



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102186767 A

(43) 申请公布日 2011.09.14

(21) 申请号 200980133935.4

代理人 武晶晶 郑霞

(22) 申请日 2009.07.01

(51) Int. Cl.

(30) 优先权数据

61/133,596 2008.07.01 US

C01B 3/02 (2006.01)

61/201,464 2008.12.10 US

C10J 3/00 (2006.01)

(85) PCT申请进入国家阶段日

2011.02.28

(86) PCT申请的申请数据

PCT/US2009/003934 2009.07.01

(87) PCT申请的公布数据

W02010/002469 EN 2010.01.07

(71) 申请人 詹姆斯·查尔斯·朱拉尼奇

地址 美国威斯康星州

(72) 发明人 詹姆斯·查尔斯·朱拉尼奇

(74) 专利代理机构 北京安信方达知识产权代理有限公司 11262

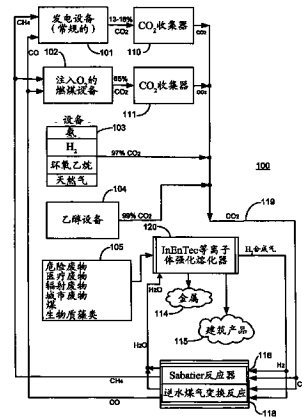
权利要求书 3 页 说明书 7 页 附图 3 页

(54) 发明名称

以能量高效率的方式循环和再燃烧二氧化碳

(57) 摘要

一种用于把二氧化碳转化成待在工业过程中再燃烧的燃料的系统。优选的原料取自大体积二氧化碳制造者和城市废物。反应和工艺回收城市废物和工业废气中的损失的能量。系统设置有等离子体熔化器，等离子体熔化器具有用于接收进料燃料的原料输入部和用于生产具有H<sub>2</sub>组分的合成气的合成气输出部。此外，设置 Sabatier 反应器，Sabatier 反应器具有用于接收由等离子体熔化器生产的H<sub>2</sub>组分的至少一部分的氢气输入部和用于生产 CH<sub>4</sub>的甲烷输出部。工艺具有大的负碳足迹。



