đó nguyên liệu ban đầu chứa cacbon chưa xử lý M10 mà nên được sử dụng được xử lý thành nguyên liệu ban đầu chứa cacbon M11. Tùy thuộc vào loại nguyên liệu ban đầu M10, cặn M17 có thể tạo thành, mà có thể được sử dụng thêm, ví dụ kim loại.

Ngoài nguyên liệu ban đầu chứa cacbon đã xử lý M11, các nguồn hóa năng khác có thể được sử dụng, ví dụ, metan hoặc các sản phẩm phụ khác từ ngành hóa học hoặc hóa dầu mà không thể được sử dụng một cách hợp lý.

Phần giữa của thiết bị tận dụng A là bộ phận tận dụng AB, trong đó trong bộ phận phụ thứ nhất AC của giai đoạn xử lý thứ nhất P1, nguyên liệu cacbon đã xử lý M11 được cấp và được nhiệt phân, trong đó than cốc nhiệt phân M21 và khí nhiệt phân M22 được tạo ra. Trong bộ phận phụ thứ hai AD của giai đoạn xử lý thứ hai P2, than cốc nhiệt phân M21 từ giai đoạn xử lý thứ nhất được khí hóa, trong đó khí tổng hợp M24 được tạo thành, và xỉ và các cặn khác M90 vẫn còn dư. Trong bộ phận phụ

thứ ba AE của giai đoạn xử lý thứ ba P3, khí tổng hợp M24 từ giai đoạn xử lý thứ hai được chuyển hóa thành các sản phẩm thể rắn, lỏng và/hoặc khí chứa hydrocacbon M60, M61. Tất cả ba giai đoạn xử lý được nén và kín, và tạo thành chu trình về cơ bản khép kín.

Năng lượng nhiệt xuất hiện trong quy trình tận dụng theo sáng chế có thể được tập trung từ bộ phận tận dụng thứ nhất AB ở dạng hơi M52, và có thể được sử dụng trong bộ phận tạo năng lượng AF để tạo ra điện năng và/hoặc cơ năng E1, nhờ thiết bị dẫn động thích hợp, ví dụ, tuabin hơi (không được thể hiện). Ngoài ra, có thể và ưu tiên gia nhiệt môi trường nén, như, ví dụ, nitơ, để vận hành thiết bị dẫn động. Trong quá trình vận hành liên tục bộ phận tận dụng AB, theo cách này, công suất phụ tải nền có thể được tạo ra. Bộ phận tạo năng lượng AF là thành phần tùy ý của dây chuyền theo sáng chế.

Bộ phận xả AG được sử dụng để xả và xử lý tro tích tụ và các cặn rắn khác M90.

Dây chuyền theo sáng chế có thể còn bao gồm thiết bị tạo năng lượng C để tạo ra điện năng và/hoặc cơ năng E2, hoặc nhiệt năng E4 không phát sinh khí thải, bằng cách tận dụng các sản phẩm cacbon M61 từ thiết bị tận dụng A làm nhiên liệu. Khí oxy hóa tạo thành M27 được dẫn quay trở lại thiết bị tận dụng A, và vì vậy không xảy ra sự phát sinh khí thải.

Thiết bị tạo năng lượng C có thể được thiết kế làm thiết bị gia nhiệt để tạo ra nhiệt năng E4 để làm nóng các tòa nhà. Theo cách khác, thiết bị tạo năng lượng có thể được thiết kế làm thiết bị nhà máy điện để sản xuất điện năng E2.

Có lợi nếu thiết bị B để vận chuyển và lưu trữ tạm thời nhiên liệu và khí oxy hóa được đặt vào giữa thiết bị tận dụng A và thiết bị tạo năng lượng C. Thiết bị B này cũng có thể bao gồm thiết bị để xử lý nhiên liệu M61 được sử dụng trong thiết bị tạo năng lượng C.

Nhiên liệu chứa hydrocacbon M61 được tạo ra trong giai đoạn xử lý tổng hợp P3 được lưu trữ tạm thời trong các thùng hoặc bộ phận chứa chịu áp lực của thiết bị B (không được thể hiện). Từ các bộ phận lưu trữ này, nhiên liệu M61 được thu gom khi cần, và được chuyển hóa trong thiết bị tạo năng lượng C thành điện năng và/hoặc cơ năng E2, sử dụng thiết bị dẫn động thích hợp. Quá trình này có thể diễn ra, ví dụ, nhờ năng lượng nhiệt hoặc thiết bị dùng pin nhiên liệu. Khí dư chứa cacbon dioxit M26 từ

thiết bị tạo năng lượng C được tái tuần hoàn quay trở lại bộ phận tận dụng AB. Nếu phù hợp, bộ phận lưu trữ tạm thời có thể được bố trí.

Thiết bị tạo năng lượng C có ưu điểm ở chỗ sản lượng năng lượng được sản xuất bởi dây chuyền Z theo sáng chế có thể được điều chỉnh trong thời gian rất ngắn theo nhu cầu hiện tại. Trong trường hợp này, nhiên liệu hóa học M61 hoạt động như kho năng lượng tạm thời. Trong cao điểm tiêu thụ điện, ví dụ thiết bị dẫn động được thiết kế phù hợp, ví dụ, tuabin khí và/hoặc tuabin hơi được vận hành với nhiên liệu M61, sau đó có thể được đưa vào hoạt động rất nhanh, và tạo ra điện năng và/hoặc cơ năng. Công suất đỉnh của dây chuyền Z có thể vượt quá công suất nền nhiệt của dây chuyền Z trong khoảng thời gian ngắn, nhờ dung lượng lưu trữ năng lượng của nhiên liệu hóa học M61.

Trong thiết bị tạo năng lượng C có thể sử dụng thêm nhiên liệu M14, ngoài nhiên liệu được cung cấp bởi thiết bị tận dụng A.

Thiết bị tạo năng lượng C có thể được lắp đặt cùng với thiết bị tận dụng A tại cùng một vị trí. Theo cách khác, cũng có thể, như được thể hiện trong Fig.2, trong dây chuyền Z theo sáng chế, thiết bị tạo năng lượng C được sắp xếp tách ra khỏi thiết bị tận dụng A. Nhiên liệu M61 và khí oxy hóa M27 có thể được vận chuyển, ví dụ, bằng tàu hỏa, tàu thủy, hoặc đường ống, trong đó trong trường hợp này, thiết bị vận chuyển (toa xe thùng, thùng lưu trữ trên tàu thủy, đường ống) cùng lúc hoạt động như bộ phận lưu trữ tạm thời BA, BB. Toàn bộ hệ thống dẫn vận chuyển nguyên liệu giữa thiết bị A và C trong trường hợp này được coi là một phần của thiết bị B để vận chuyển và lưu trữ tạm thời nhiên liệu và khí oxy hóa.

Do sự vận chuyển hóa năng ở dạng nhiên liệu M61 qua khoảng cách lớn về cơ bản là hiệu quả hơn sự truyền điện năng, nên vị trí của thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh C của dây chuyền Z theo sáng chế có thể được chọn làm nơi có nhu cầu tương ứng, trong đó thiết bị tận dụng A được kết cấu theo cách có lợi mà ở đó nguyên liệu ban đầu chứa cacbon M10 có mặt.

Dây chuyền theo sáng chế có thể còn bao gồm thiết bị D để tạo ra và cung cấp hóa năng bên ngoài. Ví dụ, hydro M32 có thể được sản xuất và cung cấp làm nguồn hóa năng bên ngoài. Phương án có thể của dây chuyền Z theo sáng chế sẽ được trình bày chi tiết trong phần thảo luận về Fig.6.

Phương án có thể của thiết bị tận dụng A của dây chuyền Z theo sáng chế được thể hiện trong sơ đồ trong Fig.3. Thiết bị A này bao gồm bộ phận tận dụng AB để sử dụng nguyên liệu ban đầu chứa cacbon M11, và bộ phận tạo năng lượng AF để tạo ra lượng cơ bản không đổi E1 gồm điện năng và/hoặc cơ năng.

Cấu trúc của bộ phận tận dụng AB về cơ bản tương ứng với bộ phận tận dụng được minh họa mà sẽ được thảo luận sau với việc viện dẫn đến Fig.9. Thiết bị tạo năng lượng phụ tải nền AF chỉ được thể hiện là một khối. Phương án có thể sẽ được thảo luận trong Fig.3A.

Trong bộ trao đổi nhiệt/bộ quá nhiệt A44, trong đó cùng lúc khí tổng hợp nóng M24 từ giai đoạn xử lý thứ hai P2 được làm nguội xuống nhiệt độ cho giai đoạn xử lý tổng hợp thứ ba P3, dòng quá nhiệt M52 được tạo ra (xấp xỉ 550-600°C/5MPa (50 bar)) từ hơi OM51 lạnh hơn. Nếu cần, bộ trao đổi nhiệt tiếp theo có thể làm nguội dòng khí tổng hợp. Dòng quá nhiệt M52 được dẫn vào trong bộ phận tạo năng lượng AF, ở đó nó được sử dụng để tạo ra điện năng và/hoặc cơ năng E1. Dòng khí ngưng còn lại M41 được dẫn quay trở lại bộ phận tận dụng AB, ở đó nó được chuyển hóa trong giai đoạn xử lý thứ ba P3 thành hơi nước M51, và hơi nước M51 này tiếp đến được chuyển hóa lại trong bộ trao đổi nhiệt/bộ quá nhiệt A44 thành dòng quá nhiệt M52.

Phương án minh họa về bộ phận tạo năng lượng AF trong Fig.3A bao gồm thiết bị dẫn động A61 ở dạng tuabin hơi A62, hoặc động cơ nhiệt khác để tạo ra cơ năng mà có thể được vận hành với dòng quá nhiệt M52, và trong ví dụ được đưa ra, thiết bị phát điện A64, mà tạo ra điện năng E1. Sau khi giãn nở trong tuabin hơi A62, dòng xả M53 được ngưng tụ trong bộ ngưng tụ/bộ phận tiết kiệm A63, trong đó nhiệt thải được xả qua chu trình làm mát được thiết kế thích hợp A65.

Phần ngưng tụ thu được M41 tốt hơn là ở nhiệt độ từ 60-70°C, và vì vậy nước trong giai đoạn đun sôi tiếp theo A32 của thiết bị tận dụng AB không cần phải được gia nhiệt quá nhiều. Đồng thời, nước không cần quá nóng để ngăn sự sủi bọt trong bơm A66. Khí ngưng tụ M41 được vận chuyển bằng bơm A66 từ bộ phận lưu trữ tạm thời (không được thể hiện) vào bộ trao đổi nhiệt/nồi hơi A32 của giai đoạn xử lý P3, ở đó nó lại được làm bay hơi thành hơi nước M51 (xấp xỉ 250-300°C/2MPa (20 bar)), cùng với việc làm mát đồng thời của giai đoạn tổng hợp P3. Hơi nước M51 được lưu trữ trong vòm hơi (không được thể hiện), để, đầu tiên, tách nước còn lại trước khi đi

vào bộ quá nhiệt A44 và thứ hai để tạo ra kho mà từ đó hơi nước xử lý M50 có thể được thu lại cho các mục đích khác nhau trong bộ phận tận dụng AB. Sự hao hụt trong chu trình và tiêu thụ hơi nước xử lý M50 được bù bởi nguồn cấp nước mới vào trong kho chứa sản phẩm ngưng (không được thể hiện).

Trong biến thể khác, trong tuabin hơi A62, ngay sau giai đoạn áp suất cao, một số dòng hơi nước có thể được tách ra làm hơi nước xử lý M50, mà được thể hiện trong Fig.3A là mũi tên đứt nét. Theo cách này, lượng lớn dòng M52 có thể được sử dụng để sản xuất năng lượng, và sau đó hơi nước xử lý cần thiết được cung cấp.

Dòng xả từ phụ tải hơi nước xử lý như, ví dụ, bộ trao đổi nhiệt A45, A17 có thể là M41 ngưng tụ và được tái tuần hoàn thành nước nạp M40, dẫn đến chu trình năng lượng được khép kín nhiều nhất có thể.

Thay vì vận hành bộ phận tạo năng lượng AF với dòng hơi nóng, cũng có thể gia nhiệt trong môi trường nén trong các thiết bị trao đổi nhiệt A32, A44 của bộ phận tận dụng, như, ví dụ, nitơ, để sau đó tận dụng dòng khí nóng này để vận hành động cơ nhiệt của bộ phận tạo năng lượng AF. Việc sử dụng khí trơ thay vì nhiều dòng khí nóng có ưu điểm ở chỗ giảm được sự hư hỏng do ăn mòn của các bộ phận.

Tương tự, trong thiết bị tận dụng A, chu trình dòng khí cũng có thể được tiến hành khác nhau qua các bộ trao đổi nhiệt khác nhau, để đạt được hiệu suất càng cao càng tốt của trạm A.

Trong dây chuyền theo sáng chế, chỉ có bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền AF, như được bộc lộ, ví dụ, trong Fig.3, các sản phẩm được tạo thành trong giai đoạn tổng hợp P3 có thể được sử dụng làm nhiên liệu M61 đối với thiết bị tạo năng lượng truyền thống C mà có thể được vận hành sử dụng nhiên liệu hóa thạch, ví dụ, máy phát điện diesel hoặc máy phát điện tuabin khí, mà có thể được sử dụng để chịu phụ tải đỉnh. Nhiên liệu hóa học M61 trong trường hợp này có tác dụng đạt được sản lượng điện rất cao trong thời gian ngắn, độc lập với hệ thống cơ sở AB, AF mà được vận hành ở trạng thái cân bằng. Do đó, trong khoảng thời gian rất ngắn, tổng sản lượng điện của dây chuyền Z theo sáng chế ví dụ là 100%, sản lượng phụ tải nền cố định P_{e2} có thể được tăng lên, ví dụ, tới sản lượng phụ tải đỉnh 600% P_{e2} .

Theo cách khác, sản phẩm M60 cũng có thể được sử dụng trong các cách khác nhau, ví dụ để sản xuất nhiên liệu, hoặc làm các chất phản ứng cho ngành hóa học.

Thiết bị như vậy theo sáng chế so với các thiết bị truyền thống có ưu điểm ở chỗ nhờ dòng nhiên liệu khép kín trong phạm vi quy trình bao gồm ba giai đoạn, bộ lọc khí ống khói và thiết bị chứa chất xúc tác để tinh chế khí xả đốt cháy có thể được phân tán bằng bộ phận tận dụng AB. Điều này làm giảm số lượng các bộ phận của trạm, và từ đó làm giảm chi phí đầu tư và chi phí hoạt động.

Ngoài ra, bộ phận tận dụng này cũng cần không gian hẹp hơn do không cần hệ thống lọc, ống khói, v.v., và thể tích dòng khí nguyên liệu thấp hơn nhờ áp suất cao.

Theo phương án đặc biệt ưu tiên về dây chuyền Z theo sáng chế, như được bộc lộ bằng sơ đồ trong Fig.4, thiết bị tạo năng lượng C để chịu phụ tải đỉnh E2 được cung cấp mà có thể được vận hành với nhiên liệu M61 từ thiết bị tận dụng A. Thiết bị tạo năng lượng C được thiết kế theo cách sao cho cacbon dioxid tích tụ trong suốt quá trình sản xuất năng lượng được dẫn ngược trở lại vào trong chu trình của thiết bị sử dụng A, và vì vậy không tạo ra sự phát sinh khí thải.

Nhiên liệu M61 ưu tiên được thu từ bộ phận lưu trữ tạm thời BA của thiết bị vận chuyển/lưu trữ B, ví dụ, hệ thùng hoặc kho áp suất để khắc phục nhu cầu lúc cao điểm. Ngoài ra, khí dư chứa cacbon dioxid M26 từ thiết bị tạo năng lượng B có thể được thu gom và được lưu trữ trong bộ phận lưu trữ tạm thời BB.

Phương án có thể về thiết bị tạo năng lượng C được thể hiện trong Fig.4A. Thiết bị dẫn động C11 tạo ra điện năng và/hoặc cơ năng E2 nhờ nguồn hóa năng M61 từ giai đoạn tổng hợp P3 của bộ phận tận dụng AB. Thiết bị dẫn động C11 này có thể, ví dụ, là động cơ nhiệt, trong đó nhiệt tạo ra trong quá trình oxy hóa của nhiên liệu M61 thành cacbon dioxid được biến đổi thành công cơ khí, ví dụ để vận hành thiết bị phát điện (không được thể hiện), hoặc thiết bị pin nhiên liệu, trong đó phản ứng oxy hóa được sử dụng trực tiếp để tạo ra điện năng E2.

Thiết bị dẫn động C11 này bao gồm chu trình khép kín, tức là không gây ra sự phát sinh khí thải vào trong khí quyển. Khí oxy hóa M27 tạo ra trong quá trình thực hiện công cơ khí, mà về cơ bản chỉ chứa cacbon dioxid và nếu có thể còn có nước, là C12 được xử lý sau, C13 được nén, và khí dư còn lại M26 được nạp ngược trở lại vào trong chu trình của thiết bị tận dụng AB.

Nếu thiết bị tận dụng A và thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh C được đặt tại cùng một địa điểm, thì khí dư M26 có thể được nạp trực tiếp ngược trở lại. Theo một

biến thể được ưu tiên, bộ phận lưu trữ tạm thời BB được bố trí, như được thể hiện trong Fig.4. Như đã mô tả ở trên, thiết bị tạo năng lượng C của dây chuyền Z theo sáng chế có thể được sắp xếp riêng rẽ với thiết bị tận dụng A.

Phản ứng oxy hóa tạo ra nhiệt năng hoặc điện năng diễn ra trong thiết bị dẫn động C11 sử dụng oxy tinh khiết M31 thay vì không khí. Nhờ sự vắng mặt của nitơ trong phản ứng nhiệt hóa tại các nhiệt độ cao, việc sử dụng oxy M31 thay vì không khí có tác dụng tránh, thứ nhất sự tạo thành nitơ dioxit; tuy nhiên, chỉ khí cacbon dioxit và hơi nước còn lại trong khí oxy hóa M27. Tùy thuộc vào tỷ lệ hóa học của phản ứng, các khí cũng có thể chứa các phần nhất định của cacbon monoxit và nhiên liệu chưa phản ứng. Các khí này có thể được nạp vào trong chu trình của thiết bị tận dụng A mà không xảy ra sự cố nào.

Các sản phẩm phản ứng M27 của phản ứng oxy hóa sản xuất năng lượng về cơ bản chứa khí. Hỗn hợp khí oxy hóa tương ứng sau đó được nén C13 để làm giảm thể tích. Sử dụng bộ trao đổi nhiệt C12, hỗn hợp khí oxy hóa M27 có thể được làm mát trước và/hoặc sau quy trình nén. Nước M41 được ngưng tụ và tách ra, từ đó chỉ có cacbon dioxit còn lại trong khí dư M26, nếu có thể có các phần cacbon monoxit và nhiên liệu chưa được xử lý. Khí dư M26 sau đó được nạp vào giai đoạn xử lý thứ nhất P1 của bộ phận tận dụng AB của thiết bị A, và vì vậy dẫn đến chu trình nguyên liệu khép kín. Theo cách khác, khí dư M26 cũng có thể được nạp vào trong giai đoạn xử lý thứ hai P2, hoặc giai đoạn xử lý thứ ba P3, mà được thể hiện trong Fig.4 bằng các mũi tên đứt nét.

Do đó, trong dây chuyền Z theo sáng chế, hydrocarbon lỏng hoặc khí và các dẫn xuất hydrocarbon được tạo ra từ nguyên liệu cacbon M11, và hỗn hợp nhiên liệu cao cấp M61 tạo thành tiếp theo được chuyển hóa thành điện năng E2. Cacbon dioxit tạo ra được nạp trở lại và được chuyển đổi một phần hoặc hoàn toàn thành nhiên liệu M61 trong thiết bị tận dụng A. Theo cách này, sự thải ra cacbon dioxit một cách hữu hiệu của thiết bị phát điện phụ tải đỉnh C có thể được giảm đáng kể hoặc thậm chí tránh được hoàn toàn.

Ngoài ra, thiết bị dẫn động cũng có thể được vận hành kết hợp với hydro M32 làm nhiên liệu khác mà không gây ra sự cố. Trong trường hợp này, phần hydro làm

giảm lượng khí dư M26 xuất hiện xuôi dòng với bộ trao đổi nhiệt/bộ ngưng tụ và máy nén, do chỉ có nước xuất hiện trong sự oxy hóa hydro với oxy.

Các phương án có thể khác của thiết bị dẫn động thích hợp cho thiết bị tạo năng lượng sẽ được thảo luận dưới đây trong các Fig từ 13 đến 15.

Phương án được ưu tiên khác của dây chuyền Z theo sáng chế được thể hiện trong Fig.5. Ngoài bộ phận tận dụng AB, dây chuyền Z có cả bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền AF, và thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh C.

Trong biến thể được ưu tiên khác của quy trình sử dụng theo sáng chế, hóa năng được đưa vào quy trình ở dạng hydro phân tử trong các lượng tương đối lớn. Phương án này của dây chuyền Z theo sáng chế được thể hiện, ví dụ, bằng sơ đồ trong Fig.6(a). Thiết bị tận dụng A tiếp nhận nguyên liệu ở dạng nguyên liệu ban đầu chứa cacbon M10 như đã được mô tả ở trên. Cacbon dioxit M33 thích hợp làm nguồn cacbon. Nguồn năng lượng chính được sử dụng trong phương án trình bày chủ yếu là hóa năng của hydro phân tử M32. Thứ nhất, hydro có tác dụng làm giảm nguyên liệu ban đầu, và thứ hai sự oxy hóa với oxy dẫn đến nguồn cung cấp nhiệt năng.

Hydro phân tử M32 có thể được sản xuất từ nước bằng sự điện phân, trong đó oxy phân tử M31 tích tụ. Điện năng E1 có thể được chuyển hóa theo cách này thành hóa năng. Tuy nhiên, hydro phân tử dạng khí có mật độ năng lượng tương đối thấp hơn không những so với nhiên liệu lỏng mà còn so với hydrocarbon dạng khí, do đó nó không thể được sử dụng làm nhiên liệu phun khí cho các chất mang.

Trong quy trình sử dụng theo sáng chế, hóa năng của hydro có thể được chuyển hóa một cách hiệu quả thành hóa năng ở dạng hydrocarbon giá trị cao và các sản phẩm khác. Tốt hơn nếu, oxy M31 xuất hiện trong quá trình điện phân cũng được sử dụng để nạp tất cả hóa năng tạo ra vào trong quy trình, hoặc lượng tối đa điện năng được đưa vào trong sự điện phân.

Trong ví dụ thể hiện, thiết bị D cấp hydro phân tử M32 và oxy M31. Điện năng E3 cho phản ứng điện phân ưu tiên bắt đầu từ nguồn năng lượng tái tạo (sức gió, năng lượng mặt trời, sức nước, v.v.). Điều này có ưu điểm lớn ở chỗ nhược điểm cố hữu của các thiết bị phát điện bằng sức gió DA và thiết bị tạo năng lượng mặt trời DB có thể được khắc phục, cụ thể chu trình và do sự phụ thuộc vào các yếu tố bên ngoài không phải lúc nào cũng được đảm bảo là tạo ra năng lượng. Điều này tương ứng dẫn đến giá

thị trường cho điện năng tạo ra thấp. Bằng cách biến đổi ngược lại thành hóa năng (hydro phân tử M32 và oxy M31), sản lượng năng lượng tạo ra có thể được lưu trữ tạm thời. Hydro, và nếu có thể, cả oxy sau đó được sử dụng trong quy trình theo sáng chế, để tạo ra ví dụ nhiên liệu lỏng dễ dàng quản lý hơn mà có mật độ năng lượng cao hơn, hoặc các sản phẩm giá trị cao khác.

Năng lượng của các bộ phận sản xuất năng lượng DA, DB của thiết bị D được vận chuyển ở dạng dòng điện tới bộ điện phân DC, mà được đặt tại nơi đặt thiết bị tận dụng A, và trong đó hydro M32 và oxy M31 được tạo ra tại chỗ. Phần oxy không cần đến có thể được sử dụng trong các cách khác nhau, ví dụ trong thiết bị tạo năng lượng C của dây chuyền Z theo sáng chế. Các bộ phận lưu trữ tạm thời DE, DF, ví dụ ở dạng thùng áp suất, đóng vai trò làm đệm để bù cho sự sản xuất năng lượng dao động của các bộ tạo năng lượng DA, DB.

Như đã được giải thích ở trên, thiết bị tận dụng A sản xuất hydrocacbon giá trị cao và các sản phẩm tổng hợp khác M60, và, có thể là năng lượng E1. Cặn M90 có thể được loại bỏ liên tục ra khỏi hệ thống. Tương tự, nước có thể dễ dàng được loại bỏ ra khỏi hệ thống, ví dụ, bằng sự ngưng tụ M41. Trong phương án minh họa được trình bày, nước chủ yếu đóng vai trò làm chất oxy hóa và chất khí hóa, nếu không có sẵn oxy. Tuy nhiên, nước M41 được loại bỏ ra từ hệ thống còn đóng vai trò làm bồn chứa oxy. Điều này rất thích hợp khi thiết bị này sử dụng lượng lớn cacbon dioxit M33 làm nguồn cacbon.

Trong tổ hợp như được thể hiện trong Fig.6(a), quy trình tận dụng theo sáng chế còn có thể tạo ra các sản phẩm hydrocacbon giá trị cao và giàu năng lượng M60 từ các nguồn cacbon năng lượng tương đối thấp. Trong trường hợp đặc biệt, quy trình này có thể, về nguyên tắc, thậm chí được thực hiện riêng rẽ sử dụng cacbon dioxit làm nguồn cacbon. Do điện năng được cấp bắt nguồn trực tiếp hoặc gián tiếp (sức gió, sức nước) từ mặt trời, nên về nguyên tắc dẫn đến sự quang tổng hợp nhân tạo, tức là tạo ra các hợp chất cacbon từ cacbon dioxit, nước và ánh sáng mặt trời.

Sự kết hợp của thiết bị tận dụng A với thiết bị tạo năng lượng C là không bắt buộc.

Trong trường hợp vị trí của năng lượng tái tạo quá xa, nên việc vận chuyển hydro được tạo ra tại chỗ M32 đến thiết bị tận dụng, thay vì dòng điện. Biến thể này, ví dụ,

được thể hiện trong Fig.6(b). Năng lượng E3 được tạo ra trong các bộ sản xuất năng lượng DA, DB xa hơn mà từ đó hydro phân tử M32 được sản xuất trong bộ điện phân DC. Hydro phân tử này được lưu trữ trong bộ phận lưu trữ tạm thời DE và được đưa tới thiết bị tận dụng A bằng thiết bị vận chuyển thích hợp DG. Hydro được tạo ra là sản phẩm phụ trong ngành hóa học có thể đóng vai trò làm nguồn hydro phân tử khác M32.

Sự khác nhau về phổ năng lượng của dây chuyền Z theo sáng chế so với trạm phát điện truyền thống được vận hành bằng nhiên liệu cacbon được giải thích một cách chính xác hơn trong các Fig.7 (a) đến (d).

Fig.7(a) mô tả bằng sơ đồ biểu đồ phụ tải của trạm phát điện bằng nhiệt truyền thống. Trục thẳng đứng thể hiện công suất P và trục nằm ngang là thời gian t. Trạm phát điện có lượng nhiệt bổ sung P_a , tức là năng lượng nhiệt hoặc công suất nhiệt chứa trong nhiên liệu ở dạng hóa năng, và nhiệt năng P_b , tức là năng lượng nhiệt mà có thể biến đổi một cách hiệu quả thành hóa năng hoặc cơ năng trên đơn vị thời gian. Nhu cầu đối với điện năng P_e trong lưới điện truyền thống thay đổi không chỉ trong ngày mà còn trong tuần. Để có thể đáp ứng phụ tải đỉnh trong trạm điện, ngoài phụ tải nền P_c , công suất định mức của nhà máy điện phải được hướng tới phụ tải đỉnh. Điều này có nghĩa là do yêu cầu hiệu suất cao nhất nên sự kích thước của trạm lớn hơn nhu cầu thực tế dựa trên cơ sở tổng công suất trung bình.

Ngược lại, trong dây chuyền theo sáng chế để sản xuất năng lượng, điều này là không cần thiết. Dây chuyền Z, như được thể hiện, ví dụ trong Fig.1, trong thiết bị tận dụng A chuyển hóa một phần nhất định hóa năng được cung cấp ở dạng nguyên liệu cacbon M10, M11 thành nhiệt năng ở dạng dòng khí, mà sau đó được chuyển đổi, ví dụ, bằng cách sử dụng tuabin khí của bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền AF thành điện năng P_f . Phần khác của hóa năng được cấp ở dạng nguyên liệu cacbon M10, M11 được biến đổi trong giai đoạn tổng hợp P3 của bộ phận tận dụng AB với công suất điện cố định P_g thành hóa năng ở dạng nhiên liệu cacbon giá trị cao M61, ví dụ sản phẩm kiểu diesel hoặc sản phẩm khí như propan. Các nhiên liệu này có thể được lưu trữ trong BA ở lượng thích hợp bất kỳ và/hoặc như được thể hiện trong Fig.2, được vận chuyển qua khoảng cách ngắn hoặc dài hơn.

Fig.7(d) thể hiện bằng sơ đồ biểu đồ của tổng công suất P_e của dây chuyền theo sáng chế trong khoảng thời gian 1 tuần. Trong suốt nhu cầu cao điểm trong các ngày làm việc, thiết bị tạo năng lượng cao điểm C tạo ra điện năng từ nhiên liệu hóa học M61, mà sau đó có thể được nạp tại giá tương ứng cao vào lưới điện. Trong trường hợp này, nhu cầu về nhiên liệu hóa học M61 vượt quá sản lượng điện P_g của thiết bị tận dụng A, mà được đánh dấu bằng (-). Mức tiêu thụ trên trung bình này được lấy từ bộ phận lưu trữ BA. Thời điểm đêm và cuối tuần nhu cầu giảm nhiều, và sản lượng điện sản xuất P_g vượt quá nhu cầu P_e , mà được đánh dấu bằng (+). Do đó, kho nhiên liệu BA lại rỗi rảnh.

Trong khoảng thời gian phụ tải nền, thiết bị tạo năng lượng C có thể được giảm tới mức công suất tối thiểu, như được thể hiện trong Fig 7(d), hoặc thiết bị tạo năng lượng C ngừng hoạt động hoàn toàn, và vì vậy phụ tải nền P_e được chịu hoàn toàn bởi bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền AF.

Dây chuyền theo sáng chế do đó có ưu điểm lớn ở chỗ chỉ một phần P_f của công suất hữu hiệu cố định P_d xuất hiện ở dạng nhiệt năng, mà như trong trạm phát điện truyền thống phải được biến đổi ngay lập tức thành điện năng và/hoặc cơ năng. Phần P_f này có thể được sử dụng để phân phối điện cho lượng tối thiểu phụ tải nền P_e . Phần P_g khác của công suất hữu hiệu P_d , mặt khác, được lưu trữ tạm thời ở dạng nhiên liệu M61 trong kho BA. Nhu cầu $(P_e - P_f)$ mà vượt quá nhiệt năng của bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền AF sau đó có thể được đáp ứng bởi thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh C từ kho nhiên liệu BA. Điều này cho phép dây chuyền theo sáng chế được thiết kế sao cho công suất hữu hiệu P_d bao gồm nhiệt năng P_f của bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền AF và sản lượng điện sản xuất của giai đoạn tổng hợp P3 của bộ phận tận dụng AB tương ứng với nhu cầu trung bình như được thể hiện trong Fig.7(b). Do đó, trong dây chuyền theo sáng chế có cùng công suất nhiệt hữu hiệu P_d như công suất nhiệt P_b của trạm phát điện truyền thống, công suất phụ tải nền tương đối cao hơn P_{e1} và công suất phụ tải đỉnh cao hơn đạt được, trong đó trong khoảng thời gian ngắn công suất đỉnh có thể vượt quá công suất nhiệt hữu hiệu P_d .

Theo cách khác, dây chuyền Z theo sáng chế, để có thể đáp ứng biểu đồ nhu cầu xác định, có thể được thiết kế có công suất nhiệt nhỏ hơn, ví dụ với 75% hoặc 50% công suất nhiệt của trạm phát điện truyền thống. Điều này dẫn đến chi phí đầu tư tương đối thấp hơn.

Dây chuyền theo sáng chế có thể được thiết kế và tối ưu hóa theo cách mà công suất P_f được tạo ra trực tiếp từ nhiệt năng được làm giảm nhờ công suất P_g được tạo ra từ nhiên liệu M61. Biểu thể này được thể hiện trong Fig.7(c). Dây chuyền theo sáng chế có thể lưu trữ lượng năng lượng cao hơn đáng kể trong khi vẫn đáp ứng được lượng tối thiểu phụ tải nên giảm P_{c2} . Năng lượng lưu trữ tương ứng cuối cùng có thể được sử dụng để tạo ra công suất phụ tải đỉnh P_{e2} , mà sau đó có thể được bán với giá cao hơn.

Tùy thuộc vào các trường hợp, có thể tối ưu hóa dây chuyền theo sáng chế về khả năng sản xuất linh hoạt năng lượng phụ tải đỉnh tới mức mà công suất phụ tải nền của năng lượng AF là nhỏ nhất, và tùy ý có thể chỉ đủ để đáp ứng nhu cầu năng lượng bên trong của thiết bị.

Quy trình sử dụng và các thiết bị tận dụng

Biểu thể có thể thứ nhất của kết cấu thiết bị A để sử dụng nhiệt hóa của các chất rắn cacbon sử dụng quy trình theo sáng chế, và dây chuyền theo sáng chế tương ứng được thể hiện trong sơ đồ trong Fig.8. Thiết bị tận dụng A của dây chuyền Z theo sáng chế bao gồm bộ phận tận dụng AB với ba bộ phận phụ AC, AD, AE để thực hiện ba giai đoạn xử lý P1, P2, P3 của quy trình theo sáng chế, mà được liên kết để tạo thành chu trình khép kín theo cách để chúng cho phép dòng khí khép kín theo chu trình chuyển động. Trong bộ xử lý AH, chỉ xi lô A91 để cung cấp nguyên liệu cacbon M11 đã xử lý cho quy trình được thể hiện. Ngược lại, trong bộ xả AG, chỉ kho xỉ A92 được thể hiện. Thiết bị tận dụng A có thể bao gồm hoặc không bao gồm bộ phận tạo năng lượng (không được thể hiện). Điều này không thích hợp đối với chức năng của quy trình sử dụng.

Ba bộ phận phụ AC, AD, AE của bộ phận tận dụng AB được nối với chu trình khép kín theo cách để chúng cho phép sự chuyển động của dòng khí tuần hoàn kín. Trong giai đoạn xử lý thứ nhất P1 (giai đoạn nhiệt phân), và bộ phận phụ thứ nhất AC tương ứng nguyên liệu ban đầu chứa cacbon M11 được nhiệt phân dưới áp suất, từ đó tạo thành than cốc nhiệt phân M21 và khí nhiệt phân M22. Trong giai đoạn xử lý thứ hai P2 (giai đoạn khí hóa), bộ phận phụ thứ hai AD tương ứng, than cốc nhiệt phân M21 được khí hóa để tạo thành khí tổng hợp M24, mà cuối cùng được phản ứng trong

giai đoạn xử lý thứ ba P3 (giai đoạn tổng hợp), và trong bộ phận phụ thứ ba AF tương ứng để tạo thành các hydrocacbon và/hoặc các sản phẩm thể rắn, lỏng hoặc khí M60.

Nguyên liệu ban đầu chứa cacbon M11 mà được đã được xử lý được nạp vào trong chu trình liên tục từ thiết bị cấp AH, P6 thông qua giai đoạn xử lý thứ nhất P1. Đồng thời, sản phẩm M60, M61 được tạo ra từ khí tổng hợp M24 được kéo liên tục từ giai đoạn xử lý thứ ba P3. Các cặn khác nhau M91, M92, M93 được loại bỏ liên tục ra khỏi chu trình.

Nhiều nguyên liệu cacbon có thể được sử dụng làm nguyên liệu ban đầu M11 cho quy trình sử dụng theo sáng chế, cụ thể, chất thải, sinh khối, than đá, hoặc các nguyên liệu hỗn tạp khác như, ví dụ, đất bị ô nhiễm, chất thải đã lắng đọng trước đó, ví dụ từ bãi rác. Điều này cho phép sự loại bỏ các bãi rác mở một cách thân thiện với môi trường và hiệu quả tiết kiệm. Ngoài ra, các nguyên liệu chứa dầu mỏ thể rắn-lỏng mà khó sử dụng, chẳng hạn đá phiến có dầu, cát dầu hoặc cặn dầu, có thể được sử dụng trong quy trình theo sáng chế. Các sản phẩm phụ chứa cacbon dạng khí của ngành công nghiệp hoặc ngành dầu mỏ, mà có thể không được sử dụng và có thể thậm chí phải bỏ đi, cũng có thể được sử dụng làm chất phụ gia M12.

Năng suất tỏa nhiệt của các nguyên liệu ban đầu, hàm lượng cacbon, hàm lượng nước, và hàm lượng cặn không thể đốt cháy như kim loại, thủy tinh và gốm sứ, có thể thay đổi rất nhiều. Vì mục đích đó, nguyên liệu ban đầu có thể được nghiền vụn thành kích thước mảnh thích hợp cho thiết bị tận dụng nhất định, trong đó kích thước mảnh ưu tiên do độ đặc của nguyên liệu và do thiết kế cụ thể của lò phản ứng chịu áp suất nhất, và hệ thống dẫn vận chuyển bên trong trong lò phản ứng tương ứng. Để xử lý sử dụng ghi lò lò động, ví dụ, kích thước mảnh xấp xỉ 5-10cm rất thích hợp.

Trong ví dụ được thể hiện, giai đoạn xử lý thứ nhất P1 bao gồm lò phản ứng chịu áp suất nhất A13, trong đó trong áp suất nhiệt phân của nguyên liệu ban đầu chứa cacbon M11 xảy ra. Nguyên liệu M11 được vận chuyển vào trong lò phản ứng nhiệt phân áp lực A13 thông qua khóa áp thích hợp A11. Trong phương án được thể hiện này, lò phản ứng nhiệt phân A13 bao gồm phần thân nằm ngang chịu áp A14 trong đó sự vận chuyển nằm ngang của nguyên liệu dạng cục tiến dọc theo lò phản ứng trong quá trình nhiệt phân thông qua ghi lò động A15, với các tấm ghi lò chuyển động qua lại. Thiết bị vận chuyển bất kỳ thích hợp cho sự tiến lên liên tục của nguyên liệu ban

dầu mà phải được xử lý có thể sử dụng, ví dụ lưới trực lăn, băng tải xích, vít băng tải, v.v. Lò sấy quay cũng có thể được sử dụng.

Trong lò phản ứng nhiệt phân A13, nguyên liệu được vận chuyển liên tục qua lò phản ứng chịu áp A13 tại nhiệt độ xấp xỉ 300-800°C và áp suất 0,1-6 MPa (1-60 bar) và trong quá trình này được nhiệt phân trong điều kiện không có mặt oxy. Nhiệt độ được chọn, theo cách để ngoài việc duy trì phản ứng nhiệt phân, áp suất hoạt động thích hợp được duy trì, thứ nhất nhờ sự giãn nở của khí do nhiệt độ, và thứ hai nhờ sự sản xuất mới của khí nhiệt phân. Nhiệt độ tối thiểu 450°C đảm bảo phản ứng hoàn toàn liên tục của các hợp chất oxy tự do trong suốt quy trình nhiệt phân. Nhiệt độ hoạt động 500-600°C và áp suất hoạt động nằm trong khoảng từ 0,5 đến 2,5 MPa (5 đến 25 bar) đặc biệt thích hợp.

Năng lượng nhiệt cần cho các phản ứng nhiệt phân bắt nguồn đầu tiên từ dòng khí phản hồi nóng M24b từ lò phản ứng thứ hai A21, mà sẽ được xem xét thêm ở dưới. Ngoài ra, dòng khí xử lý M50 có tác dụng duy trì nhiệt độ hoạt động của lò phản ứng thứ nhất. Nguồn cung cấp nhiệt bên ngoài như, ví dụ, bộ trao đổi nhiệt hoặc bộ trao đổi bên ngoài có thể có mặt. Bộ trao đổi nhiệt bên ngoài được ưu tiên trong thời điểm khởi động của thiết bị tận dụng A từ trạng thái lạnh.

Khí tuần hoàn M25 từ giai đoạn xử lý thứ ba (giai đoạn tổng hợp) P3 được nạp vào lò phản ứng chịu áp thứ nhất A13 sau khi đi qua máy nén A42. Khí tuần hoàn M25 chủ yếu chứa cacbon dioxit, và hơi nước, và cacbon monoxit và hydro mà không được phản ứng trong giai đoạn tổng hợp, và hàm lượng dư của các hydrocacbon trọng lượng phân tử thấp. Để có thể kiểm soát quy trình, cacbon bổ sung có năng suất tỏa nhiệt cao có thể được đưa vào lò phản ứng A13, ví dụ ở dạng than đá hoặc dầu nặng. Các chất phụ gia M12 này có thể đã được bổ sung trước vào nguyên liệu ban đầu M11, hoặc được đưa riêng vào lò phản ứng A13. Việc trộn các chất phụ gia nhớt M12 với nguyên liệu ban đầu thể rắn M11 tạo điều kiện thuận lợi cho sự vận chuyển nguyên liệu nhớt ở bên trong lò phản ứng. Chất phụ gia lỏng M12 ngoài ra làm tăng lượng khí nhiệt phân, và từ đó làm tăng áp suất hoạt động.

Trong quá trình nhiệt phân trong giai đoạn xử lý thứ nhất P1, than cốc nhiệt phân M21 tạo thành, mà về cơ bản bao gồm cacbon rắn và cặn vô cơ. Than cốc nhiệt phân M21 được thải tại đầu của lò phản ứng chịu áp A13. Khí nhiệt phân M22 tạo thành

trong quá trình nhiệt phân không chỉ chứa nguyên liệu dạng khí mà còn nguyên liệu ở thể rắn và lỏng tại nhiệt độ trong phòng. Thành phần của khí nhiệt phân M22 phụ thuộc nhiều vào nguyên liệu ban đầu, và cũng có thể chứa chất gây ô nhiễm.

Than cốc nhiệt phân M21 được vận chuyển trong điều kiện áp suất, vào trong lò phản ứng chịu áp A21 của giai đoạn xử lý thứ hai P2. Ví dụ, trục vít truyền tải khép kín, là rất thích hợp. Khóa áp lực cũng có thể được bố trí. Khí nhiệt phân M22 được vận chuyển thông qua ống vận chuyển riêng vào trong lò phản ứng chịu áp thứ hai A21. Máy nén A41 được sắp xếp trong ống dẫn vận chuyển tải khí nhiệt phân vào trong lò phản ứng thứ hai A21, mà tại áp suất hoạt động cao hơn.