1. 一种用于回收二氧化碳的系统,所述系统包括:  
等离子体熔化器,其具有用于接收进料燃料的原料输入部和用于生产具有 H<sub>2</sub> 组分的合成气的合成气输出部;以及  
Sabatier 反应器,其具有用于接收由所述等离子体熔化器生产的所述 H<sub>2</sub> 组分的至少一部分的氢气输入部和用于生产 CH<sub>4</sub> 的甲烷输出部。
2. 如权利要求 1 所述的系统,其中,提供了发电设备,所述发电设备具有甲烷输入部和二氧化碳输出部,并且还提供了甲烷输送系统,所述甲烷输送系统用于把所述 CH<sub>4</sub> 输送到所述发电设备的甲烷输入部。
3. 如权利要求 2 所述的系统,其中所述发电设备是常规的发电设备。
4. 如权利要求 2 所述的系统,其中所述发电设备是注入 O<sub>2</sub> 的发电设备。
5. 如权利要求 2 所述的系统,其中还提供了 CO<sub>2</sub> 收集器,所述 CO<sub>2</sub> 收集器耦合到所述发电设备的二氧化碳输出部。
6. 如权利要求 1 所述的系统,其中所述 Sabatier 反应器设置有二氧化碳输入部,并且布置成在所述二氧化碳输入部处接收来自常规的发电设备、注入 O<sub>2</sub> 的发电设备、氨设备、H<sub>2</sub> 设备、环氧乙烷设备、天然气设备和乙醇设备的任何组合的 CO<sub>2</sub>。
7. 如权利要求 1 所述的系统,其中所述等离子体熔化器布置成在其原料输入部处接收危险废物、医疗废物、辐射废物、城市废物、煤和生物质藻类的任何组合。
8. 如权利要求 1 所述的系统,其中所述等离子体熔化器为可选自 Westinghouse 等离子体熔化器和 Europlasma 等离子体熔化器中的一个。
9. 如权利要求 8 所述的系统,其中还提供了变压吸收器 (PSA),所述变压吸收器 (PSA) 具有用于接收来自所述等离子体熔化器的所述合成气的输入部和用于向所述 Sabatier 反应器提供 H<sub>2</sub> 的输出部。
10. 如权利要求 9 所述的系统,其中所述等离子体熔化器是 Westinghouse 等离子体熔化器,并且所述变压吸收器具有用于生产 CO 的一氧化碳输出部。
11. 如权利要求 10 所述的系统,其中,提供了发电设备,所述发电设备具有一氧化碳输入部,并且还提供了一氧化碳输送系统,所述一氧化碳输送系统用于把 CO 从所述 Westinghouse 等离子体熔化器输送到所述发电设备的一氧化碳输入部。
12. 如权利要求 9 所述的系统,其中所述等离子体熔化器是 Europlasma 等离子体熔化器,并且所述变压吸收器具有用于生产 CO<sub>2</sub> 的二氧化碳输出部。
13. 如权利要求 12 所述的系统,其中还提供了水煤气变换反应器,所述水煤气变换反应器布置在所述 Europlasma 等离子体熔化器和所述变压吸收器的中间,所述水煤气变换反应器用于把在所述 Europlasma 等离子体熔化器的合成气输出部处可得到的合成气转化成 CO<sub>2</sub>+H<sub>2</sub> 并且增强所述 Sabatier 反应器中的甲烷转化率。
14. 如权利要求 8 所述的系统,其中所述 Sabatier 反应器设置有用于提供工艺蒸汽的蒸汽输出部。
15. 如权利要求 8 所述的系统,其中提供了发电设备,所述发电设备具有用于排出发电设备废气的废气口,并且所述等离子体熔化器设置有用于接收所述发电设备废气的设备废气输入部。
16. 如权利要求 1 所述的系统,其中提供了吸热反应器,所述吸热反应器布置成紧密耦

合到所述 Sabatier 反应器。

17. 如权利要求 16 所述的系统,其中所述吸热反应器是逆水煤气变换反应器。

18. 如权利要求 1 所述的系统,其中提供了等离子体气化器。

19. 如权利要求 1 所述的系统,其中所述 Sabatier 反应器是泡沫 Sabatier 反应器。

20. 如权利要求 19 所述的系统,其中所述泡沫 Sabatier 反应器为可选自陶瓷泡沫 Sabatier 反应器、氧化铝泡沫 Sabatier 反应器、氧化铝泡沫 Sabatier 反应器和  $\alpha$  氧化铝泡沫 Sabatier 反应器中的一个。

21. 一种用于回收二氧化碳的系统,所述系统包括:

设备,其在二氧化碳输出部处提供  $\text{CO}_2$ ;

等离子体熔化器,其具有用于接收进料燃料的原料输入部和用于生产具有  $\text{H}_2$  组分的合成气的合成气输出部;以及

Sabatier 反应器,其具有用于接收由所述设备生产的所述  $\text{CO}_2$  的至少一部分的二氧化碳输入部。

22. 如权利要求 21 所述的系统,其中所述等离子体熔化器选自 Westinghouse 等离子体熔化器和 Europlasma 等离子体熔化器中的一个。

23. 如权利要求 22 所述的系统,其中所述等离子体熔化器设置有用于接收来自所述设备的  $\text{CO}_2$  的二氧化碳输入部。

24. 如权利要求 22 所述的系统,其中还提供了变压吸收器 (PSA),所述变压吸收器 (PSA) 具有用于接收来自所述等离子体熔化器的所述合成气的输入部和用于向所述 Sabatier 反应器提供  $\text{H}_2$  的输出部。

25. 如权利要求 24 所述的系统,其中还提供了水煤气变换反应器,所述水煤气变换反应器布置在所述等离子体熔化器和所述变压吸收器的中间,所述水煤气变换反应器用于把在所述 Europlasma 等离子体熔化器的合成气输出部处可得到的合成气转化成  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$ 。

26. 如权利要求 21 所述的系统,其中所述等离子体熔化器是 InEnTec 等离子体强化熔化器。

27. 如权利要求 21 所述的系统,其中还提供了吸热反应器,所述吸热反应器布置成紧密耦合到所述 Sabatier 反应器。

28. 如权利要求 26 所述的系统,其中所述吸热反应器是逆水煤气变换反应器。

29. 如权利要求 21 所述的系统,其中所述 Sabatier 反应器设置有用于把  $\text{H}_2\text{O}$  输送到所述等离子体熔化器的  $\text{H}_2\text{O}$  出口部。

30. 如权利要求 22 所述的系统,其中所述设备为可选自常规的发电设备和注入  $\text{O}_2$  的发电设备中的一个。

31. 如权利要求 22 所述的系统,其中所述设备选自常规的发电设备、注入  $\text{O}_2$  的发电设备、氨设备、 $\text{H}_2$  设备、环氧乙烷设备、天然气设备和乙醇设备的任何组合。

32. 一种用于回收二氧化碳的系统,所述系统包括:

发电设备,其在二氧化碳输出部处提供  $\text{CO}_2$ ,所述发电设备具有甲烷输入部;

等离子体熔化器,其具有用于接收进料废物的原料输入部和用于生产具有  $\text{H}_2$  组分的合成气的合成气输出部;

Sabatier 反应器,其具有用于接收由所述设备生产的所述  $\text{CO}_2$  的至少一部分的二氧化

碳输入部和用于生产  $\text{CH}_4$  的甲烷输出部；以及

甲烷输送系统,其用于把所述  $\text{CH}_4$  输送到所述发电设备的甲烷输入部。

33. 如权利要求 32 所述的系统,其中所述发电设备具有一氧化碳输入部,并且还提供了一氧化碳输送系统,所述一氧化碳输送系统用于把所述合成气的 CO 组分输送到所述发电设备的一氧化碳输入部。

34. 如权利要求 32 所述的系统,其中还提供了变压吸收器 (PSA),所述变压吸收器 (PSA) 具有用于接收来自所述等离子体熔化器的所述合成气的输入部和用于向所述 Sabatier 反应器提供  $\text{H}_2$  的输出部。

35. 如权利要求 32 所述的系统,其中还提供了吸热反应器,所述吸热反应器布置成紧密耦合到所述 Sabatier 反应器。

36. 如权利要求 35 所述的系统,其中所述吸热反应器是具有一氧化碳输出部的逆水煤气变换反应器,并且还提供了一氧化碳输送系统,所述一氧化碳输送系统用于把所述 CO 从所述逆水煤气变换反应器的一氧化碳输出部输送到所述发电设备的一氧化碳输入部。

## 以能量高效率的方式循环和再燃烧二氧化碳

[0001] 与其他申请的关系

[0002] 本申请要求于 2008 年 7 月 1 日提交的美国临时专利申请序列号 61/133, 596 以及于 2008 年 12 月 10 日提交的临时专利申请序列号 61/201, 464 的申请日的权益。所指出的美国临时专利申请的公开内容通过引用并入本文。

[0003] 发明背景

[0004] 发明领域

[0005] 本发明通常涉及用于减少碳排放物的系统, 并且更具体地, 涉及用于减少来自发电设备 (power plant) 尤其是燃煤发电设备的二氧化碳排放物的系统和工艺。

[0006] 现有技术描述

[0007] 在当前能源环境中, 用于以成本有效的并且清洁的方式生产更多的产品和能源存在持续的压力。燃料价格持续上升, 并且排放标准更加严格。大多数现代人已经尝试限制被排放到大气中的二氧化碳的量。许多人认为该气体对通常被称为全球变暖的气候变化负有一定责任。