Trong giai đoạn xử lý thứ hai P2, nhiệt độ hoạt động nằm trong khoảng từ 600 đến 1600°C. Trong giai đoạn xử lý thứ hai, cacbon thể rắn trong than cốc nhiệt phân M21 sau đó được khí hóa sử dụng cacbon dioxit và nếu phù hợp oxy và/hoặc hơi làm chất khí hóa, để tạo thành cacbon monoxit và hydro, theo các phản ứng I, II và III.

Cacbon dioxit bắt nguồn chủ yếu từ khí tái tạo M25. Cacbon dioxit khác M33 cũng có thể được nạp vào trong chu trình. Hơi nước bao gồm chủ yếu hơi ẩm dư của nguyên liệu ban đầu M11. Dòng khí xử lý M50 cũng có thể được nạp vào.

Năng lượng nhiệt cần thiết cho quy trình của các phản ứng nhiệt phân thu nhiệt này bắt nguồn, ví dụ, từ quá trình oxy hóa một phần cacbon rắn (phản ứng III) với oxy M31 đi vào lò phản ứng chịu áp thứ hai A21. Phản ứng chuyển khí - nước tỏa nhiệt IV cũng có thể góp phần vào đó.

Để khởi động thiết bị tận dụng A, và để kiểm soát quy trình, có thể cần nạp nhiên liệu bổ sung M13 vào lò phản ứng thứ hai A21, như, ví dụ, than cốc, dầu hoặc khí dầu mỏ, và/hoặc để tăng nguồn cấp oxy để làm tăng tạm thời sự sản xuất nhiệt.

Tỷ lệ giữa cacbon monoxit và hydro, mà đóng vai trò quan trọng cho sự tổng hợp sau đó trong giai đoạn xử lý thứ ba P3, được đưa ra bởi phản ứng chuyển nước-khí IV và có thể bị ảnh hưởng theo hướng về phía bên tay phải bằng cách bổ sung hơi nước xử lý M50. Tuy nhiên, ưu tiên giữ tổng lượng nước trong hệ thống càng thấp càng tốt, và đưa hydro bổ sung M32 trực tiếp vào trong giai đoạn xử lý thứ ba.

Trong ví dụ được thể hiện của bộ phận tận dụng AB, giai đoạn xử lý thứ hai bao gồm thân vỏ áp suất A22, trong đó than cốc nhiệt phân được vận chuyển bên trong lò phản ứng A21 bằng ghi lò động A23. Các hệ thống dẫn vận chuyển khác cũng có thể

được sử dụng, do chúng đã được thảo luận cho lò phản ứng chịu áp suất nhất A13. Điều này có ưu điểm ở chỗ than cốc nhiệt phân có thể được xử lý mà không cần điều chế thêm trong giai đoạn xử lý thứ hai.

Về nguyên tắc, lò phản ứng thứ hai có thể được thiết kế khác. Ví dụ, than cốc nhiệt phân có thể được nghiền vụn hoặc xay trước, mà sau đó cho phép sự khí hóa than cốc trong dòng hóa lỏng hoặc dòng khí cuốn theo. Tuy nhiên, biến thể này có nhược điểm ở chỗ các phân tử có thời gian duy trì ít hơn trong lò phản ứng, điều này đòi hỏi nạp và điều chế nhiều nguyên liệu đồng nhất. Ngoài ra, các thiết bị này đòi hỏi sự kiểm soát vận tốc dòng khí và các thông số khác của quy trình một cách chính xác hơn và nhanh hơn.

Bề mặt phản ứng của than cốc nhiệt phân dạng cục tương đối nhỏ so với phản ứng có thể trong dòng khí hóa lỏng, tuy nhiên, được bù bởi thời gian cư trú tương đối dài trong lò phản ứng A21 nhờ lưu lượng khối cao của lò phản ứng chịu áp. Ưu điểm khác là khả năng nâng cấp đơn giản hơn. Nhờ sự kéo dài đơn giản của lò phản ứng chịu áp hoặc sự mở rộng tiết diện, lưu lượng và do đó tốc độ biến đổi có thể được tăng lên mà không cần thay đổi các thông số liên quan của quy trình như áp suất hoặc nhiệt độ. Ngược lại, các lò phản ứng có dòng khí cuốn theo hoặc dòng khí hóa lỏng không thể được nâng cấp theo cách đơn giản và không gây ra sự cố.

Oxy M31 cần thiết cho sự oxy hóa một phần và, nếu phù hợp, dòng khí xử lý M50 được thổi vào trong tầng đốt cháy được tạo thành bởi than cốc nhiệt phân, từ đó năng lượng nhiệt cần thiết được tạo ra và lò phản ứng A21 được giữ tại nhiệt độ hoạt động. Thay vì oxy tinh khiết, không khí cũng có thể được sử dụng, trong đó, tuy nhiên, khí nitơ trở phát triển thành dòng nguyên liệu khí tuần hoàn bên trong thiết bị tận dụng và khó để loại bỏ. Điều này làm giảm đáng kể hiệu quả của thiết bị và vì vậy oxy tinh khiết được ưu tiên trong mọi trường hợp. Ngoài ra, sự vắng mặt của khí nitơ trong hệ thống còn ngăn ngừa sự hình thành các nitơ oxit.

Trong phương án minh họa của thiết bị tận dụng A được thể hiện trong Fig.8, khí nhiệt phân M22 được thổi vào trong pha khí ở trên tầng đốt cháy trong lò phản ứng chịu áp A21, ở đó nhiệt độ cao, các phân tử đa nguyên tử chứa trong khí nhiệt phân M22 được crackinh rất nhanh và vỡ ra. Do đó, khí tổng hợp M24 được tạo thành trong giai đoạn thứ hai về cơ bản không còn chứa các phân tử hữu cơ, và có thể được sử

dụng cho quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch trong giai đoạn xử lý thứ ba. Ngoài ra, các chất ô nhiễm như dioxin, ví dụ, bị phân hủy.

Việc cấp oxy M31 vào trong tầng đốt cháy và điểm nạp vào của khí nhiệt phân M22 vào trong lò phản ứng chịu áp tốt hơn là được chọn theo cách mà các dioxin không thể được tạo thành, có thể đạt được bằng sự phân tách trong không gian thích hợp. Tương tự, trong khí tổng hợp thoát ra không có oxy.

Đối với các nguyên liệu ban đầu không gây ra các sự cố như, ví dụ, vỏ bào hoặc rơm, hoặc các sinh khối không bị ô nhiễm khác, cũng có thể đốt cháy khí nhiệt phân M22 trước bằng oxy trong lò đốt riêng và chuyển khí xả nóng vào trong tầng đốt cháy cho mục đích nạp năng lượng nhiệt, hoặc thổi chúng trực tiếp khi chưa cháy vào trong tầng đốt cháy, ở đó chúng được oxy hóa.

Cuối lò phản ứng chịu áp A21, cặn còn lại ở dạng tro và cặn tro, và có trường hợp có thể là cacbon chưa xử lý. Nếu muốn tạo xỉ, các chất phụ gia có thể được bổ sung có tác dụng làm giảm điểm nóng chảy của tro. Vì mục đích này, ví dụ bột phân có thể được bổ sung vào nguyên liệu ban đầu M11. Xỉ được xả từ lò phản ứng chịu áp thứ hai A21 thông qua khóa áp lực thích hợp A28 từ vùng áp lực của thiết bị tận dụng AB.

Giai đoạn xử lý thứ hai có thể được thiết kế theo cách khác để than cốc nhiệt phân chưa phản ứng tại lò phản ứng chịu áp lại được vận chuyển vào giai đoạn bắt đầu và do đó có thể đi qua lò phản ứng lần thứ hai. Điều này cho phép thiết kế lò phản ứng chịu áp ngắn hơn.

Dòng khí tổng hợp M24 được xả từ lò phản ứng thứ hai A21, và một phần chính M24a được chuyển qua bộ trao đổi nhiệt thích hợp A44, ở đó dòng khí được làm mát tới nhiệt độ mà thích hợp cho sự tổng hợp Fischer-Tropsch trong giai đoạn xử lý thứ ba P3, đồng thời tạo ra, ví dụ, dòng khí xử lý M50 cho các mục đích xử lý bên trong và/hoặc dòng khí M52 cho việc sản xuất năng lượng trong bộ phận tạo năng lượng AF (không được thể hiện). Do nhiệt độ thấp hơn, áp suất hạ và sự cân bằng của các phản ứng I, II và IV được dịch chuyển, do đó phần cacbon dioxit trong khí tổng hợp lại tăng. Tương tự, cacbon rắn M94 có thể tách từ dòng khí ở dạng graphit. Cacbon M94 có thể được chuyển ở dạng nguyên liệu ban đầu M11, M12 trở lại vào trong chu trình, được

sử dụng làm vật liệu có giá trị trong các cách khác, hoặc được loại bỏ khỏi hệ thống ở dạng nguyên liệu cặn.

Tiếp đến, dòng khí tổng hợp M24a được chuyển vào trong thiết bị tách kiểu xyclon A47, ở đó bụi M92, chủ yếu bao gồm than cốc dư và tro được tách ra. Bụi dư M92 có thể được chuyển trở lại vào trong lò phản ứng chịu áp thứ nhất A13 hoặc lò phản ứng chịu áp thứ hai A21, hoặc được xử lý và/hoặc xả đi. Thay vì thiết bị tách kiểu xyclon, các thiết bị làm sạch dòng khí thích hợp khác cũng có thể được sử dụng.

Nếu cacbon M94 không được tách ra, nó kết hợp cùng với dòng khí tổng hợp trong lò phản ứng Fischer-Tropsch A31, ở đó nó có thể được tách ra hoặc lọc ra cùng với cacbon tạo ra ở dạng sản phẩm phụ trong phản ứng Fischer-Tropsch.

Tùy thuộc vào nguyên liệu ban đầu, có thể tiến hành xử lý tiếp dòng khí để loại bỏ nguyên liệu tạp chất trong khí tổng hợp. Cụ thể, tốt hơn là loại bỏ cặn mà gây bất lợi cho giai đoạn tổng hợp tiếp theo. Ví dụ, hợp chất lưu huỳnh có thể hoạt động như chất hấp thụ chất xúc tác trong phương pháp tổng hợp Fischer-Tropsch.

Khí tổng hợp M24 sau đó được nạp thông qua bộ điều chỉnh áp lực A48 vào lò phản ứng chịu áp thứ ba A31 của giai đoạn xử lý thứ ba P3, trong đó phương pháp tổng hợp Fischer-Tropsch được tiến hành. Bộ điều chỉnh áp lực A48 làm giảm áp suất xuống giá trị thích hợp cho giai đoạn xử lý thứ ba. Để cố định tỷ lệ thích hợp giữa cacbon monoxit/hydro, hydro bổ sung M32 có thể được chuyển vào trong lò phản ứng Fischer-Tropsch A31. Tương tự, chất xúc tác thể rắn cần thiết M37 được cấp.

Trong quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch của giai đoạn xử lý thứ ba, cacbon monoxit và hydro phản ứng tỏa nhiệt cao (xấp xỉ 158kJ/mol trên bộ phận xích hydrocacbon tại nhiệt độ 250°C) với sự có mặt của chất xúc tác hỗn hợp (ví dụ, sắt, coban, ruteni, chất xúc tác niken) để tạo thành các alkan, olefin, rượu, aldehyt và các hợp chất hydrocacbon và các dẫn xuất khác. Sản phẩm phụ là metan và cacbon rắn, mà được tạo thành trong các phản ứng tỏa nhiệt cao. Các thông số chính xác của quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch, cụ thể áp suất và nhiệt độ, chủ yếu phụ thuộc vào các sản phẩm được sản xuất ra, và không trực tiếp liên quan đến nguyên tắc chức năng cơ bản của dây chuyền theo sáng chế hoặc quy trình theo sáng chế. Nhiệt độ xử lý cao hơn có xu hướng dẫn đến chiều dài mạch ngắn hơn và sự đóng cặn cacbon tăng, trong đó áp

suất cao hơn dẫn đến chiều dài chuỗi dài hơn. Ngoài ra, đặc biệt áp suất riêng hiện tại của cacbon monoxit, hydro và nước có ảnh hưởng lớn đến các sản phẩm tổng hợp.

Thích hợp cho giai đoạn xử lý tổng hợp là, ví dụ, các quy trình Fischer-Tropsch nhiệt độ thấp, mà được vận hành, ví dụ tại nhiệt độ từ 210 đến 250°C, và chủ yếu tạo ra sản phẩm kiểu diesel và các phân chuỗi dài ở dạng sáp. Các phân chuỗi dài sau đó có thể được sử dụng thêm, ví dụ bằng cách crackinh bằng hydro. Quy trình nhiệt độ cao có nhiệt độ nằm trong khoảng từ 320 đến 350°C tạo ra các phân chứa metan, các alkan mạch ngắn và các alken, và các phân đoạn tương đối cao của dầu nhẹ. Đối với các quy trình nhiệt độ thấp, ví dụ, các lò phản ứng ống chùm là thích hợp, trong đó khí tổng hợp chảy từ đầu đến đáy qua các ống được nạp chất xúc tác và làm nguội. Khí tái tạo và các sản phẩm rời khỏi ống tại đáy.

Các lò phản ứng đặc biệt thích hợp là các lò phản ứng treo hiện đại (được thể hiện bằng sơ đồ trong Fig.8), trong đó chất xúc tác thể rắn lơ lửng được phân bố đều trong sản phẩm lỏng (còn gọi là quy trình Fischer-Tropsche bùn Sasol). Các sản phẩm phản ứng được tách ra từ pha lỏng, trong khi đó sản phẩm dạng khí rời lò phản ứng ở dạng một phần của khí tái tạo M25. Nhiệt được loại bỏ thông qua các ống làm mát treo A32, từ đó tạo ra hơi nước M51, M50.

Các lò phản ứng treo có dạng cấu trúc đơn giản hơn các lò phản ứng ống chùm, và do đó ít tốn kém hơn. Chất xúc tác có thể được sử dụng hiệu quả hơn và có thể trao đổi trong suốt quá trình vận hành; điều này có lợi trong quy trình tuần hoàn theo sáng chế. Ngoài ra, quy trình này có ưu điểm ở chỗ chất xúc tác hỗn tạp có thể được tái tạo liên tục bằng sự phơi nhiễm cơ học của các bề mặt không sử dụng mới của các phân tử chất xúc tác trong suốt quy trình tuần hoàn. Theo cách này, sự nhiễm độc lưu huỳnh của chất xúc tác có thể được bù liên tục. Do đó, nếu phù hợp, sự loại bỏ lưu huỳnh ra khỏi dòng khí tổng hợp có thể được bỏ qua.

Dòng khí M51, M50 thu được bằng thiết bị làm mát A32 chứa nhiều năng lượng nhiệt, nhưng không đủ nóng để sử dụng hiệu quả, ví dụ trong tuabin hơi của bộ phận tạo năng lượng AF. Do đó, tốt hơn là nó được sử dụng để sản xuất dòng khí nóng M52, ví dụ trong bộ trao đổi nhiệt A44, để làm tăng hiệu suất năng lượng chung của thiết bị. Sự ảnh hưởng lẫn nhau giữa bộ phận tận dụng AB và bộ phận phụ tạo năng lượng AF của thiết bị tận dụng A đã được xem xét trong các Fig từ 3 đến 5.

Dòng khí M25 mà ra khỏi lò phản ứng Fischer-Tropsch A31, ngoài cacbon monoxit không phản ứng và khí hydro, còn chứa thêm hơi nước, cacbon dioxit và các sản phẩm phản ứng dạng khí M60. Phần hydrocacbon dễ bay hơi M60 có thể được ngưng tụ từ đó, ví dụ sử dụng cột làm mát (không được trình bày). Tương tự, nước M41 có thể được ngưng tụ, và do đó được loại bỏ từ khí tuần hoàn và sau đó từ dòng vật liệu. Từ dòng khí tuần hoàn còn lại, phần M25b có thể được tách ra là sản phẩm xử lý. Dòng khí tuần hoàn còn lại M25a được nén trong máy nén A42, và được tái tuần hoàn tới lò phản ứng thứ nhất A13.

Sự vận chuyển tuần hoàn dòng khí bên trong thiết bị tận dụng A xảy ra chủ yếu nhờ độ chênh lệch áp suất trong suốt chu trình. Độ chênh áp suất này chủ yếu được tạo ra bởi hai máy nén A41, A42. Tùy thuộc vào thiết kế của thiết bị, một trong hai máy nén này có thể được bỏ qua, điều này làm giảm tổng chi phí của thiết bị. Nếu thiết bị này chỉ bao gồm một máy nén (chẳng hạn, ví dụ, trong phương án minh họa thứ hai của thiết bị tận dụng trong Fig.9 được mô tả dưới đây), việc bố trí ở phía trước lò phản ứng thứ nhất A13 có ưu điểm ở chỗ máy nén tương ứng A42 cần nén thể tích khí thấp hơn máy nén A41 giữa giai đoạn xử lý thứ nhất và thứ hai, trong đó ngoài khí nhiệt phân sinh ra, và tổng thể tích cao hơn nhờ nhiệt độ cao hơn, hoặc thậm chí giữa giai đoạn xử lý thứ hai và thứ ba.

Nếu máy nén A41 được bỏ qua, chỉ có sự giảm áp suất giữa hai lò phản ứng A13, A21, để giai đoạn xử lý thứ nhất và thứ hai xảy ra về cơ bản ở cùng áp suất. Sau đó, dòng khí chạy từ máy nén A42 qua lò phản ứng thứ nhất A13, lò phản ứng thứ hai A21 và lò phản ứng A31 quay trở lại máy nén A42. Ngược lại, nếu máy nén A42 được bỏ qua, áp suất về cơ bản giống như ở bên trong lò phản ứng thứ ba A31 và lò phản ứng thứ nhất A13. Ngoài ra, máy nén cũng có thể được bố trí giữa giai đoạn xử lý thứ hai và thứ ba. Vì lý do entropi, ít nhất một máy nén hoặc thiết bị vận chuyển khác phải có mặt để tải dòng khí và để duy trì hoạt động của quy trình.

Để bù cho những dao động tạm thời trong quy trình sản xuất khí nhờ nguyên liệu ban đầu hỗn tạp, các kho áp suất (không được thể hiện) có thể được bố trí dọc theo chu trình khí M22, M24, M25. Tương tự, cũng có thể bố trí bộ phận lưu trữ tạm thời cho than cốc nhiệt phân M21.

Nếu bộ phận tận dụng A của Fig.8 được định kích thước tương đối nhỏ, và theo đó lưu lượng thể tích M22 giữa lò phản ứng chịu áp thứ nhất A13 và lò phản ứng chịu áp thứ hai A21 tương đối nhỏ, máy nén A41 có thể tạo ra sự chênh lệch áp suất vài bar với chi phí năng lượng hợp lý. Sau đó, giai đoạn của quy trình thứ nhất có thể được thực hiện tại áp suất về cơ bản thấp hơn giai đoạn xử lý thứ hai. Giai đoạn xử lý thứ nhất thậm chí có thể được thực hiện tại áp suất khí quyển hoặc thậm chí áp suất giảm.

Khởi động quá trình vận hành của thiết bị tận dụng

Sau đây, phương pháp khả dụng sẽ được mô tả để khởi động quá trình vận hành của thiết bị tận dụng A như được thể hiện trong Fig.8. Để bắt đầu khởi động thiết bị tận dụng A, chu trình và ba giai đoạn xử lý được xả và nạp đầy khí không chứa oxy, tốt hơn là cacbon dioxit và/hoặc cacbon monoxit và/hoặc khí hydro hoặc hỗn hợp của chúng, tức là khí tổng hợp. Sau đó, lò phản ứng thứ hai A21, được nạp đầy trước than cốc, sau đó được gia nhiệt, ví dụ, sử dụng mỏ đốt khí. Vì mục đích này, lò phản ứng thứ hai được tách biệt với chu trình, bằng cách khép kín các mối nối tương ứng. Trong suốt thời gian gia nhiệt tới nhiệt độ hoạt động thích hợp, A23 vận chuyển than cốc bên trong lò phản ứng chịu áp A21 vẫn không được kích hoạt. Nếu phù hợp, đường vòng tạm (không được thể hiện) có thể được cung cấp trong chu trình, giữa bộ trao đổi nhiệt A44 và lò phản ứng A21, để có thể tuần hoàn khí đã gia nhiệt trong hệ thống và để gia nhiệt đều cho toàn bộ bộ phận của trạm. Áp suất được tăng lên tới giá trị mặc định.

Đồng thời, lò phản ứng chịu áp thứ nhất A13, mà cũng được nạp đầy trước than cốc, được tách biệt với chu trình và được gia nhiệt tới nhiệt độ dự định của giai đoạn xử lý thứ nhất. Áp suất được đưa tới giá trị thích hợp cho giai đoạn xử lý thứ nhất. A15 vận chuyển nguyên liệu trong lò phản ứng thứ nhất vẫn tắt. Tuy nhiên, sự gia nhiệt tốt hơn là diễn ra không có nguyên liệu ban đầu, do sự nhiệt phân của nguyên liệu ban đầu dưới nhiệt độ hoạt động an toàn tối thiểu là 450°C có thể dẫn đến sự hình thành hỗn hợp gây nổ. Ngược lại, than cốc đã được nhiệt phân, và chỉ có tác dụng nạp than cốc vào trong giai đoạn xử lý thứ hai, khi chu trình bắt đầu sau đó.

Phản ứng Fischer-Tropsch A31 được vận hành tới điều kiện hoạt động mặc dù bị tách ra khỏi chu trình. Sau khi các điều kiện hoạt động đã đạt được trong các giai đoạn xử lý khác nhau của thiết bị tận dụng, các hệ thống dẫn vận chuyển khác nhau A15, A23 được vận hành chậm, chu trình được mở và các máy nén A41, A42 được kích

hoạt, để cuối cùng đạt được trạng thái cân bằng của thiết bị tận dụng AB tại các thông số hoạt động thích hợp.