[0008] 所有燃烧过程, 例如锅炉或燃煤发电设备, 都排放二氧化碳。世界持续地需要更多的来自诸如发电设备的工业过程的能量, 而同时企图限制由这些工业造成的二氧化碳。到目前为止, 还没有设想出碳高效率 (负碳足迹 (negative carbon foot print)) 和能量高效率 (净正可用能量 (nets positiveusable energy)) 的工艺。本发明解决并克服这些问题。

[0009] 燃煤发电设备作为二氧化碳的来源。现在 54% 以上的美国电力来源于煤。商业上可行的二氧化碳封存工艺 (carbon dioxide sequestering process) 仅在最近才成为可能。只有几个先进的燃煤发电设备已经示范了被附接到其废气烟囱的二氧化碳封存系统。明显地, 由于没有二氧化碳的清洁流, 而使该发明的优点有限。

[0010] 以成本有效的并且能量有效的方法形成氢气已是二氧化碳转化过程的主要障碍。虽然常规的电解是可行的并且是公知的, 但其能量效率低并且产生大量的碳足迹。到目前为止, 美国政府已经向等离子体废物处理的研究和发展项目资助了 3 亿美元以上的资金。该技术已经被私有化并且被诸如 InEnTec、Westinghouse 和 Europlasma 的公司进一步开发。该工艺的副产物是氢气, 因为其从城市废物或危险废物回收能量。氢气是本发明的实践所需要的关键的组分。当作为直接熔化物 (direct melter) 使用或在热解系统中使用时, 等离子体熔化物产生大量的氢气。

[0011] Sabatier 反应器构成的技术已经被人类所知约 100 年。这些反应器用于把二氧化碳转化成甲烷和水。迄今为止, 由于这些反应器的独特的热特性, 它们一直难以被大规模实施。到目前为止, Sabatier 反应器一直由在圆柱体中的催化珠组成。当在反应器中处理二氧化碳时, 产生放热反应。已困扰 Sabatier 反应器的大规模实施的问题是: 当介质温度超过约 200°C 时, 反应器的转化效率迅速下降。

[0012] 最近, 通过 NASA 和火星探测器计划, 政府资助已经导致与 Sabatier 反应器相关的新的技术被创造。NASA 计划使用这些反应器在太空制造燃料。主要通过休斯敦大学的教授

James T. Richardson 的工作,大规模集成的可能性已是现实。Richardson 教授已经开发了当在 Sabatier 工艺中使用极大地降低遍及反应器的  $\Delta$  温度的陶瓷泡沫。这允许大规模的集成。另一个益处是遍及反应器的压力降比在其他已知的反应器中低约一个数量级。这也使得大规模的工艺更能量高效率。

#### [0013] 发明概述

[0014] 通过本发明实现了上述目标和其他目标,本发明提供了一种用于回收 (reclaim) 二氧化碳的系统。根据本发明,系统设置有等离子体熔化器,等离子体熔化器具有用于接收可以是进料废物 (feed waste) 的燃料的原料输入部 (feedstock input) 和用于生产具有  $H_2$  组分的合成气的合成气输出部 (syngas output)。此外,设置 Sabatier 反应器,Sabatier 反应器具有用于接收由等离子体熔化器生产的  $H_2$  组分的至少一部分的氢气输入部和用于生产  $CH_4$  的甲烷输出部。

[0015] 在本发明的一个实施方式中,提供了具有甲烷输入部和二氧化碳输出部的发电设备。甲烷输送系统把  $CH_4$  输送到发电设备的甲烷输入部。在一些实施方式中,发电设备是常规的发电设备,并且在其他实施方式中,发电设备是注入  $O_2$  的发电设备 ( $O_2$  injected power plant)。在另外的实施方式中,提供了耦合到发电设备的二氧化碳输出部的  $CO_2$  收集器。

[0016] Sabatier 反应器设置有二氧化碳输入部,并且布置成在二氧化碳输入部处接收来自常规的发电设备、注入  $O_2$  的发电设备、氨设备、 $H_2$  设备、环氧乙烷设备、天然气设备和乙醇设备的任何组合的  $CO_2$ 。

[0017] 等离子体熔化器布置成在其原料输入部处接收危险废物、医疗废物、辐射废物、城市废物、煤和生物质藻类 (biomass algae) 的任何组合。

[0018] 在本发明的一个实施方式中,等离子体熔化器为可选自 Westinghouse 等离子体熔化器和 Europlasma 等离子体熔化器中的一个。在一些实施方式中,提供了具有用于接收来自等离子体熔化器的合成气的输入部和用于向 Sabatier 反应器提供  $H_2$  的输出部的变压吸收器 (pressure swing absorber) (PSA)。在其中等离子体熔化器是 Westinghouse 等离子体熔化器的实施方式中,变压吸收器具有用于生产  $CO$  的一氧化碳输出部。设置具有一氧化碳输入部的发电设备,并且还提供了用于把  $CO$  从 Westinghouse 等离子体熔化器输送到发电设备的一氧化碳输入部的一氧化碳输送系统。

[0019] 在其中等离子体熔化器是 Europlasma 等离子体熔化器的本发明实施方式中,变压吸收器具有用于生产  $CO_2$  的二氧化碳输出部。水煤气变换反应器布置在 Europlasma 等离子体熔化器和变压吸收器的中间,用于把在 Europlasma 等离子体熔化器的合成气输出部处可得到的合成气转化成  $CO_2+H_2$ ,并且从而增强 Sabatier 反应器中的甲烷转化率。

[0020] 在一些实施方式中,Sabatier 反应器设置有用于提供工艺蒸汽的蒸汽输出部。

[0021] 适合于在本发明的该方面使用的发电设备具有用于排出发电设备废气的废气口。等离子体熔化器设置有用于接收发电设备废气的设备废气输入部。

[0022] 在本发明的其他实施方式中,提供了布置成紧密耦合到 Sabatier 反应器的吸热反应器。在本发明的有利的实施方式中,吸热反应器是逆水煤气变换反应器 (reverse water gas shift reactor)。在一些实施方式中,使用等离子体气化器。

[0023] 在本发明的一些实施方式中,等离子体熔化器设置有用于提供被回收的金属的金属输出部。并且,设置有用于促进去除基于二氧化硅的建筑材料的玻璃输出部。

[0024] 在本发明的非常有利的实施方式中, Sabatier 反应器是泡沫 Sabatier 反应器。在本发明的实践中, 其可以是陶瓷泡沫 Sabatier 反应器、氧化铝泡沫 Sabatier 反应器 (alumina foam Sabatier reactor)、氧化铝泡沫 Sabatier 反应器 (alumina oxide foam Sabatier reactor) 以及  $\alpha$  氧化铝泡沫 Sabatier 反应器中的任一个。

[0025] 根据本发明的另外的系统方面, 提供了一种用于回收二氧化碳的系统, 系统具有在二氧化碳输出部处提供  $\text{CO}_2$  的设备。设置等离子体熔化器, 等离子体熔化器具有用于接收进料废物的原料输入部和用于生产具有  $\text{H}_2$  组分的合成气的合成气输出部。Sabatier 反应器具有用于接收由所述设备生产的  $\text{CO}_2$  的至少一部分的二氧化碳输入部。等离子体熔化器选自 Westinghouse 等离子体熔化器和 Europlasma 等离子体熔化器中的一个, 并且在一些实施方式中设置有用于接收来自所述设备的  $\text{CO}_2$  的二氧化碳输入部。设置变压吸收器 (PSA), 变压吸收器 (PSA) 具有用于接收来自等离子体熔化器的合成气的输入部和用于向 Sabatier 反应器提供  $\text{H}_2$  的输出部。水煤气变换反应器布置在等离子体熔化器和变压吸收器的中间, 用于把在 Europlasma 等离子体熔化器的合成气输出部处可得到的合成气转化成  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$ 。