Phương án khác về bộ phận tận dụng AB của dây chuyền Z theo sáng chế được thể hiện trong Fig.9. Vì mục đích làm rõ, biên của bộ phận tận dụng AB không được thể hiện.

Ngược lại với bộ phận tận dụng AB trong Fig.8, không có máy nén nào được bố trí giữa lò phản ứng chịu áp thứ nhất A13 và lò phản ứng chịu áp thứ hai A21, chỉ có van một chiều A53 mà tuy nhiên cũng có thể được bỏ qua. Dòng khí được tải qua thiết bị nhờ sự giảm áp suất tạo ra bởi máy nén A42. Ngoài ra, do biến thể được ưu tiên này chỉ cần một máy nén A42 mà có thể có thể tích lưu lượng thấp hơn nên tổng chi phí của trạm AB giảm.

Trong biến thể được thể hiện, dòng khí tổng hợp rẽ nhánh M24b không được đưa trực tiếp trở lại vào trong lò phản ứng thứ nhất A13, nhưng thay vào đó được dẫn qua thiết bị gia nhiệt A16 của lò phản ứng A13, và sau đó lại được kết hợp với khí tổng hợp M24a. Theo cách khác hoặc ngoài ra, thiết bị gia nhiệt khác A17 có thể được cung cấp, mà được vận hành với hơi nước xử lý M50.

Bộ trao đổi nhiệt A45 được sắp xếp trong dòng khí tuần hoàn M25a, và có tác dụng gia nhiệt cho dòng khí tuần hoàn M25a bằng hơi nước xử lý M50. Do đó, dòng khí tuần hoàn trong phương án này cũng đóng vai trò làm nguồn cấp nhiệt cho lò phản ứng chịu áp A13.

Trong ví dụ được thể hiện, không có sự giảm áp suất sau lò phản ứng chịu áp thứ ba A31. Áp suất trong giai đoạn xử lý thứ ba trong trường hợp này được kiểm soát trực tiếp bởi sự kiểm soát áp lực trong giai đoạn xử lý thứ hai, và bởi sự giảm áp suất tiếp theo nhờ sự nguội xuống của dòng khí tổng hợp M24 trong bộ trao đổi nhiệt A44, và bởi máy nén A42.

Trong biến thể có thể khác của quy trình theo sáng chế, lò phản ứng Fischer-Tropsch nhiệt độ thấp của giai đoạn xử lý thứ ba được thay thế bằng lò phản ứng Fischer-Tropsch nhiệt độ cao, trong đó chất xúc tác tồn tại là bụi bay xoáy. Các hydrocarbon mạch ngắn dạng khí mà tốt hơn được tạo thành trong quy trình tổng hợp Fischer-Tropsch nhiệt độ cao, và sau giai đoạn ngưng tụ thứ nhất còn lại trong khí tuần hoàn, được tách ra bằng các bộ lọc khí thẩm thấu từ các phân tử nhỏ hơn của khí tuần

hoàn như cacbon dioxit, cacbon monoxit, hydro. Các hệ thống này đã được biết, ví dụ, từ công nghiệp hóa dầu để tinh chế khí dầu mỏ. Trong trường hợp này, chúng có tác dụng tạo ra pha khí thứ nhất giàu hydrocacbon và pha khí thứ hai nghèo hydrocacbon. Pha khí giàu hydrocacbon còn được sử dụng làm nhiên liệu cho giai đoạn phát điện thứ hai để tạo ra điện năng, hoặc được xử lý thành khí lỏng và khí dầu mỏ. Pha khí thứ hai nghèo hydrocacbon và giàu cacbon dioxit được nạp trở lại vào trong chu trình là khí tuần hoàn.

Trong biến thể khác của thiết bị tận dụng của dây chuyền theo sáng chế, giai đoạn xử lý thứ ba P3, thay vì lò phản ứng Fischer-Tropsch, chứa lò phản ứng tổng hợp metanol pha lỏng. Phương pháp tổng hợp metanol pha lỏng đã được biết đến trong lĩnh vực kỹ thuật này đặc biệt thích hợp để sản xuất metanol năng suất cao từ khí tổng hợp có tỷ lệ cacbon dioxit tương đối cao. Quá trình tổng hợp diễn ra trong "lò phản ứng cột huyền phù đặc - bọt khí" trong đó khí tổng hợp được thổi vào trong huyền phù đặc chứa chất xúc tác ở dạng bụi trong dầu khoáng trơ. Phản ứng tỏa nhiệt cao và vì vậy cần thiết bị làm mát. Metanol dạng khí được tạo ra đi ra khỏi lò phản ứng chịu áp cùng với khí tổng hợp chưa phản ứng. Sau khi dầu khoáng cuốn theo và chất xúc tác được tách ra, metanol được ngưng tụ.

Metanol là sản phẩm cơ bản có giá trị cho ngành hóa học và cũng có thể được sử dụng làm nhiên liệu phun khí. Ngoài ra, metanol có thể, hoạt động như chất phụ gia cho dầu xăng, trong đó, ví dụ ở Đức cho phép phân chứa tới 3% metanol trong xăng dầu cho thiết bị giao thông. Metanol đặc biệt còn có thể được sử dụng làm nhiên liệu M60 cho giai đoạn phát điện thứ hai.

Kiểm soát và tối ưu hóa thông số hoạt động của thiết bị tận dụng

Quy trình theo sáng chế được thể hiện trong các Fig. 8 và 9 dựa trên dòng vật chất tuần hoàn qua ba giai đoạn xử lý P1, P2, P3 của bộ phận tận dụng AB, trong đó nguyên liệu ban đầu chứa cacbon M11 được nạp vào chu trình này làm nguồn cacbon và nguồn năng lượng, và sản phẩm của giai đoạn tổng hợp này được chia thành sản phẩm bậc cao M60 hoặc nhiên liệu M61 cho thiết bị tạo năng lượng C của dây chuyền Z theo sáng chế. Sỉ M91 và các nguyên liệu còn lại khác M92, M93, M94, cũng như hơi nước trong khí tuần hoàn M25b, được lấy ra liên tục khỏi chu trình. Hơi nước tạo ra trong bộ trao đổi nhiệt được sử dụng một mặt làm dòng khí xử lý M50 cho sự hoạt

động của trạm, do đó làm tăng hiệu quả và hiệu suất của trạm này. Mặt khác, hơi nước quá nhiệt M51, M52 có thể được sử dụng để tạo ra năng lượng trong bộ phận tạo năng lượng AF.

Về cơ bản, trong quy trình sử dụng theo sáng chế, từ nguyên liệu ban đầu ở thể rắn không đồng nhất nhưng giàu năng lượng M11 mà khó sử dụng, lần nữa lại sản xuất ra được sản phẩm giàu năng lượng M60, M61, cụ thể là các phân đoạn khác nhau của giai đoạn Fischer-Tropsch. Sau đó, chúng có thể được sử dụng thêm, ví dụ, làm nhiên liệu phun khí lỏng hoặc chất phản ứng trong ngành hóa học. Năng lượng cần cho sự hoạt động của bộ phận tận dụng AB bắt đầu từ phản ứng oxi hóa một phần trong giai đoạn xử lý thứ hai, trong đó lượng hóa năng dư sinh ra (ở dạng khí tổng hợp) sau đó được chuyển hóa lại trong phản ứng Fischer-Tropsch tỏa nhiệt của giai đoạn xử lý thứ ba thành năng lượng nhiệt ở dạng hơi nước M50, M51.

Theo biến thể đặc biệt được ưu tiên của quy trình sản xuất năng lượng theo sáng chế, hoặc dây chuyền Z theo sáng chế, hơi nước quá nhiệt M52 được sinh ra từ nguyên liệu ban đầu M11, cho sự hoạt động lâu dài của bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền AF, và cả nhiên liệu M61 cho sự hoạt động linh hoạt của bộ phận tạo năng lượng phụ tải đỉnh C.

Nhờ dòng vật chất tuần hoàn kín trong quy trình, sự cân bằng động lực tồn tại trong suốt quá trình hoạt động của thiết bị tận dụng A. Giá trị cần thiết của các thông số khác nhau (áp suất, nhiệt độ, thành phần hóa học, tốc độ vận chuyển v.v.) trong các bộ phận riêng lẻ của thiết bị này được xác định nhờ bản chất của nguyên liệu ban đầu sử dụng. Để duy trì trạng thái hoạt động không đổi, mặc dù nguyên liệu ban đầu không đồng nhất, vẫn có thể kiểm soát các thông số hoạt động khác nhau.

Để sản xuất ra hydrocacbon và các sản phẩm khác trong giai đoạn Fischer-Tropsch thứ ba P3, áp suất và nhiệt độ trong lò phản ứng thứ ba A31 là các thông số quyết định. Áp suất có thể được kiểm soát trong giai đoạn ngắn bằng cách sử dụng máy nén A42 bằng cách làm tăng hoặc giảm hiệu suất. Nhiệt độ có thể được kiểm soát qua hoạt động làm mát của bộ trao đổi nhiệt A32. Về lâu dài, áp suất này có thể được kiểm soát qua áp suất trong dòng khí tổng hợp M24, một mặt bằng cách thay đổi áp suất hoạt động và nhiệt độ trong giai đoạn xử lý thứ hai, và mặt khác bằng cách kiểm

soát hiệu suất làm mát của bộ trao đổi nhiệt A44 và từ đó nhiệt độ và áp suất giảm trong dòng khí tổng hợp M24.

Việc kiểm soát thiết bị tận dụng A là tương đối đơn giản, do thiết bị này hoạt động cân bằng với sự hoàn ngược, và để kiểm soát một số ít các thông số liên quan, nhiều thông số, các thông số hoạt động riêng lẻ của các bộ phận khác nhau của thiết bị có thể bị biến đổi, mà có thể tác động đến sự cân bằng chậm hoặc nhanh.

Quy trình tận dụng theo sáng chế tốt hơn là được thực hiện với phân đoạn có cacbon dioxit tăng cao. Không kể những thứ khác, quy trình này dịch chuyển sự cân bằng của phản ứng IV về phía bên tay trái (nhiều cacbon monoxit hơn). Áp suất hoạt động tăng của thiết bị sử dụng trong khoảng từ 1 đến 6 MPa (10 đến 60 bar) cho phép hàm lượng cacbon dioxit tăng, đồng thời với lượng cacbon monoxit nguyên chất càng cao càng tốt, và do đó làm tăng sản lượng xử lý. Theo cách tương tự, áp suất cao hơn hoặc thấp hơn là có thể nhưng kém hiệu quả hơn.

Thiết bị dụng này có thể được tối ưu hóa theo các khía cạnh khác nhau. Ví dụ, nếu các nguyên liệu có giá trị chính như, ví dụ, hydrocacbon kiểu diesel và xăng dầu và sáp, v.v. được sản xuất trong bước xử lý thứ ba từ sinh khối trung tính cacbon dioxit, ví dụ, vỏ bào, quy trình này hướng tới tỷ lệ càng có lợi càng tốt giữa chi phí của sinh khối và chi phí vận hành và giá trị của nguyên liệu giá trị cao được tạo ra. Ngược lại, cần ít chi phí hơn để loại bỏ sự phát thải cacbon dioxit do trong mọi trường hợp nó là sinh khối trung tính cacbon dioxit. Để cải thiện sự cân bằng sinh thái, việc cung cấp năng lượng bên ngoài (điện năng v.v.) có thể được giảm bớt, đồng thời với sự tiêu thụ sinh khối tăng.

Ngược lại, nếu mục tiêu tập trung vào việc thải các nguyên liệu gây ô nhiễm với việc tạo ra cacbon dioxit ở mức tối thiểu một cách thân thiện với môi trường, thiết bị này hoạt động theo cách càng ít cacbon dioxit càng tốt cần được loại bỏ ra khỏi chu trình và giải phóng vào môi trường. Điều này, do đó có thể dẫn đến nhu cầu tăng cao về năng lượng bên ngoài.

Tương tự, thiết bị tận dụng có thể được tối ưu hóa với sản lượng tối đa của nguyên liệu ban đầu, và vì vậy trường hợp này có thể là than cốc nhiệt phân chưa xử lý có thể rời giai đoạn xử lý thứ ba cùng với xỉ. Than cốc nhiệt phân, mà hơi rắc rối về mặt môi trường, sau đó có thể được trộn dưới đất cùng với xỉ. Biến thể như vậy là có

lợi, ví dụ, khi lượng lớn nguyên liệu ô nhiễm cần được làm vô hại theo cách trung hòa cacbon-dioxit.

Nhiệt độ hoạt động của bước xử lý thứ hai P2 có thể cũng được tối ưu hóa. Do đó, ví dụ, nhiệt độ hoạt động của bước xử lý thứ hai P1 của bộ phận tận dụng AB có thể giảm, để làm tăng lượng nguyên liệu vào trong bộ phản ứng thứ hai A21. Sau đó điều này có thể làm cho các nguyên liệu dễ bay hơi nhất định trong khí nhiệt phân M22 không còn bị crackinh và đi qua cùng với khí tổng hợp M24 vào bộ phản ứng Fischer-Tropsch A31. Do đó, ví dụ, benzen có thể đi từ nguyên liệu ban đầu, ví dụ từ dầu nặng, các lượng tương đối nhỏ đi vào sản phẩm của sự tổng hợp Fischer-Tropsch. Các nguyên liệu này giữ lại làm một phần của nhiên liệu lỏng M61, nhưng, nếu cần, có thể cũng được tách ra.

Fig.10 thể hiện dưới dạng giản đồ một hoặc nhiều phương án có lợi khác của bộ phận tận dụng AB. Bộ trao đổi nhiệt A46 được bố trí giữa bước xử lý đầu tiên P1 và bước xử lý thứ hai P2, mà đóng vai trò gia nhiệt khí nhiệt phân M22 với dòng khí xử lý đến nhiệt độ hoạt động của bước xử lý thứ hai, trước khi đi vào bộ phản ứng áp suất thứ hai A21. Cũng có thể cấp cho bộ trao đổi nhiệt A46 khí tổng hợp nóng M24.

Máy nén A43 được bố trí trong ống vận chuyển khí tổng hợp M24, phía sau bộ trao đổi nhiệt A44. Mặc dù lưu lượng khối tại điểm này của thiết bị này là lớn nhất, nhưng do nhiệt độ giảm nhiều ở phía sau của bộ trao đổi nhiệt A44, thể tích khí mà cần được xử lý bằng máy nén A43 là nhỏ hơn, và do đó, nhiệt độ hoạt động có lợi cho máy nén là thấp hơn.

Trong bộ phận tận dụng AB được thể hiện, không bố trí thiết bị tách kiểu xyclon để tách các thành phần rắn M92 trong dòng khí tổng hợp. Bụi còn lại M92, M94 đi tự do vào giai đoạn xử lý thứ ba P3, trong đó nó được liên kết trong pha lỏng của bộ phản ứng tổng hợp A31. Do bụi còn lại không tan trong các hydrocacbon, nên nó có thể được lọc ra dễ dàng. Việc không sử dụng thiết bị tách dạng xyclon làm giảm chi phí của bộ phận tận dụng AB.

Phương án có lợi khác của bộ phận tận dụng AB của dây chuyền Z theo sáng chế được thể hiện trong Fig.11, mà đặc biệt phù hợp để sản xuất nhiên liệu lỏng M61 từ sinh khối không ô nhiễm như, ví dụ, vỏ bào. Trong biến thể này, các khí nhiệt phân M22 không được đi vào giai đoạn xử lý thứ hai P2, nhưng lại đi vào giai đoạn xử lý

thứ ba P3, khí tổng hợp M24 không đi vào giai đoạn xử lý thứ ba P3, nhưng lại đi vào giai đoạn xử lý thứ nhất P1, và khí tuần hoàn M25 không được đi vào giai đoạn xử lý thứ nhất P1, nhưng lại đi vào giai đoạn xử lý thứ hai P2.

Trong giai đoạn xử lý thứ nhất P1, dòng khí tổng hợp nóng M24 làm nóng nguyên liệu nhiệt phân và duy trì nhiệt độ hoạt động. Dòng khí nhiệt phân M22 đi ra từ giai đoạn xử lý thứ nhất, ngoài khí nhiệt phân thực, sau đó cũng có thể chứa phần khí tổng hợp của giai đoạn xử lý thứ hai, mà do đó ở đây tạo ra vòng qua giai đoạn xử lý thứ nhất.

Trong giai đoạn xử lý thứ hai P2, phần khí tổng hợp trong khí nhiệt phân M22 phản ứng, trong đó phần khí nhiệt phân mà đã không ngưng tụ M23 trong bộ trao đổi nhiệt A45 hòa tan trong pha lỏng của bộ phản ứng tổng hợp A31. Do trong trường hợp sử dụng trực tiếp các sản phẩm M60 của giai đoạn xử lý thứ ba làm nhiên liệu phun khí hoặc làm nhiên liệu cho thiết bị dẫn động thứ hai C11, yêu cầu về độ tinh khiết không đặc biệt cao, sự phá vỡ khí nhiệt phân có thể được bỏ qua. Sau đó, nhiên liệu phun khí hoặc nhiên liệu M61 được tinh chế sau, để loại bỏ cặn không thích hợp như, ví dụ, các axit hữu cơ, v.v. Các phân đoạn ngưng tụ M23 của khí nhiệt phân, mà có điểm nóng chảy và điểm sôi thấp, và chứa phần hắc ín đáng kể, tốt hơn là có thể được nạp vào trong giai đoạn xử lý thứ hai làm chất phụ gia rắn hoặc lỏng M23.

Dòng khí tuần hoàn M25 sau đó được nén bằng máy nén A42, được gia nhiệt bằng bộ trao đổi nhiệt A46, và được chuyển vào trong giai đoạn xử lý thứ hai P2, và lại một lần nữa tạo ra chu trình. Do sự phá vỡ các khí được đưa vào trong lò phản ứng chịu áp A21 là không cần thiết, nên giai đoạn xử lý thứ hai có thể được thực hiện tại nhiệt độ hoạt động thấp hơn.

Fig.12 thể hiện phương án của bộ phận tận dụng B, trong đó giai đoạn xử lý thứ nhất và giai đoạn xử lý thứ hai P1, P2 được thực hiện trong lò phản ứng chịu áp chung A24. Sự nhiệt phân xảy ra trong buồng thứ nhất A25 của lò phản ứng A24, và sự khí hóa trong buồng thứ hai A26. Hai buồng A25, A26 được tạo thành bằng cách chia thành A27 trong lò phản ứng chịu áp A24, có lỗ xuyên qua mà qua đó hệ thống dẫn vận chuyển chung tải than cốc nhiệt phân M21, và qua đó tạo dòng khí nhiệt phân M22. Vách phân chia A27 chủ yếu có tác dụng phân cách nhiệt hai buồng A27, A26,

đến mức các nhiệt độ hoạt động khác nhau có thể được chạy trong hai giai đoạn xử lý. Ngoài ra cũng có thể trang bị lò phản ứng chịu áp có chung nhiều hơn một khoang.

Thiết bị tạo năng lượng để sản xuất năng lượng phụ tải đỉnh

Nếu thiết bị dẫn động C11 của thiết bị tạo năng lượng C của dây chuyền theo sáng chế được tạo kết cấu là động cơ đốt, trong biến thể được ưu tiên của thiết bị dẫn động này, nước M40 có thể được sử dụng như phương tiện giãn nở bổ sung. Vì mục đích đó, sau khi khởi động quy trình đốt, ví dụ sau khi tự khởi động hỗn hợp nhiên liệu-không khí nén trong động cơ diesel, lượng nước nhất định được phun vào trong xi lanh. Nước này, tốt hơn là được phân tán đều, sau đó được làm bốc hơi nhờ năng lượng nhiệt của phản ứng oxy hóa tỏa nhiệt. Vì vậy, sự tăng áp suất khí và thể tích khí do hơi nước bổ sung cho sự tạo ra động năng, trong đó, tuy nhiên, cùng lúc đó nhiệt độ của toàn bộ hỗn hợp khí đốt và hơi nước giảm. Tuy nhiên, điều này không gây ra sự cố, hoặc thậm chí là thích hợp bởi vì nhờ mật độ năng lượng cao hơn của phản ứng với khí oxy tinh khiết, nhiệt độ phản ứng cao hơn đáng kể xảy ra, không những làm tăng hiệu suất động nhiệt mà còn gây áp lực cho các bộ phận của thiết bị dẫn động C11.

Theo cách khác, nước cũng có thể được cung cấp là hơi nước M50. Lượng nước lỏng nhất định cũng có thể được cung cấp trộn với nhiên liệu lỏng. Tại các nhiệt độ phản ứng cao, dòng khí quá nhiệt còn hoạt động như chất oxy hóa bổ sung, ngoài oxy.

Dưới đây, trong Fig.13, phương thức hoạt động của thiết bị dẫn động có thể C11 cho thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh C của dây chuyền Z theo sáng chế sẽ được mô tả và giải thích chi tiết hơn, với việc viện dẫn đến ví dụ về động cơ đốt ở dạng động cơ pit-tông với xy lanh. Tương tự, các thiết bị dẫn động C11 mà được thiết kế là các động cơ đốt cũng có thể được thiết kế là các tuabin hoặc động cơ Wankel, v.v.. Khí đốt nóng được sử dụng theo nguyên tắc chức năng của loại động cơ đốt tương ứng cho hoạt động gia công cơ khí, ví dụ cho sự vận hành trạm phát điện, và trong quy trình đó được giãn nở một phần. Tiếp đến, khí oxy hóa M27 rời buồng đốt. Do đó, ví dụ trong động cơ đốt được thiết kế là động cơ pit-tông bốn kỳ, trong kỳ thứ ba hỗn hợp khí đốt M27 được phun ra từ xy lanh, và sau đó được nén và làm mát. Tương tự, có thể lắp đặt thiết bị dẫn động C11 là động cơ nhiệt với sự đốt cháy bên ngoài, ví dụ là động cơ nhiệt hoặc tuabin hơi.

Động cơ đốt cháy C11 thể hiện trong Fig.13 bao gồm xy lanh C22, và pit-tông C23 được sắp xếp theo kiểu chuyển động được bên trong, mà cùng nhau tạo thành buồng đốt cháy kép kính C21. Với thiết bị nạp C27 mà chỉ được thể hiện bằng sơ đồ, trong oxy kỳ thứ nhất M31 được đưa vào trong buồng đốt cháy mở rộng C21. Tiếp đến, trong kỳ thứ hai, oxy M31 được nén và tại cuối kỳ thứ hai nhiên liệu M61 được đưa vào trong buồng đốt C21 bằng thiết bị nạp C29 và được đốt cháy. Trong kỳ thứ ba tiếp theo, khí đốt giãn nở M27 thực hiện công cơ học, và trong suốt kỳ thứ tư, khí đốt đã giãn nở một phần M27 được xả từ buồng đốt C21 bằng thiết bị thông hơi C24, mà không được trình bày chi tiết.

Khí oxy hóa nóng M27, mà về cơ bản chỉ bao gồm cacbon dioxit và hơi nước, tiếp đến được làm mát trong bộ trao đổi nhiệt xuôi dòng C12. Thể tích của khí oxy hóa M27 này được giảm từ đó. Do làm nguội, phần lớn nước M41 ngưng tụ và được tách ra. Khí dư còn lại M26, mà về cơ bản chỉ bao gồm cacbon dioxit và có thể phần cacbon monoxit dư và nhiên liệu chưa phản ứng, được nén trong máy nén C13 sắp xếp nối tiếp và được thu trong bộ phận lưu trữ chịu áp BB. Giai đoạn ngưng tụ C12 phía trước quy trình nén trong giai đoạn này làm giảm sự hình thành không mong muốn của các giọt nước ngưng tụ trong máy nén C13.

Động cơ đốt C11 được mô tả không bao gồm bất kỳ sự phát sinh khí thải nào. Do thiết bị không được vận hành với không khí hoặc hỗn hợp khí tương tự làm chất oxy hóa, nên không tạo ra các chất ô nhiễm đặc hiệu không khí như, ví dụ, các nitơ oxit. Nước được tạo thành trong quá trình đốt không phải là một vấn đề và có thể được tách ra. Cacbon dioxit ở dạng khí dư M26 được dẫn vào trong chu trình của thiết bị tận dụng AB. Phần nhiên liệu chưa cháy được ngưng tụ hoặc là cùng với nước và được tách ra, hoặc là được nén cùng với cacbon dioxit. Khí oxy hóa M27 từ thiết bị dẫn động C11 cũng có thể được chuyển không cần làm mát trực tiếp vào trong giai đoạn xử lý thứ nhất hoặc thứ hai.

Nếu thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh C là tách biệt một phần với thiết bị tận dụng A, và đường ống dẫn trở lại một cách trực tiếp cho khí dư M26 là không khả thi, chúng cũng có thể được nén và vận chuyển trở lại tại áp suất cao trong các bộ phận lưu trữ BB từ thiết bị tạo năng lượng C đến thiết bị tận dụng A.

Phương án có thể khác của thiết bị dẫn động C11 được thiết kế làm động cơ đốt được thể hiện bằng sơ đồ trong Fig.14. Trong biến thể này, nước M40 được đưa vào trong khoang đốt C21 bằng thiết bị nạp C28 được thể hiện trong sơ đồ này. Tốt hơn là tiến hành theo cách trong đó trong hoặc sau phản ứng đốt, lượng nước xác định được phun ở trạng thái lỏng hoặc khí vào trong buồng đốt C21 và được phân phối đều. Nước này được gia nhiệt bằng nhiệt đốt, từ đó toàn bộ thể tích khí tăng lên trong buồng đốt C21, và cũng từ đó áp suất khí hoặc thể tích khí có sẵn để thực hiện công cơ học. Tương ứng, lượng nhiên liệu sau đó có thể được làm giảm, với công suất không đổi.

Theo cách khác hoặc ngoài ra, nước M40 cũng có thể được đưa vào trong dòng khí oxy hóa M27 khi nó rời buồng đốt C21. Biến thể này có ưu điểm ở chỗ phản ứng đốt trong buồng đốt có thể tiến hành một cách hiệu quả tại các nhiệt độ càng cao càng tốt, và đồng thời nhiệt độ tạo thành của dòng khí oxy hóa thấp để các thiết bị tiếp theo C12, C13 chịu áp lực ít hơn.

Lượng nước và thời gian phun được điều chỉnh để nạp nhiên liệu M61 và oxy M31 sao cho phản ứng đốt có thể diễn ra một cách hiệu quả. Tốt hơn nếu, nhiệt độ tạo thành trong suốt phản ứng oxy hóa là cần thiết sao cho hiệu suất nhiệt động của động cơ nhiệt đạt được càng cao càng tốt. Lượng nước sử dụng càng cao, tỷ lệ cacbon đioxit tương trong khí phản ứng càng thấp, điều này làm giảm lượng khí dư M26 còn lại sau khi ngưng tụ nước M41.

Theo phương án được thể hiện trong Fig.14, khí oxy hóa M27 đầu tiên được nén trong máy nén C13 trước khi chúng được làm nguội trong bộ trao đổi nhiệt C12. Biến thể này cũng có thể kết hợp với động cơ đốt C11 mà không có sự phun nước từ Fig.13, và ngược lại, và có thể được sử dụng chung cho thiết bị dẫn động C11.

Năng lượng cần thiết để vận hành máy nén của thiết bị dẫn động C11 tốt hơn là được tạo ra bởi chính thiết bị dẫn động. Do đó, hiệu quả có thể đạt được của thiết bị dẫn động giảm, nhưng đồng thời đạt được việc không phát sinh khí thải từ thiết bị dẫn động. Ngoài ra, công suất có thể đạt được với cùng kích thước động cơ lớn hơn, điều này lại bù cho sự tổn thất điện. Máy nén có thể, ví dụ, được vận hành thông qua bánh răng thích hợp một cách trực tiếp bằng trục khuỷu của động cơ đốt pit-tông.

Nếu động cơ dẫn động C11 bao gồm tuabin, máy nén có thể đặt trực tiếp trên cùng một trục. Ngay sau quy trình giãn nở, khí oxy hóa sau đó có thể được ngưng tụ và dòng khí dư còn lại được nén.

Theo biến thể khác của thiết bị dẫn động, được thiết kế ở dạng động cơ pit-tông, sau khi đốt, khí oxy hóa đã được nén trước bên trong buồng đốt trong kỳ thứ ba, và chỉ được xả bằng thiết bị thông khí C24. Nếu phù hợp, máy nén xuôi dòng C13 cũng có thể được bỏ qua.

Phương án này cũng có thể là biến thể hai kỳ, do trong thiết bị dẫn động sự tải mới của buồng đốt hỗn hợp phản ứng (nhiên liệu M61, oxy M31, nước M40) có thể tiến hành rất nhanh. Trong kỳ đi lên thứ hai, khí đốt được nén sơ bộ, và về phía cuối kỳ được giải phóng ra khỏi buồng đốt. Oxy dạng khí có thể được thổi vào trong buồng đốt tại áp suất cao tại cuối kỳ đi lên, do đối với phản ứng đốt hoàn toàn cần tương đối ít oxy, và nước tồn tại là chất giãn nở bổ sung. Nhiên liệu lỏng M61 và nước M40 là chất giãn nở trong mọi trường hợp có thể được phun vào trong buồng đốt C21 rất nhanh và tại áp suất cao.

Sự tiêu thụ năng lượng của máy nén C13 có thể được tối ưu hóa nhờ sự kết hợp thích hợp với một hoặc nhiều bộ trao đổi nhiệt hoặc thành phần làm mát, trong đó thể tích khí có thể được giảm bằng cách bố trí năng lượng nhiệt của khí phản ứng tại bộ tản nhiệt bên trong hoặc bên ngoài.

Nhờ bộ trao đổi nhiệt/máy ngưng tụ C12, hơi có thể được tạo ra, mà có thể hoặc là làm tăng hiệu suất của bộ phận tạo năng lượng AF của thiết bị tận dụng, hoặc để thu hơi nước xử lý M50 để vận hành bộ phận tận dụng AB của thiết bị tận dụng.

Fig.15 thể hiện biến thể phương án đặc biệt có lợi của thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh C, có thiết bị dẫn động C11 mà được tạo kết cấu ở dạng tuabin khí/hơi kết hợp. Trong buồng đốt ngược dòng C21, nhiên liệu M61 được đốt cháy với oxy M31 trong lò đốt C25, tạo thành khí đốt rất nóng. Nước được đưa vào trong buồng đốt C21, tốt hơn khi nước lỏng quá nhiệt có nhiệt độ, ví dụ 250°C, và áp suất 5 MPa (50bar). Hơi tạo thành trộn với khí xả đốt theo cách để khí oxy hóa nóng (ví dụ 600°C) M27a với phần hơi quá nhiệt cao hình thành, mà đi ra từ buồng đốt C21 và được biến đổi trong thiết bị tuabin xuôi dòng C30 thành công cơ học mà làm dẫn động thiết bị một cách đáng tích theo cách để áp lực khí tăng lên hoặc đẳng áp theo cách để thể tích khí tăng lên

theo đó, hoặc cả thể tích và áp suất tăng lên. Do đó thiết bị tuabin tiếp theo C30 cũng phải được thiết kế tương ứng. Các tuabin thích hợp C30 đã được biết đến trong tình trạng kỹ thuật, và thường có nhiều giai đoạn xử lý. Trong biến thể khác, hơi nước xử lý đã giãn nở một phần M50 có thể được tách ra sau giai đoạn áp suất cao của thiết bị tuabin C30, và có thể được sử dụng theo các phương án khác nhau.

Khí oxy hóa đã giãn nở M27b đã được chuyển vào trong bình ngưng/bình ngưng tiết kiệm C12 trong đó nước M41 được ngưng tụ và được tách ra. Khí dư còn lại M26 mà chủ yếu bao gồm cacbon dioxit, được nén trong máy nén C13 và được vận chuyển vào trong giai đoạn xử lý thứ nhất P1 của thiết bị tận dụng AB. Máy nén C13 tốt hơn là được dẫn động trực tiếp qua tuabin C30.

Thay vì khoang đốt C21, nước M40 cũng có thể được trộn với dòng khí oxy hóa M27a ở phía sau buồng đốt C21, ví dụ, nhờ vòi phun Venturi.

Trong thiết bị dẫn động C11, lượng nước M40 và lượng hỗn hợp đốt cháy M61, M31, và các thông số có thể lựa chọn khác, được điều chỉnh theo cách có lợi với nhau theo cách sao cho tuabin ở phía sau đạt được việc sử dụng năng lượng càng cao càng tốt. Đồng thời, phần nước trong hỗn hợp khí oxy hóa M27b càng cao càng tốt. Mặt khác, khi qua bộ ngưng C1, đạt được sự giảm áp suất càng cao càng tốt của hỗn hợp khí; điều này làm tổng độ chênh lệch áp suất qua tuabin C30 và từ đó làm tăng hiệu suất. Mặt khác, còn lại ít khí dư M26 phải được nén bằng máy nén C13.

Ưu điểm khác của việc đưa hơi nước vào trong buồng đốt là tác dụng làm mát của hơi nước M50. Sự oxy hóa tỏa nhiệt của hỗn hợp nhiên liệu M60, M31 có thể dẫn đến áp suất rất cao lên tới 1000°C , hoặc thậm chí 2000°C . Các nhiệt độ này sẽ gây áp lực rất nhiều lên các cấu trúc của buồng đốt C21 và của thiết bị tuabin ở phía sau C30. Hơi nước tương đối lạnh tốt hơn là được nạp vào trong buồng theo cách sao cho nó bảo vệ thành của buồng đốt C21 khỏi ngọn lửa rất nóng C26. Cuối cùng hơi nước làm mát toàn bộ hỗn hợp khí từ 600°C xuống 800°C ; điều này làm giảm tải trọng nhiệt của các tuabin, và tương ứng làm tăng tuổi thọ làm việc.

Ngoài các khía cạnh đã nêu ở trên, thiết bị dẫn động khác với tuabin khí truyền thống ở chỗ không cần máy nén được kết nối ở phía trước buồng đốt. Điều này cho phép buồng đốt C21 có thiết kế đơn giản hơn đáng kể so với tuabin khí. Do nhiên liệu M61 được đốt với oxy tinh khiết M31, mật độ năng lượng có thể đạt được cao hơn với

việc sử dụng không khí với phần oxy giảm. Để làm tăng lượng oxy mà có thể được nạp theo thời gian vào trong buồng đốt C21, oxy có thể được nén trước. Thiết bị tuabin C30 có thể được thiết kế như tuabin hơi, do khoảng nhiệt độ và áp suất của khí oxy hóa M27a về cơ bản là giống nhau.

Trong vận hành bình thường, thiết bị dẫn động C11 của thiết bị tạo năng lượng C vẫn hoạt động không tải. Lượng nhỏ hơi nước giữ cho tuabin C30 chuyển động, trong khi thiết bị phát điện không sản xuất điện. Nếu bây giờ nhu cầu điện tăng trong khoảng thời gian ngắn, hỗn hợp nhiên liệu M31, M60 được phun vào trong buồng đốt C21 và được bắt cháy với thiết bị đánh lửa (không được thể hiện). Đồng thời, lượng nước phun M40, M50 tăng lên. Tuabin C30 chạy, và máy phát điện C31 bắt đầu hoạt động.

Thiết bị dẫn động C11 cũng có hoạt động cố định, ví dụ, tại công suất từ 10% đến 50% của thiết bị phát điện phụ tải nền AF. Khi nhu cầu điện tăng lên, thiết bị C có thể được đưa tới công suất tối đa trong khoảng thời gian rất ngắn, ví dụ, 500% công suất thiết bị phát điện phụ tải nền AF. Dây chuyền Z theo sáng chế do đó có thể đáp ứng tổng lượng điện kịp thời trong khoảng rộng. Thiết bị tạo năng lượng phụ tải đỉnh C cũng có thể có nhiều buồng đốt C21 và/hoặc thiết bị tuabin C30.

Kết cấu môđun của thiết bị

Theo phương án đặc biệt có lợi của dây chuyền theo sáng chế, các bộ phận riêng lẻ của thiết bị được định kích thước và được tạo kết cấu theo cách để chúng có thể được tháo rời một cách hiệu quả thành các môđun riêng lẻ, mà có thể được vận chuyển bằng xe tải, và sau đó có thể được lắp ráp lại. Đặc biệt có lợi là sự định kích thước tối đa của các môđun mà cho phép sự vận chuyển không cần các thiết bị vận chuyển đặc biệt.

Thiết bị môđun này theo sáng chế có ưu điểm ở chỗ nó cũng có thể chỉ được cài đặt tạm thời, ví dụ trong khoảng thời gian vận hành chỉ vài năm hoặc thậm chí vài tháng. Ngay khi nhu cầu không còn, nó có thể được tháo dỡ và lắp đặt tại địa điểm mới. Thiết bị này đặc biệt hữu ích, ví dụ, trong ngành khai thác mỏ, khi ở trong các khu vực khai thác mỏ xa xôi trong thời gian ngắn, cơ sở hạ tầng năng lượng tương đối lớn phải được lắp đặt, điều này không còn cần tại thời điểm cuối hoạt động khai thác mỏ. Ví dụ, thiết bị tận dụng của dây chuyền theo sáng chế có thể được sử dụng, ví dụ, để sản xuất nhiên liệu diesel từ sinh khối được phát triển tại chỗ và vật liệu thải cacbon, cho thiết

bị giai thông và máy phát điện của sự khai thác lộ thiên xa xôi, và/hoặc điện năng để vận hành cơ sở hạ tầng.

Các dây chuyền theo sáng chế đặc biệt thích hợp cho kết cấu môđun. Cụ thể, các lò phản ứng của giai đoạn xử lý thứ nhất và thứ hai có thể được kết cấu là các lò phản ứng thẳng đứng, có tiết diện tương đối nhỏ mà không làm giảm năng suất. Lò phản ứng được kéo dài tương ứng theo chiều dài. Lò phản ứng có thể lắp ghép theo chiều dài của nhiều môđun bằng mặt bích với nhau. Lò phản ứng tổng hợp có thể được tăng thêm quy mô bằng cách sử dụng nhiều lò phản ứng song song.

Nhiều phương án khác nhau đã được thể hiện và mô tả ở trên. Tuy nhiên, rõ ràng đối với người có trình độ trong lĩnh vực rằng nhiều phương án thay đổi và cải biến có thể được thực hiện mà không nằm ngoài nguyên tắc của sáng chế.

Danh mục các ký hiệu

Z	Dây chuyền sản xuất năng lượng và hydrocacbon và các sản phẩm khác không phát sinh khí thải bằng cách sử dụng nguyên liệu chứa cacbon
A	Thiết bị tận dụng
AB	Bộ phận tận dụng
AC, AD, AE	Các bộ phận phụ của giai đoạn xử lý thứ nhất, thứ hai và thứ ba của bộ phận chu trình
A11	Khóa áp lực
A13	Lò phản ứng nhiệt phân, lò phản ứng chịu áp thứ nhất
A14	Phần thân chịu áp
A15	Ghi lò động
A16, A17	Thiết bị gia nhiệt
A21	Lò phản ứng khí hóa, lò phản ứng chịu áp thứ hai
A22	Phần thân chịu áp
A23	Ghi lò động
A24	Lò phản ứng chịu áp chung của giai đoạn xử lý thứ nhất và thứ hai
A25	Buồng thứ nhất
A26	Buồng thứ hai
A27	Vách phân chia
A28	Khóa áp lực
A31	Lò phản ứng Fischer-Tropsch, lò phản ứng tổng hợp
A32	Thiết bị làm mát giai đoạn tổng hợp, nồi hơi trong chu trình hơi nước của bộ phận tạo năng lượng AF
A41, A42, A43	Máy nén

A44, A45, A46	Bộ trao đổi nhiệt, bộ quá nhiệt của chu trình hơi nước của bộ phận tạo năng lượng AF
A47	Thiết bị tách xyclon
A48	Giảm áp suất
A49, A50, A51, A52	Van đóng
A53	Van một chiều
AF	Bộ phận tạo năng lượng của thiết bị tận dụng, bộ phận của thiết bị để tạo năng lượng phụ tải nên không phát thải
A61	Thiết bị dẫn động
A62	Tuabin hơi nước
A63	Thiết bị ngưng tụ, thiết bị ngưng tụ tiết kiệm
A64	Thiết bị phát điện
A65	Chu trình làm lạnh bên ngoài
A66	Bơm
AG	Bộ xả, bộ phận của thiết bị để xả và xử lý nguyên liệu tro và nguyên liệu còn lại
A91	Xi lô, bộ lưu trữ
AH	Bộ phận xử lý, bộ phận của thiết bị để xử lý và cung cấp nguyên liệu chứa cacbon
A92	Kho xỉ
B	thiết bị vận chuyển và lưu trữ tạm thời nhiên liệu và khí oxi hóa giữa thiết bị tận dụng và thiết bị tạo năng lượng
BA	Bộ phận lưu trữ nhiên liệu
BB	Bộ phận lưu trữ khí oxi hóa
BC	Tàu thủy, xe lửa, đường ống dẫn, phương tiện vận chuyển
C	Thiết bị tạo năng lượng, bộ phận của thiết bị này để sản xuất năng lượng phụ tải đỉnh không có sự phát xạ bằng cách sử dụng nhiên liệu chứa cacbon từ thiết bị tận dụng
C11	Thiết bị dẫn động
C12	Bình ngưng tụ/bình ngưng tụ tiết kiệm
C13	Máy nén
C14	Chu trình làm lạnh bên ngoài
C21	Buồng đốt
C22	Xy lanh
C23	Pit-tông
C24	Thiết bị thông gió
C25	Mỏ đốt
C26	Ngọn lửa
C27	Thiết bị cấp oxy
C28	Thiết bị cấp nước
C29	Thiết bị cấp nhiên liệu
C30	Tubin
C31	Thiết bị phát điện

D	Thiết bị sản xuất và cung cấp hóa năng bên ngoài, bộ phận của thiết bị để sản xuất ra hydro
DA	Bộ phận tạo năng lượng gió
DB	Bộ phận tạo năng lượng mặt trời
DC	Bộ phận điện phân
DD	ngành sản xuất hydro
DE	bộ phận lưu trữ tạm thời
DF	bộ phận lưu trữ tạm thời
DG	Tàu, xe lửa, đường ống dẫn, phương tiện vận chuyển
E1	điện năng/cơ năng (phụ tải nền)
E2	điện năng/cơ năng (phụ tải đỉnh)
E3	điện năng được cấp
E4	nhiệt năng
P1	giai đoạn thứ nhất của chu trình
P2	giai đoạn thứ hai của chu trình
P3	giai đoạn thứ ba của chu trình
P6	Lấy nguyên liệu chứa cacbon vào
P7	Xả cặn
M10	Nguyên liệu ban đầu chứa cacbon chưa xử lý
M11, M12	Nguyên liệu ban đầu chứa cacbon
M13	Chất đốt bổ sung
M14	Nhiên liệu bổ sung
M17	Nguyên liệu còn lại đã phân loại, nguyên liệu tuần hoàn
M21	Than cốc nhiệt phân
M22	Khí nhiệt phân
M23	Phần dễ bay hơi ít của khí nhiệt phân
M24, M24a, M24b	Khí tổng hợp
M25, M25a, M25b	Khí tuần hoàn
M26	Khí còn lại
M27, M27a, M27b	Khí oxy hóa
M31	Oxy, chất oxy hóa
M32	Khí hydro
M33	Cacbon dioxit
M37	Chất xúc tác
M40	Nước, nước xử lý, nước cấp
M41	Phần ngưng tụ, nước ngưng tụ
M50	Hơi nước xử lý
M51, M52, M53,	Hơi nước trong chu trình của tuabin
M60	Sản phẩm của giai đoạn tổng hợp
M61	Sản phẩm của giai đoạn tổng hợp, nhiên liệu
M90	Cặn
M91	Xi, tro, cặn
M92	Bụi còn lại
M93	Cặn