[0026] 在本发明的该另外的系统方面的一些实施方式中, 等离子体熔化器是 InEnTec 等离子体强化熔化器 (plasma enhanced melter)。在本发明的一些实施方式中, 吸热反应器布置成紧密耦合到 Sabatier 反应器。在一些实施方式中, 吸热反应器是逆水煤气变换反应器。

[0027] 在一些实施方式中, Sabatier 反应器设置有用于把  $\text{H}_2\text{O}$  输送到等离子体熔化器的  $\text{H}_2\text{O}$  出口部。所述设备为可选自常规的发电设备和注入  $\text{O}_2$  的发电设备中的一个。此外, 所述设备选自常规的发电设备、注入  $\text{O}_2$  的发电设备、氨设备、 $\text{H}_2$  设备、环氧乙烷设备、天然气设备和乙醇设备的任何组合。

[0028] 根据本发明的还另外的系统方面, 提供了在二氧化碳输出部处提供  $\text{CO}_2$  并且具有甲烷输入部的发电设备。设置等离子体熔化器, 等离子体熔化器具有用于接收进料废物的原料输入部和用于生产具有  $\text{H}_2$  组分的合成气的合成气输出部。此外, 设置 Sabatier 反应器, Sabatier 反应器具有用于接收由所述设备生产的  $\text{CO}_2$  的至少一部分的二氧化碳输入部和用于生产  $\text{CH}_4$  的甲烷输出部。甲烷输送系统把  $\text{CH}_4$  输送到发电设备的甲烷输入部。

[0029] 在本发明的该还另外的系统方面的一个实施方式中, 发电设备具有一氧化碳输入部, 并且还提供了用于把合成气的  $\text{CO}$  组分输送到发电设备的一氧化碳输入部的一氧化碳输送系统。变压吸收器 (PSA) 具有用于接收来自等离子体熔化器的合成气的输入部, 和用于向 Sabatier 反应器提供  $\text{H}_2$  的输出部。

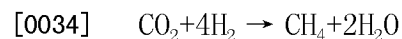
[0030] 在非常有利的实施方式中, 还提供了布置成紧密耦合到 Sabatier 反应器的吸热反应器。吸热反应器是具有一氧化碳输出部的逆水煤气变换反应器, 并且还提供了用于把  $\text{CO}$  从逆水煤气变换反应器的一氧化碳输出部输送到发电设备的一氧化碳输入部的一氧化碳输送系统。

[0031] 进一步根据本发明, 提供了用于产生氢气的等离子体强化熔化器 (PEM)。在一个可选择的实施方式中, 使用常规的电解工艺来产生氢气, 但是因为城市废物的原料具有已付的垃圾倾倒费并释放大量的能量以及回收的有用材料, 所以致使 PEM 是优选的。PEM 产生可用能量的净正流出 (net positive outflow) 并且不制造另外的污染或碳足迹。在本发明

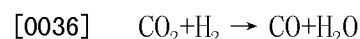
的一个有利的实施方式中,把富氢合成气(hydrogen rich synthesis gas)(合成气)的主要期望的 PEM 输出与二氧化碳并行地输送到陶瓷泡沫 Sabatier 反应器,在本发明的该具体的说明性的实施方式中,合成气主要是 CO 和氢气的组合。

[0032] 陶瓷泡沫 Sabatier 反应器有利地紧密耦合到逆水煤气变换反应器(RWGSR)或任何其他生产燃料的吸热反应器。交感(sympathetic)吸热反应的紧密耦合是不必要的,但其提高本发明工艺的能量效率。