M94	Graphit, cacbon hoạt hóa, cặn chứa cacbon
t	Thời gian
P	Công suất
P _a	Hàm nhiệt
P _b	Công suất nhiệt của thiết bị phát điện truyền thống
P _c , P _{c1} , P _{c2}	Công suất phụ tải nền
P _d	Công suất nhiệt hữu hiệu của dây chuyền theo sáng chế
P _e , P _{e1} , P _{e2}	Tổng công suất
P _f	Công suất phụ tải nền của bộ phận tạo năng lượng phụ tải nền
P _g	Công suất sản xuất nhiên liệu của thiết bị tận dụng

YÊU CẦU BẢO HỘ

1. Quy trình để tận dụng nguyên liệu cacbon (M10, M11), trong đó trong giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) nguyên liệu cacbon (M10, M11) được cấp và nhiệt phân, trong đó than cốc nhiệt phân (M21) và khí nhiệt phân (M22) được tạo thành; trong giai đoạn xử lý thứ hai (P2), than cốc nhiệt phân (M21) từ giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) được khí hóa ở nhiệt độ trên 850°C, trong đó khí tổng hợp (M24) được tạo thành, và xỉ và các cặn khác (M91, M92) được loại bỏ; và trong giai đoạn xử lý thứ ba (P3), khí tổng hợp (M24) từ giai đoạn xử lý thứ hai (P2) được chuyển hóa nhờ phương pháp tổng hợp Fischer-Tropsch hoặc phương pháp tổng hợp metanol pha lỏng thành các hydrocacbon hoặc metanol (M60, M61), mà được xả ra; trong đó ba giai đoạn xử lý (P1, P2, P3) tạo thành chu trình khép kín, khí dư (M25) từ giai đoạn xử lý thứ ba (P3) được chuyển ở dạng khí tuần hoàn vào giai đoạn xử lý thứ nhất (P1), khí nhiệt phân (M22) của giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) được chuyển vào giai đoạn xử lý thứ hai (P2), trong giai đoạn xử lý thứ hai, oxy (M31) và/hoặc hơi nước xử lý (M50) được thổi vào tầng đốt cháy được tạo ra bởi than cốc nhiệt phân (M21), trong khi đó khí nhiệt phân (M22) thổi vào pha khí phía trên tầng đốt cháy này, được tách biệt về mặt không gian so với điểm vào của oxy, khi chúng được crackinh và phá vỡ, than cốc nhiệt phân và khí nhiệt phân duy trì ở giai đoạn xử lý thứ hai trong ít nhất 2 giây, và khí tổng hợp (M24) từ giai đoạn xử lý thứ hai (P2) được dẫn vào giai đoạn xử lý thứ ba (P3).
2. Quy trình theo điểm 1, khác biệt ở chỗ, hydro (M32) được cấp.
3. Quy trình theo điểm 1, khác biệt ở chỗ, hydro (M32) được cấp trong giai đoạn xử lý thứ ba (P3).
4. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 3, khác biệt ở chỗ, cacbon dioxid (M33) được cấp.
5. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 3, khác biệt ở chỗ, cacbon dioxid (M33) được cấp trong giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) hoặc giai đoạn xử lý thứ hai (P2).

6. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, có sự giảm áp suất dọc theo chu trình.
7. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, năng lượng nhiệt cho các phản ứng nhiệt phân trong giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) được cung cấp một phần hoặc hoàn toàn bằng cách đưa trở lại phần (M24b) của khí tổng hợp nóng từ giai đoạn xử lý thứ hai (P2) vào giai đoạn xử lý thứ nhất (P1), và/hoặc bằng cách oxy hóa một phần nguyên liệu ban đầu chứa cacbon (M11) và than cốc nhiệt phân tạo thành (M21).
8. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) được thực hiện tại nhiệt độ nằm trong khoảng từ 300 đến 800°C, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 450 đến 700°C, và đặc biệt tốt hơn là nằm trong khoảng từ 500 đến 600°C.
9. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, đối với phản ứng khí hóa trong giai đoạn xử lý thứ hai (P2), oxy (M31) và/hoặc hơi nước (M50) và/hoặc cacbon dioxit (M33) được sử dụng làm tác nhân khí hóa.
10. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, trong giai đoạn xử lý thứ hai (P2), năng lượng nhiệt cần thiết cho phản ứng khí hóa được cấp một phần hoặc hoàn toàn từ bên ngoài, ví dụ bằng các thiết bị gia nhiệt và/hoặc các bộ trao đổi nhiệt; và/hoặc được tạo ra bằng cách oxy hóa một phần than cốc nhiệt phân (M21) bằng chất oxy hóa, cụ thể là oxy (M31).
11. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, giai đoạn xử lý thứ hai (P2) được tiến hành tại nhiệt độ nằm trong khoảng từ 600 đến 1600°C, tốt hơn là nằm trong khoảng từ 700 đến 1400°C, và đặc biệt tốt hơn là nằm trong khoảng từ 850 đến 1000°C.
12. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) và/hoặc giai đoạn xử lý thứ hai (P2) được tiến hành tại áp suất nằm trong khoảng từ 0,1 đến 6 MPa (1 đến 60 bar), tốt hơn là nằm trong khoảng từ 0,5 đến 2,5 MPa (5 đến 25 bar), và đặc biệt tốt hơn là nằm trong khoảng từ 1 đến 1,5 MPa (10 đến 15 bar).

13. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) và giai đoạn xử lý thứ hai (P2) được tiến hành trong cùng lò phản ứng chịu áp (A24).
14. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, quá trình chuyển hóa trong giai đoạn xử lý thứ ba (P3) được tiến hành bằng cách sử dụng phương pháp tổng hợp Fischer-Tropsch hoặc phương pháp tổng hợp metanol pha lỏng.
15. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm nêu trên, khác biệt ở chỗ, điện năng và/hoặc cơ năng (E2) được tạo ra (C11, C31) bằng cách oxy hóa các hydrocarbon và các sản phẩm rắn, lỏng và/hoặc khí khác (M61) của giai đoạn xử lý thứ ba (P3), thành khí oxy hóa (M27) về cơ bản gồm cacbon dioxit và nước.
16. Quy trình theo điểm 15, khác biệt ở chỗ, oxy tinh khiết (M31) được sử dụng làm chất oxy hóa.
17. Quy trình theo điểm 15 hoặc 16, khác biệt ở chỗ, nước được ngưng tụ khỏi và/hoặc tách khỏi các khí oxy hóa (M27).
18. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 15 đến 17, khác biệt ở chỗ, ít nhất một phần các khí oxy hóa (M27) được nạp trở lại vào giai đoạn xử lý thứ nhất (P1) và/hoặc giai đoạn xử lý thứ hai (P2) và/hoặc giai đoạn xử lý thứ ba (P3) của quy trình tận dụng này.
19. Quy trình theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 1 đến 18, khác biệt ở chỗ, điện năng và/hoặc cơ năng (E1) được tạo ra bằng cách làm mát khí tổng hợp (M24) trong bộ trao đổi nhiệt (A44, A46), trong đó hơi nước quá nhiệt (M50, M50, M51, M52) và/hoặc khí nóng khác được tạo thành, từ đó điện năng và/hoặc cơ năng (E1) được tạo ra bằng cách sử dụng động cơ nhiệt (A62), tốt hơn là tuabin hơi nước.
20. Dây chuyền (Z) để tận dụng nguyên liệu cacbon (M10, M11), với thiết bị tận dụng (A) bao gồm bộ phận tận dụng (AB) với bộ phận phụ thứ nhất (AC, P1) để thực hiện nhiệt phân nguyên liệu cacbon (M11), tạo ra than cốc nhiệt phân (M21) và khí nhiệt phân (M22); bộ phận phụ thứ hai (AD, P2) để thực hiện khí hóa than cốc nhiệt phân (M21) trong tầng đốt cháy, ở nhiệt độ trên 850°C, tạo ra khí tổng hợp

- (M24) và cặn (M91, M92, M93, M94); và bộ phận phụ thứ ba (AE, P3) để thực hiện chuyển hóa khí tổng hợp (M24) thành các hydrocacbon hoặc metanol (M60, M61) bằng phương pháp tổng hợp Fischer-Tropsch hoặc phương pháp tổng hợp metanol pha lỏng; khác biệt ở chỗ, cả ba bộ phận phụ (AC, AD, AE) của bộ phận tận dụng (AB) được đóng kín và tạo thành chu trình về cơ bản khép kín; ống vận chuyển khí nhiệt phân (M22) nối bộ phận phụ thứ nhất (AC, P1) với bộ phận phụ thứ hai (AD, P2) sao cho điểm mà khí nhiệt phân đi vào bộ phận phụ thứ hai ở phía trên tầng đốt cháy của than cốc nhiệt phân, các phương tiện được bố trí sao cho thổi oxy (M31) vào tầng đốt cháy, tách biệt về mặt không gian với điểm đi vào của khí nhiệt phân; ống vận chuyển khí tổng hợp (M24) nối bộ phận phụ thứ hai (AD, P2) với bộ phận phụ thứ ba (AE, P3); và ống vận chuyển khí tuần hoàn (M25) nối bộ phận phụ thứ ba (AE, P3) với bộ phận phụ thứ nhất (AC, P1).
21. Dây chuyền theo điểm 20, khác biệt ở chỗ, ít nhất một máy nén (A41, A42, A43) được bố trí trên ít nhất một trong số các ống vận chuyển của bộ phận tận dụng (AB).
 22. Dây chuyền theo điểm 20 hoặc 21, khác biệt ở chỗ, mỗi bộ phận phụ (AC, AD, AE) của bộ phận tận dụng (AB) bao gồm một hoặc nhiều lò phản ứng chịu áp (A14, A22, A24).
 23. Dây chuyền theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 20 đến 22, khác biệt ở chỗ, bộ phận phụ thứ nhất (AC) và bộ phận phụ thứ hai (AD) của bộ phận tận dụng (AB) bao gồm lò phản ứng chịu áp chung (A24).
 24. Dây chuyền theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 20 đến 23, khác biệt ở chỗ, bộ phận phụ thứ ba (P3, AE) của bộ phận tận dụng (AB) bao gồm giai đoạn tổng hợp Fischer-Tropsch, và/hoặc giai đoạn tổng hợp metanol pha lỏng.
 25. Dây chuyền theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 20 đến 24, được đặc trưng bởi thiết bị tạo năng lượng (C) mà được bố trí để tạo ra điện năng và/hoặc cơ năng (E2) và/hoặc nhiệt năng bằng cách sử dụng các hydrocacbon và/hoặc các sản phẩm khác từ thiết bị tận dụng (A) làm nhiên liệu (M61).

26. Dây chuyền theo điểm 25, khác biệt ở chỗ, thiết bị tạo năng lượng (C) được bố trí bao gồm thiết bị dẫn động (C11) để tạo ra (C31) điện năng và/hoặc cơ năng (E2) từ nhiên liệu (M61), trong đó thiết bị dẫn động (C11) thu năng lượng cần thiết để vận hành từ quá trình oxy hóa nhiên liệu (M61) thành khí oxy hóa (M27) về cơ bản bao gồm cacbon dioxit và nước, và bao gồm thiết bị để nén (C13) và/hoặc ngưng tụ (C12) khí oxy hóa (M27).
27. Dây chuyền theo điểm 26, khác biệt ở chỗ, thiết bị dẫn động (C11) của thiết bị tạo năng lượng (C) có thể được vận hành với oxy tinh khiết (M31) làm chất oxy hóa.
28. Dây chuyền theo điểm 26 hoặc 27, khác biệt ở chỗ, thiết bị dẫn động (C11) của thiết bị tạo năng lượng (C) bao gồm bộ trao đổi nhiệt (C12) để làm mát dòng khí oxy hóa (M27), ở phía trước và/hoặc phía sau của thiết bị (C13) để nén và/hoặc ngưng tụ khí oxy hóa (M27).
29. Dây chuyền theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 26 đến 28, khác biệt ở chỗ, thiết bị dẫn động (C11) của thiết bị tạo năng lượng (C) bao gồm thiết bị để ngưng tụ và/hoặc tách nước (M41) từ khí oxy hóa (M27).
30. Dây chuyền theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 26 đến 29, khác biệt ở chỗ, thiết bị dẫn động (C11) của thiết bị tạo năng lượng (C) được bố trí bộ phận lưu trữ (BB) để thu gom khí oxy hóa (M27), hoặc khí dư (M26) sau khi nén và/hoặc ngưng tụ khí oxy hóa (M27) một cách tương ứng.
31. Dây chuyền theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 26 đến 30, khác biệt ở chỗ, thiết bị dẫn động (C11) của thiết bị tạo năng lượng (C) là động cơ đốt, với ít nhất một buồng đốt (C21) để đốt cháy nhiên liệu lỏng hoặc khí (M61) bằng oxy (M31), với các phương tiện (C21, C30) để chuyển hóa áp suất khí hoặc thể tích khí tạo thành thành công cơ học, với thiết bị nạp (C27) để nạp oxy (M31) vào buồng đốt (C21), và với thiết bị thông gió (C24) để loại bỏ các khí oxy hóa (M27) từ buồng đốt (C21).
32. Dây chuyền theo điểm 31, khác biệt ở chỗ, thiết bị dẫn động (C11) của thiết bị tạo năng lượng (C) được bố trí bao gồm thiết bị nạp (C28) để nạp nước (M40) và/hoặc

hơi nước (M50) vào trong buồng đốt (C21), và/hoặc vào dòng khí oxy hóa (M27) sau khi đi ra từ buồng đốt (C21).

33. Dây chuyền theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 20 đến 32, khác biệt ở chỗ thiết bị tận dụng (A) bao gồm bộ phận tạo năng lượng (AF) để sản xuất điện năng và/hoặc cơ năng (E1), với ít nhất một thiết bị dẫn động (A61) để tạo ra (A64) điện năng và/hoặc cơ năng (E1) từ hơi nước (M50, M50, M51, M52) và/hoặc các khí nóng khác mà đã được tạo ra hoặc được đốt nóng quá nhiệt trong bộ phận tận dụng (AB).
34. Dây chuyền theo điểm 33, khác biệt ở chỗ, bộ phận tạo năng lượng (AF) của thiết bị tận dụng (A) bao gồm thiết bị dẫn động (A61) để tạo ra (A64) điện năng và/hoặc cơ năng (E1) từ hơi nước (M50, M50, M51, M52) hoặc các khí nóng khác mà đã được tạo ra hoặc được đốt nóng quá nhiệt trong bộ phận tận dụng (AB); và khác biệt ở chỗ, trong chu trình của bộ phận tận dụng (AB) ít nhất một bộ trao đổi nhiệt (A44, A45, A32) được bố trí để gia nhiệt hơi nước (M51, M52) và/hoặc các khí khác, và/hoặc để tạo ra hơi nước (M50).
35. Dây chuyền theo điểm bất kỳ trong số các điểm từ 20 đến 34, được đặc trưng bởi thiết bị (D) để sản xuất hydro (M32), và phương tiện để cấp hydro vào bộ phận tận dụng (AB).

Fig. 1

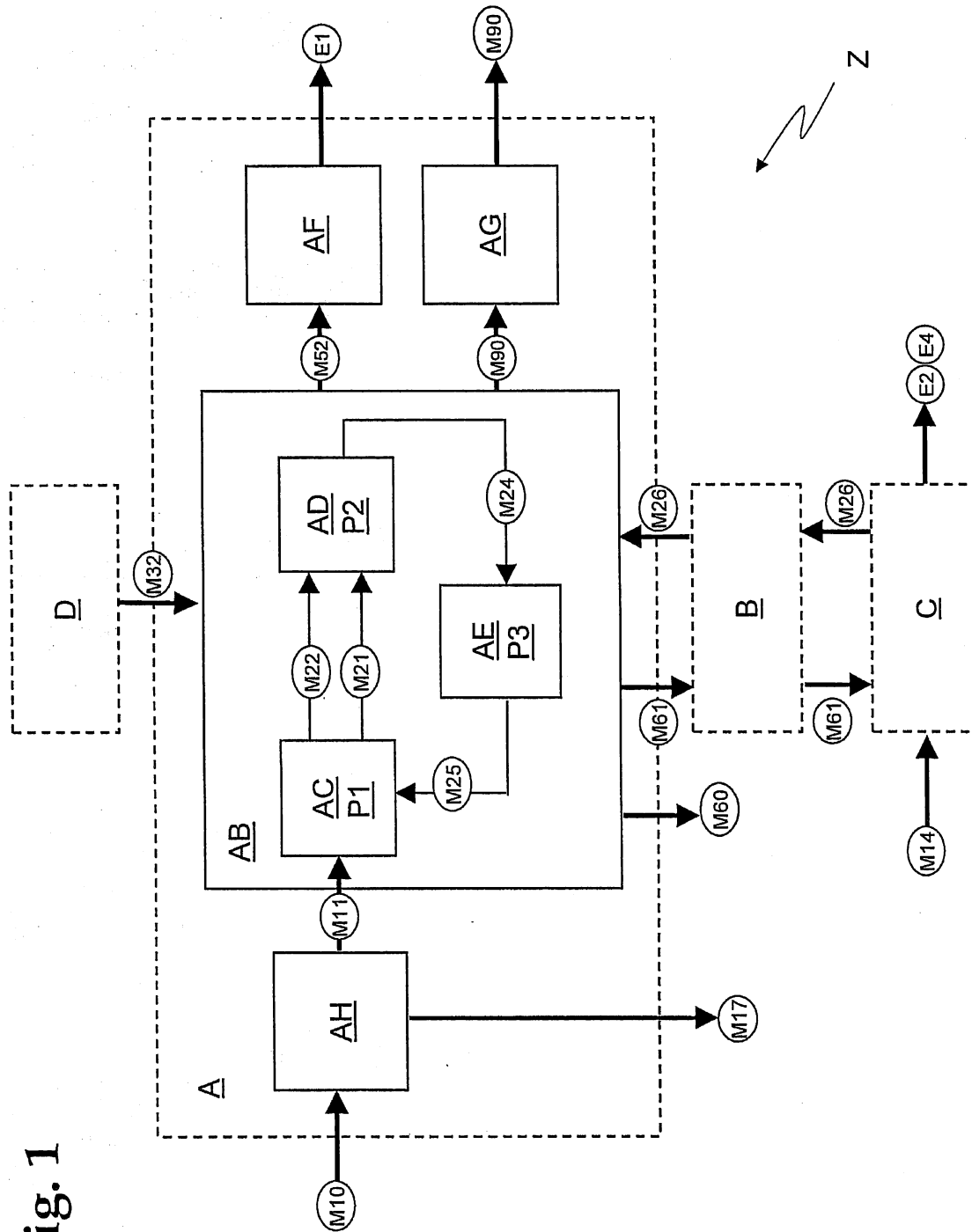


Fig. 2

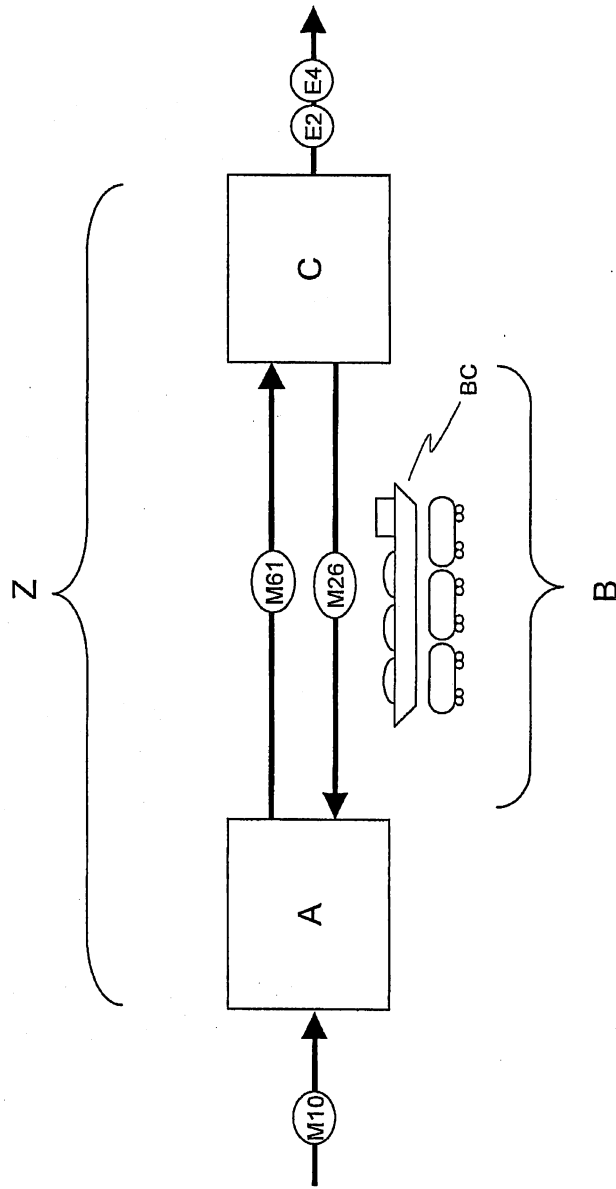


Fig. 3

A

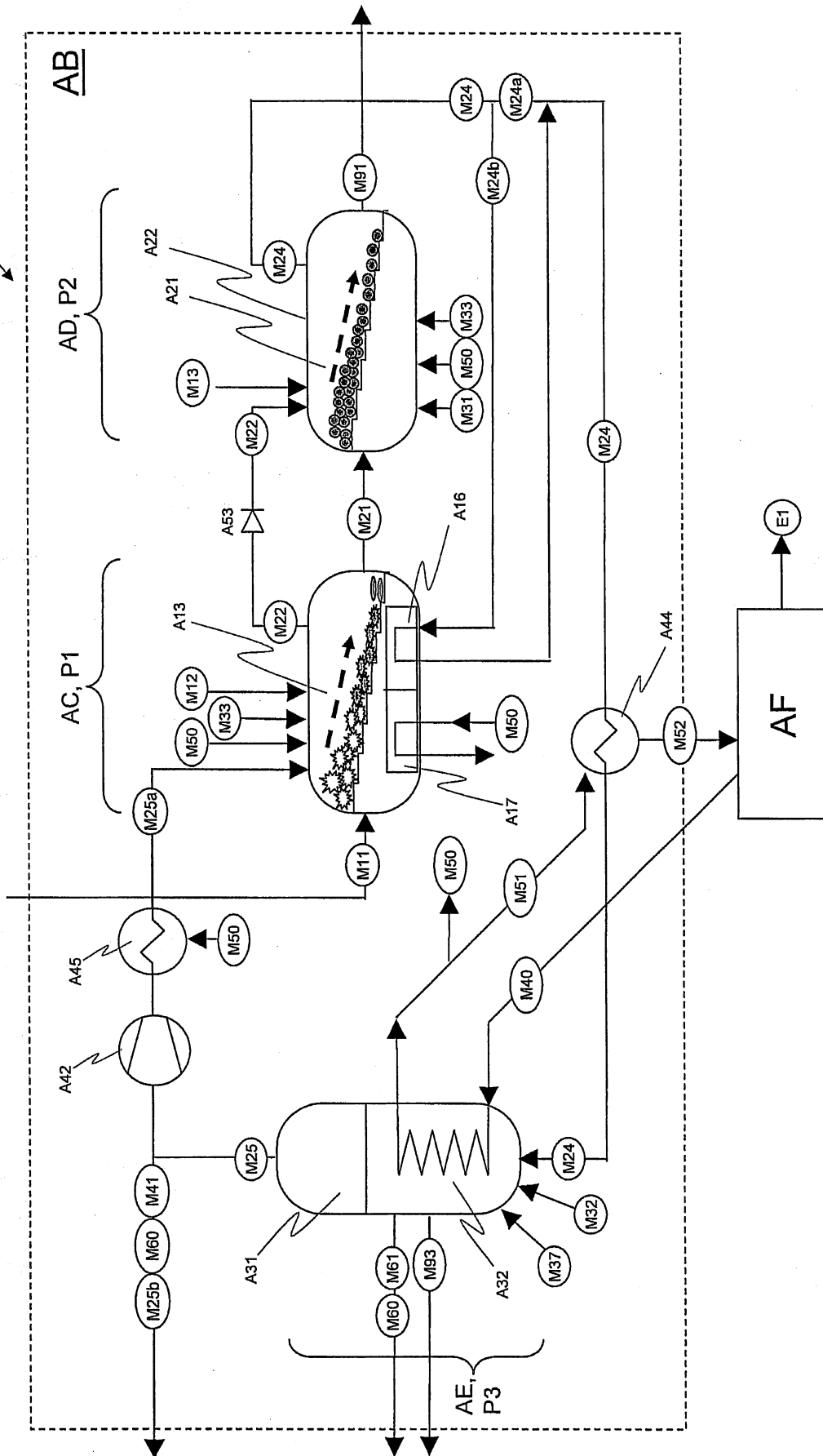


Fig. 3A

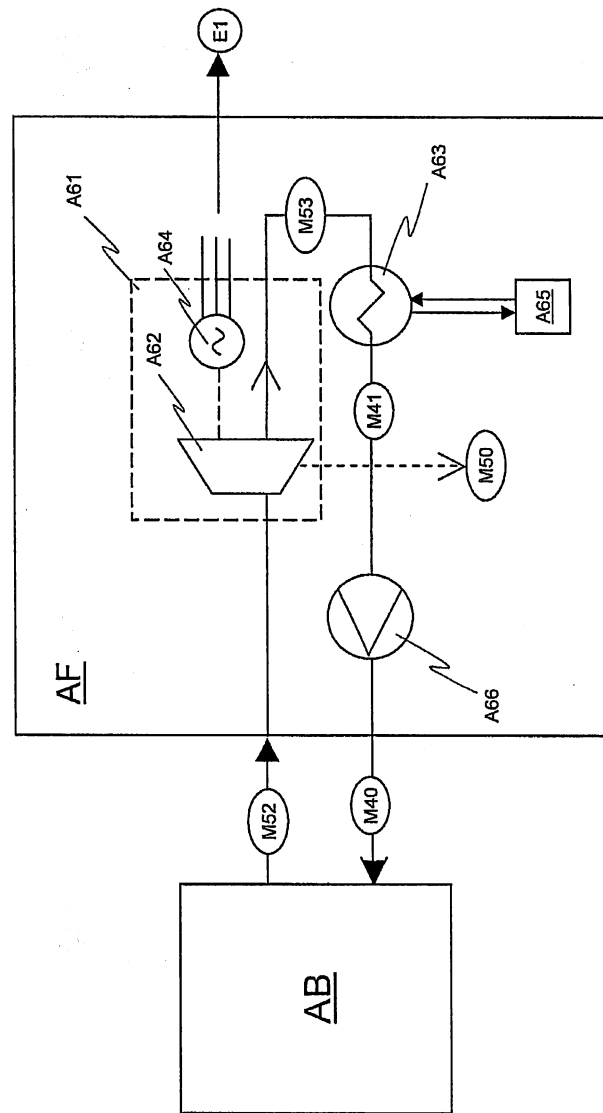


Fig. 4

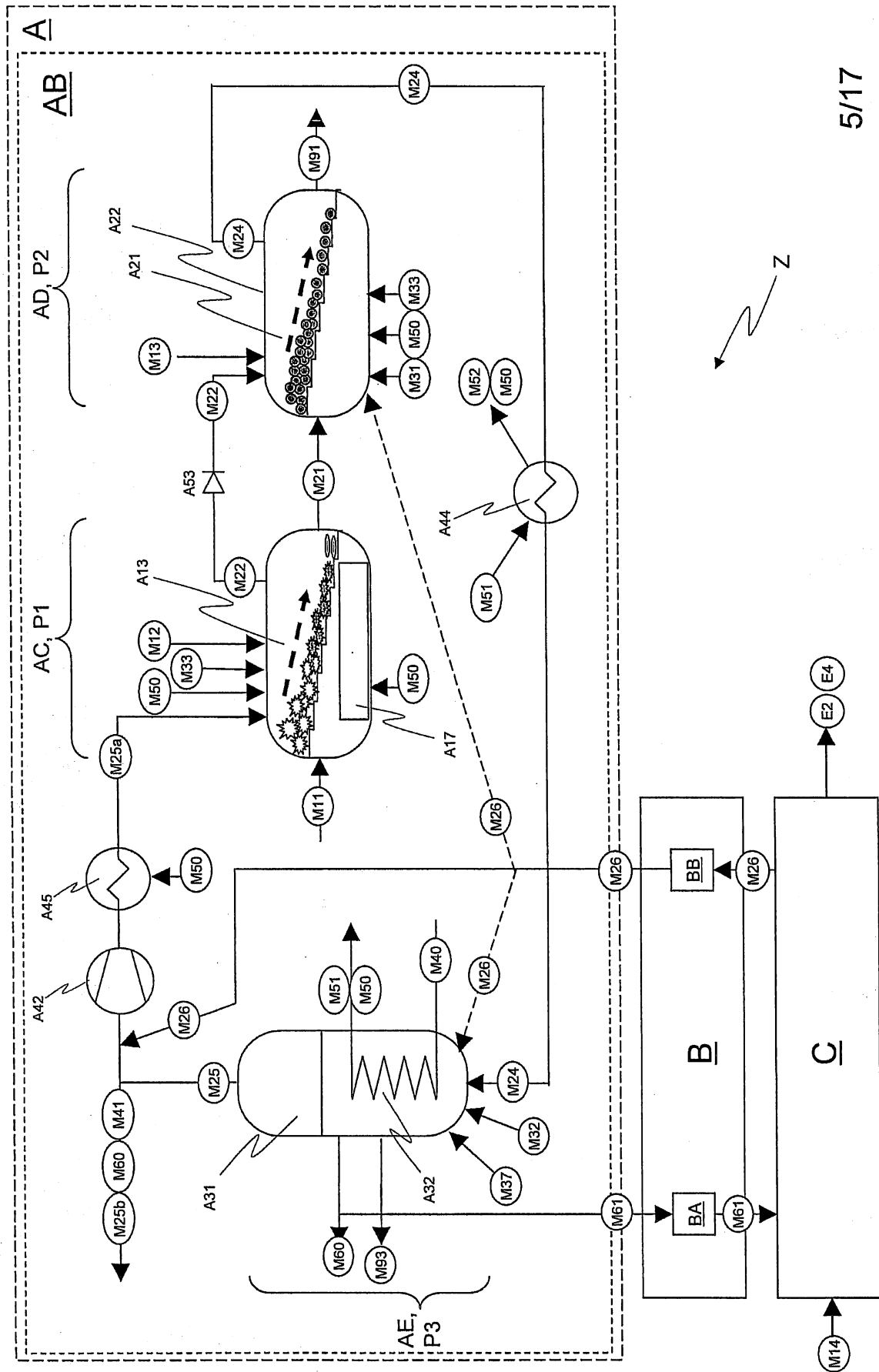


Fig. 4A

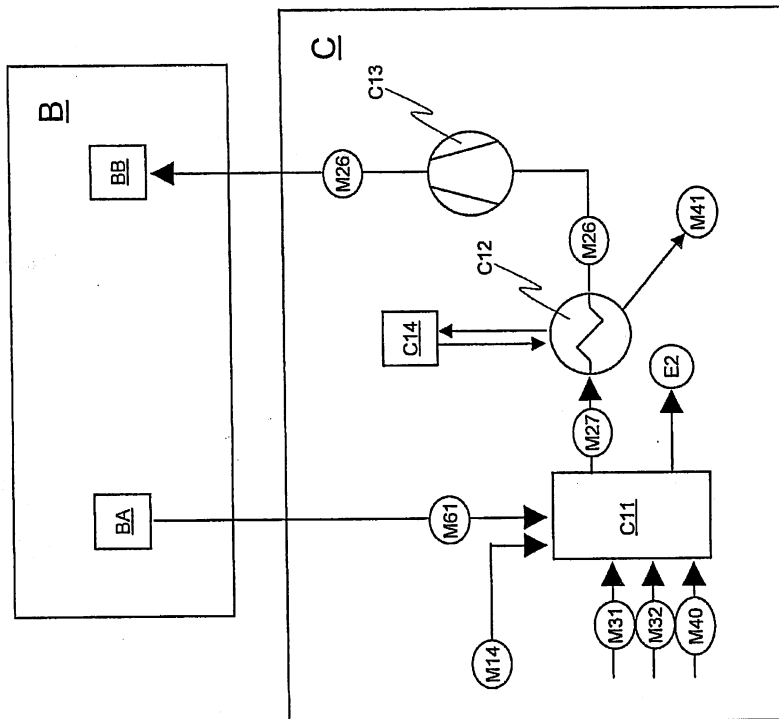


Fig. 5

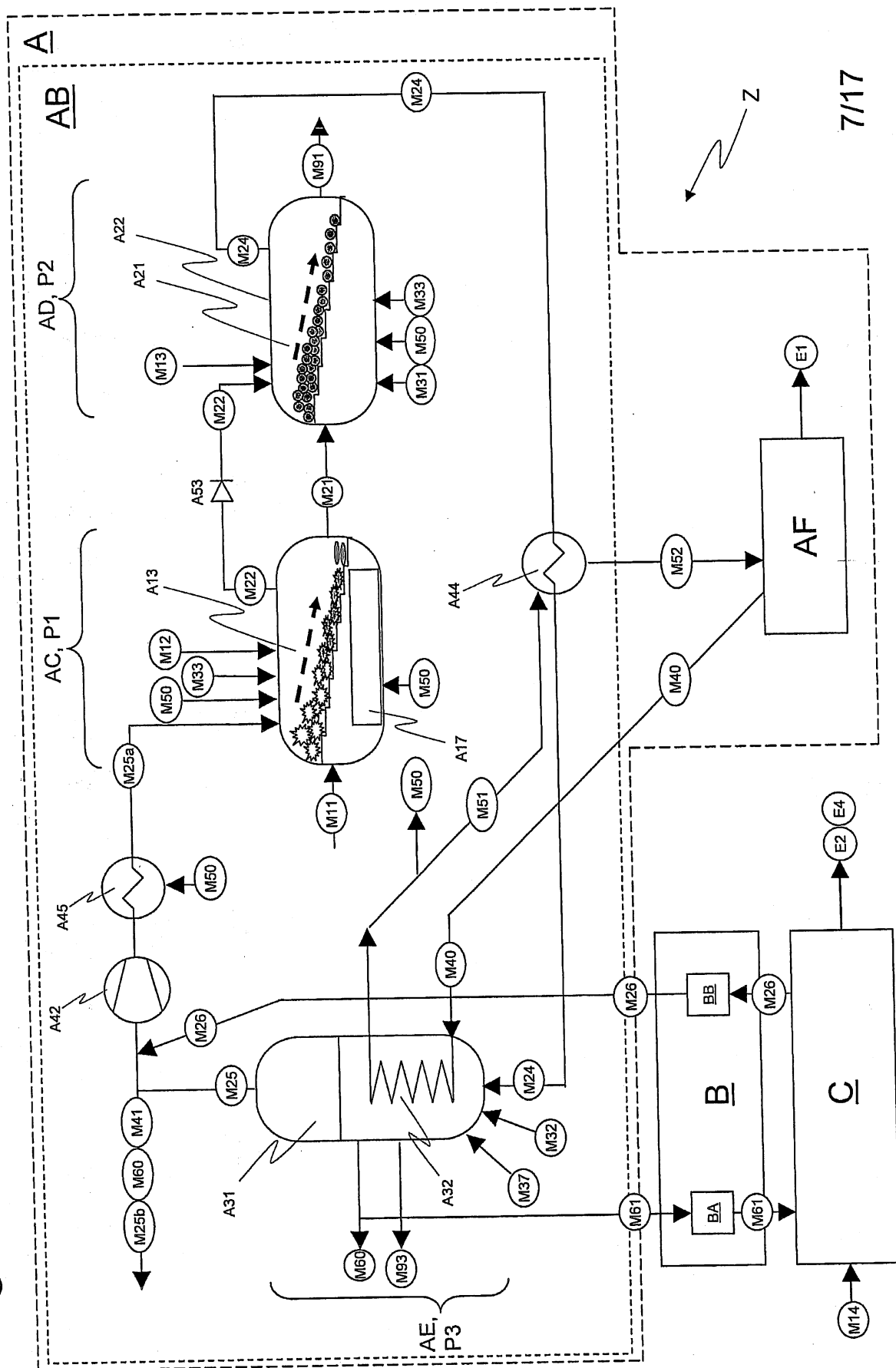


Fig. 6
(a)

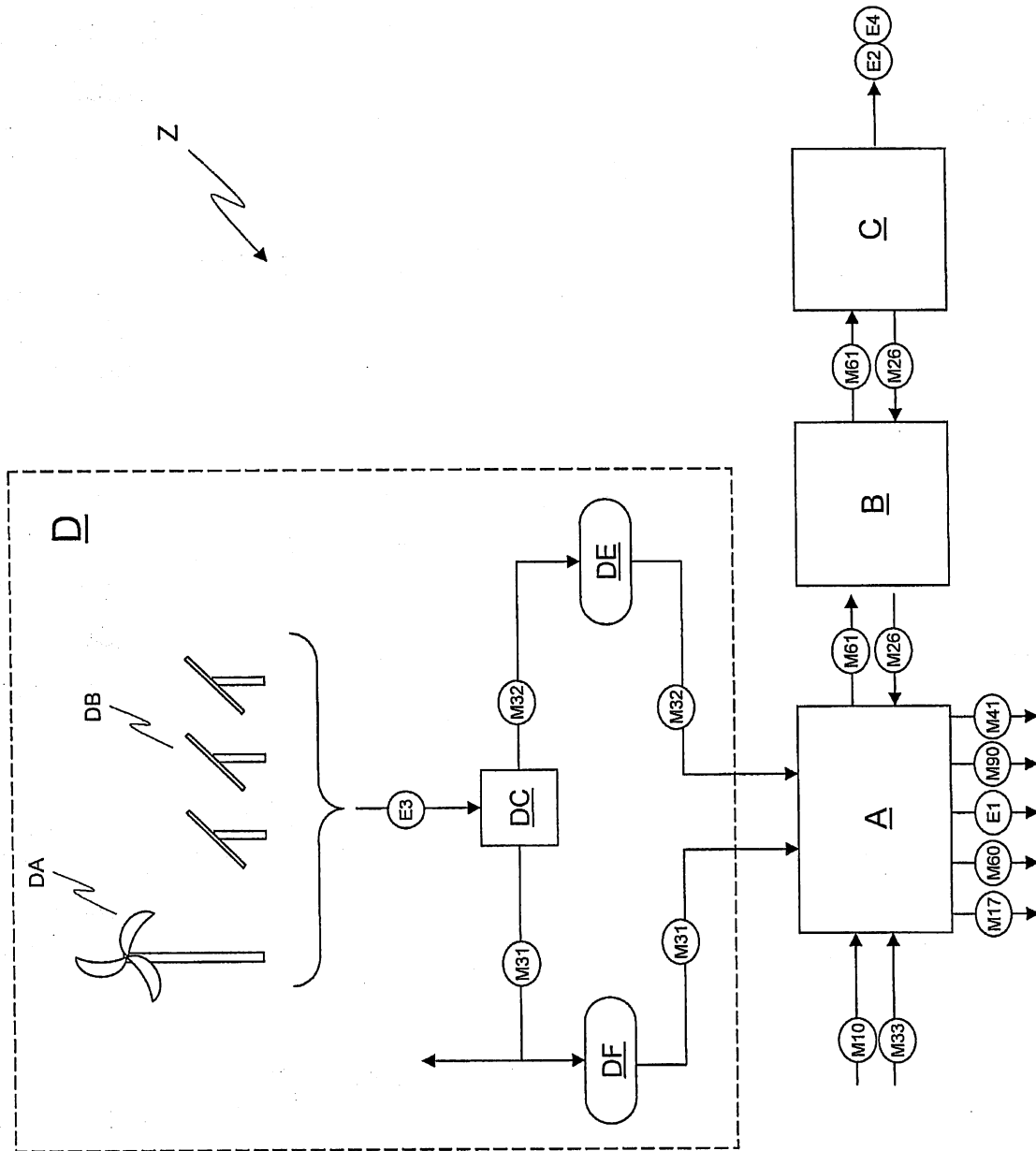
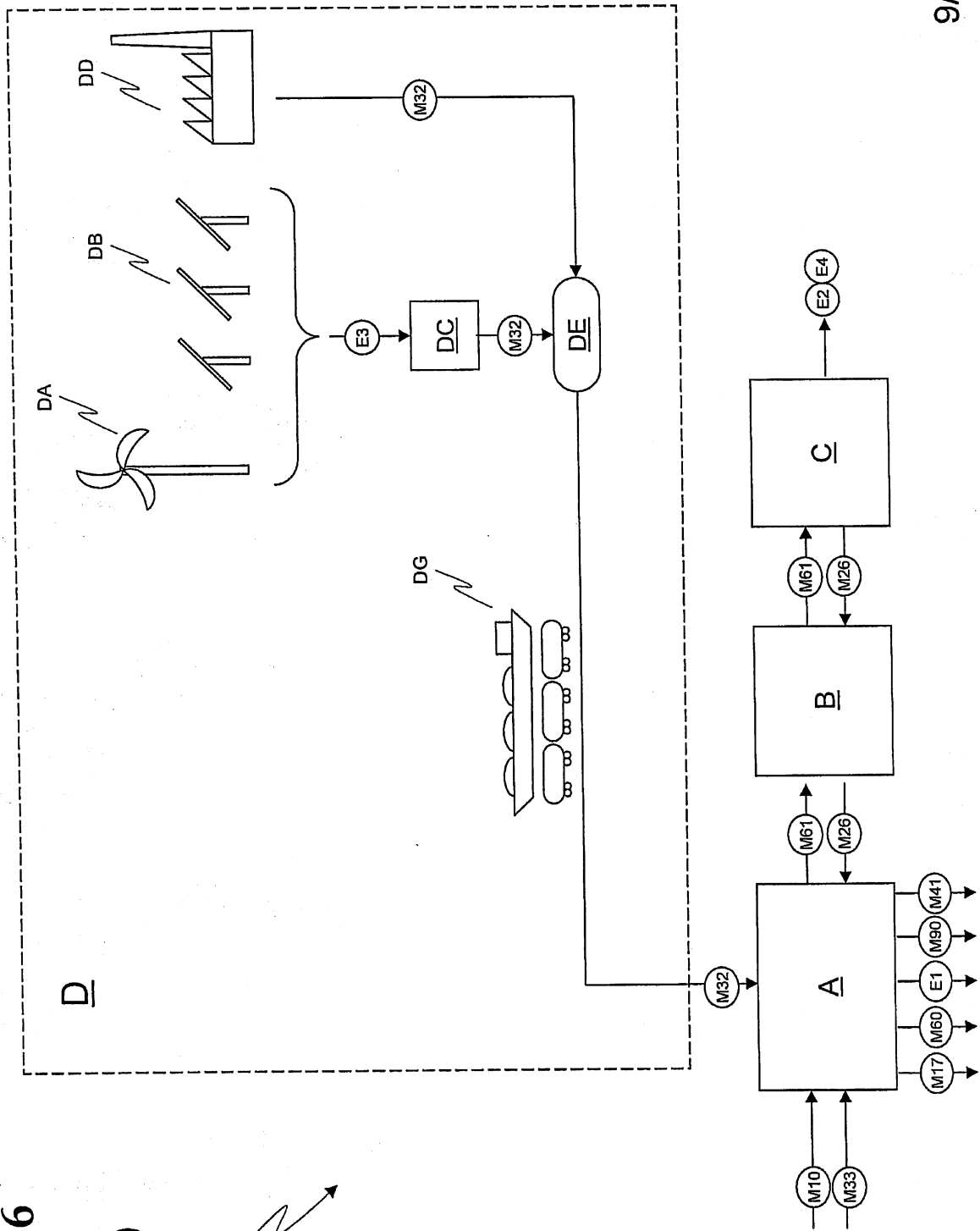


Fig. 6

(b)



9/17

Fig. 7

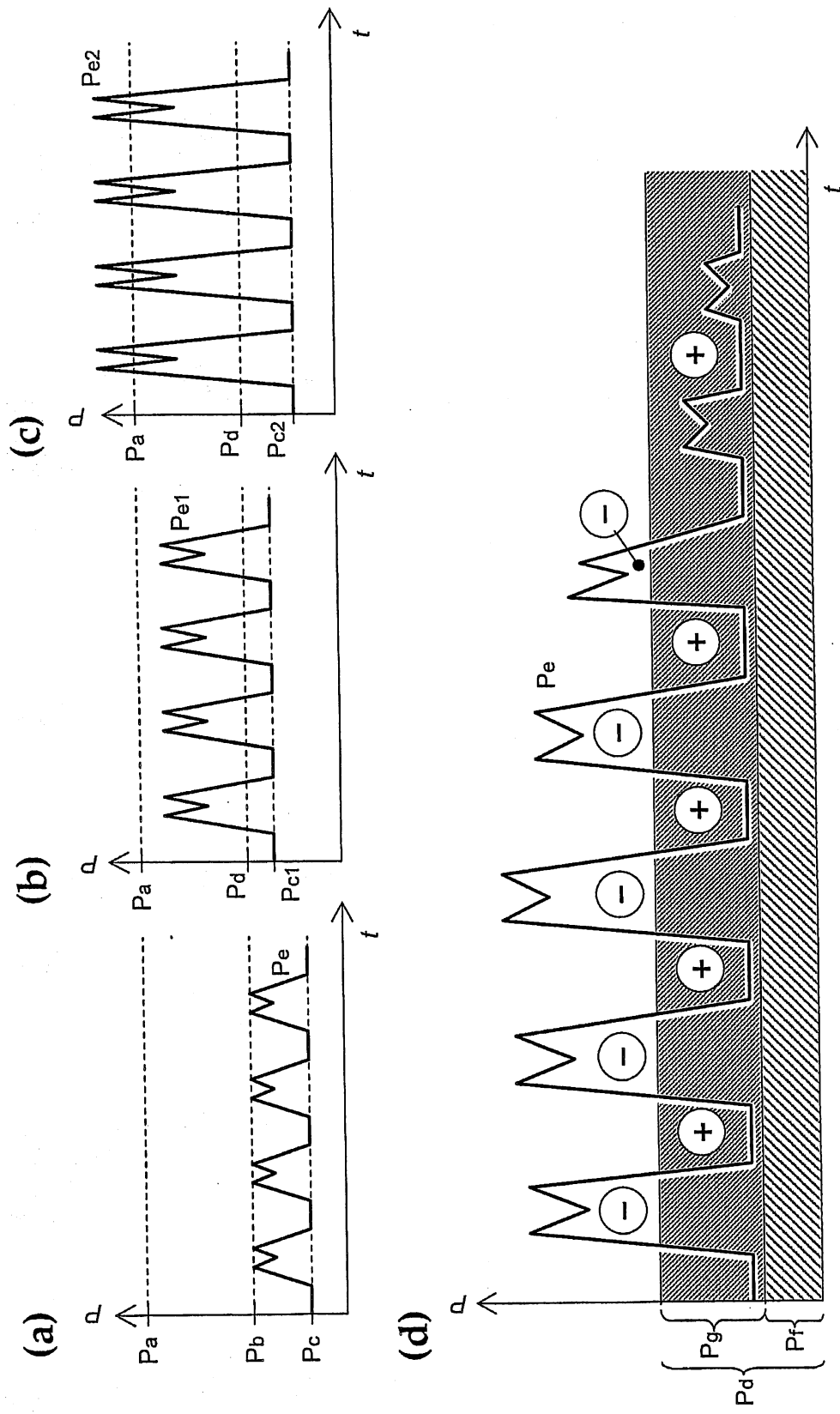


Fig. 8

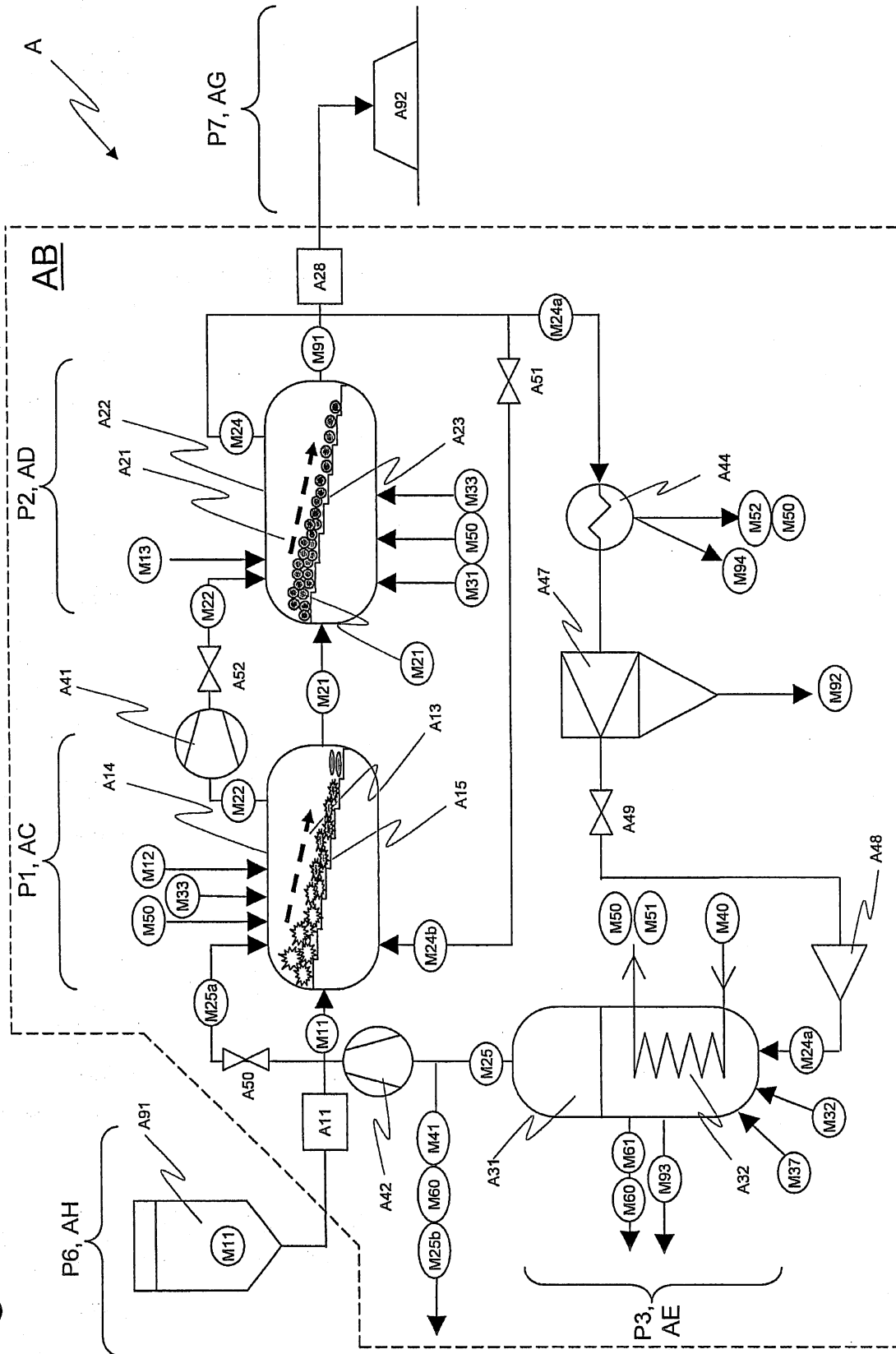


Fig. 10

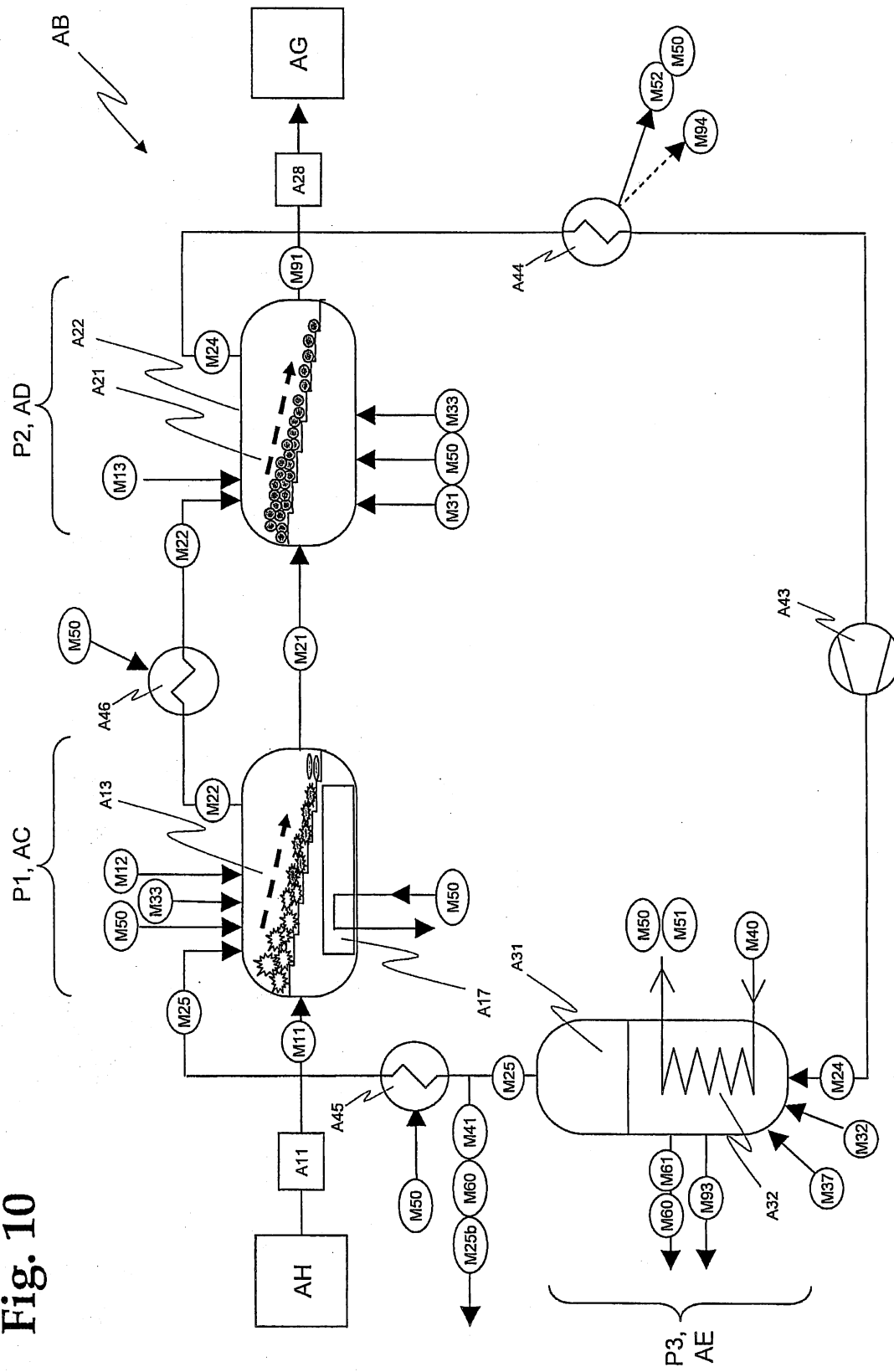


Fig. 11

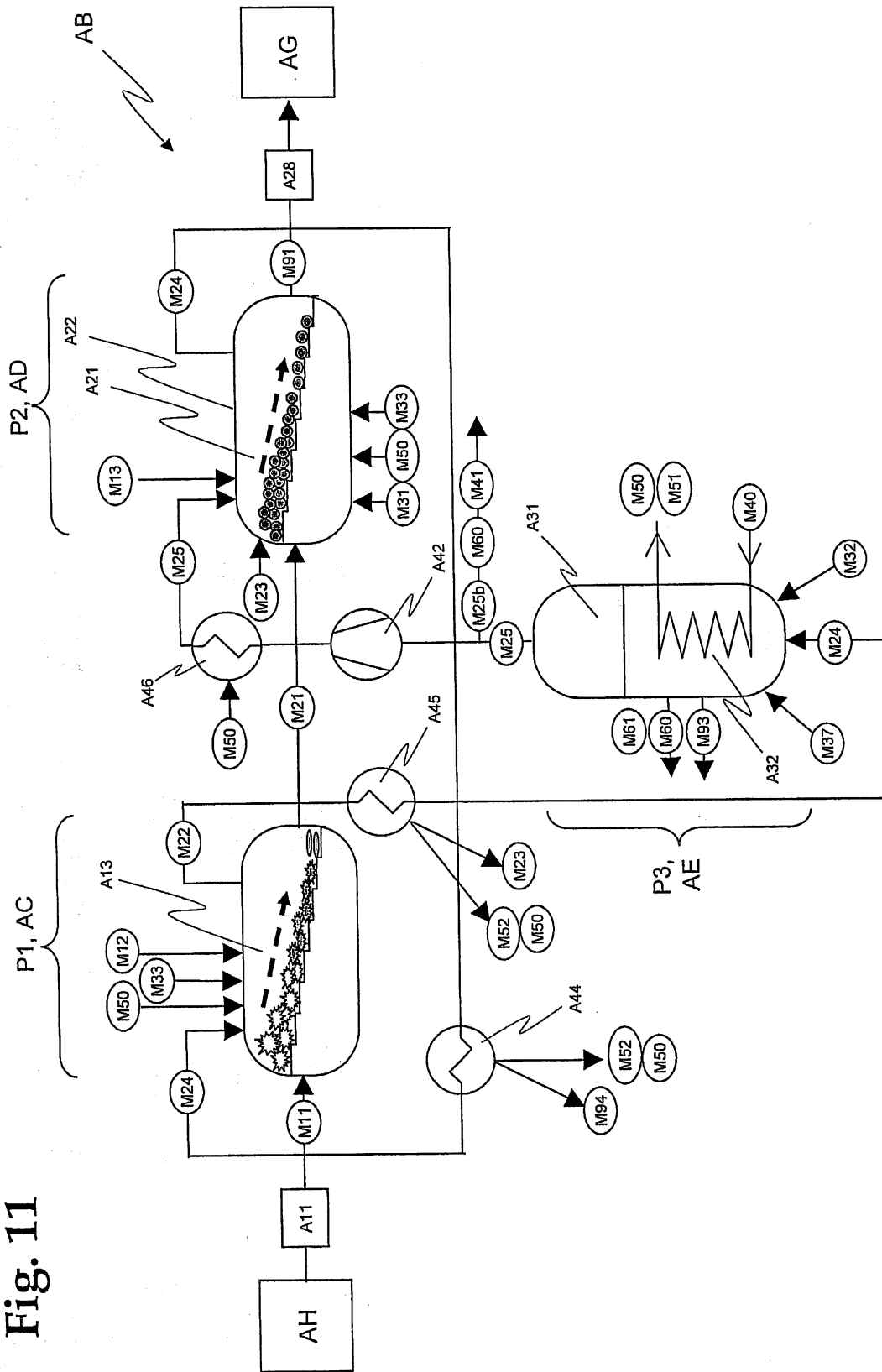


Fig. 14

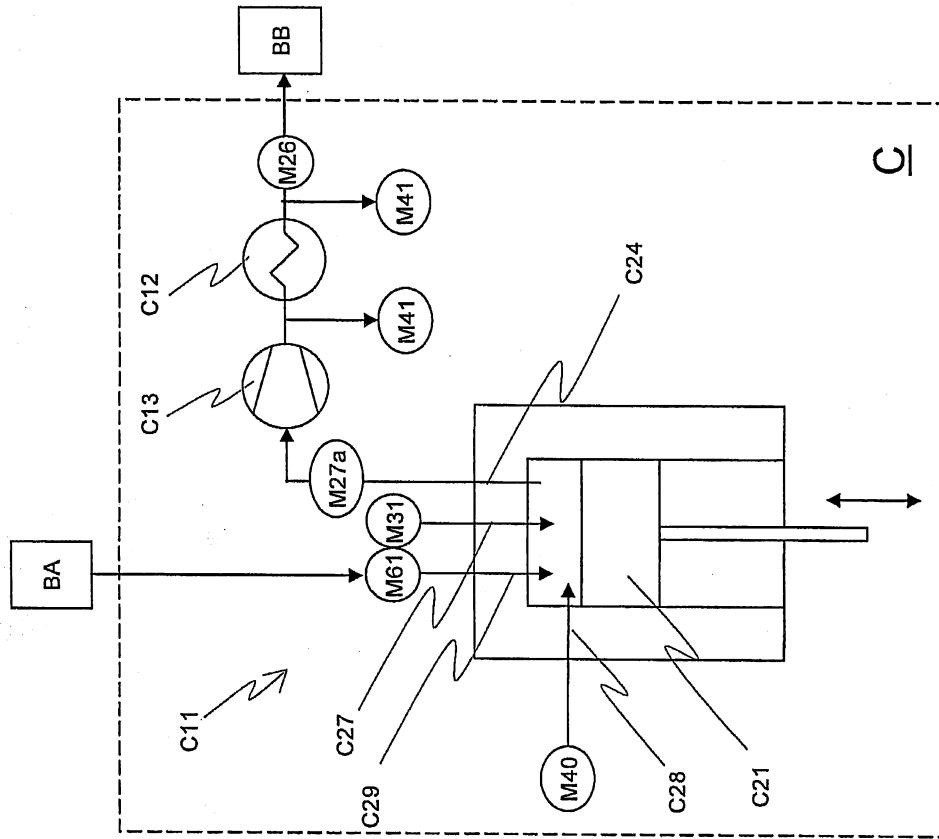


Fig. 13

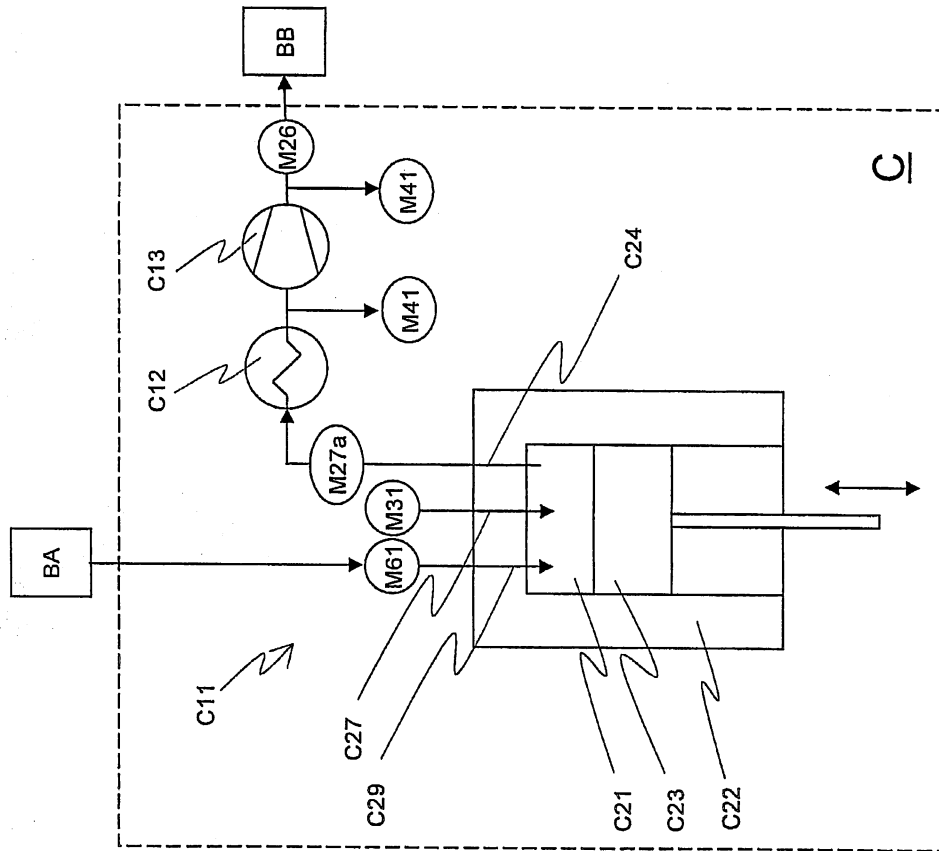


Fig. 15