[0033] Sabatier 反应器执行以下反应:



[0035] RWGSR 具有与 Sabatier 反应器相适应的操作温度,并且在以 Sabatier 反应器的生产水平的二倍操作时,达到约 22kcal 每摩尔的轻微放热反应。在下述吸热反应中,RWGSR 需要 9kcal 每摩尔:



[0037] 本发明主要期望的输出是甲烷  $\text{CH}_4$  和 CO,在本发明的该具体的说明性的实施方式中,其将在常规的燃煤发电设备中被再燃烧。被回收的金属和基于二氧化硅的建筑材料通过 InEnTec PEM 另外生产。由燃煤发电设备排放的二氧化碳从而被连续地循环,使其碳足迹更接近于零并且极大地提高了设备的效率,从而减少了生产每千瓦时电力所需要的煤的量。

[0038] 本发明提供了一种回收工业过程中的二氧化碳并且把其转化成用于销售或再燃烧的燃料的方法。更具体地,本发明用于回收燃烧煤、油或天然气的发电设备的二氧化碳,并且把其转化成用于销售或再燃烧的燃料。

[0039] 在本发明的一些实施方式中,回收例如下列中的任一个中的二氧化碳:

[0040] 氨设备;

[0041] 氢气设备;

[0042] 环氧乙烷设备;

[0043] 天然气设备;以及

[0044] 乙醇设备;

[0045] 并且把其转化成用于销售或再燃烧的燃料。

[0046] 在本发明的其他实施方式中,例如使用等离子体强化熔化器和以城市废物或危险废物为原料,回收下列中的二氧化碳:

[0047] 工业过程;

[0048] 燃煤发电设备;

[0049] 燃天然气发电设备;

[0050] 氨设备;

[0051] 氢气设备;

[0052] 环氧乙烷设备;

[0053] 天然气设备;以及

[0054] 乙醇设备;

[0055] 并且使用等离子体强化熔化器和以城市废物或危险废物为原料,把其转化成用于销售或再燃烧的燃料。在一些实施方式中,原料包括危险废物、医疗废物、辐射废物、城市废



物、煤和生物质藻类的任何组合。在本发明的一些实施方式中,使用 Sabatier 反应器。在本发明的相应的实施方式中,Sabatier 反应器是:

[0056] 标准的 Sabatier 反应器;

[0057] 泡沫 Sabatier 反应器;

[0058] 陶瓷泡沫 Sabatier 反应器;

[0059] 氧化铝泡沫 Sabatier 反应器;

[0060] 氧化铝泡沫 Sabatier 反应器;或

[0061]  $\alpha$  氧化铝泡沫 Sabatier 反应器。

[0062] 在本发明的一些实施方式中,Sabatier 反应器紧密耦合到吸热反应器,所述 Sabatier 反应器可以是上文列出的类型中的任一种。在一些实施方式中,吸热反应器是逆水煤气变换反应器。在其他实施方式中,使用 Sabatier 反应器和等离子体气化器。

[0063] 根据本发明,使用 Sabatier 反应器和等离子体强化熔化器回收下列中的二氧化碳并且把其转化成用于销售或再燃烧的燃料:

[0064] 工业过程;

[0065] 燃煤发电设备;

[0066] 燃天然气发电设备;

[0067] 氨设备;

[0068] 氢气设备;

[0069] 环氧乙烷设备;或

[0070] 乙醇设备。

[0071] 在本发明的一些实施方式中,与等离子体强化熔化器组合使用的 Sabatier 反应器是陶瓷泡沫 Sabatier 反应器。在一些实施方式中,Sabatier 反应器紧密耦合到吸热反应器,与等离子体强化熔化器相组合。在一些实施方式中,陶瓷泡沫 Sabatier 反应器紧密耦合到逆水煤气变换反应器,并且与等离子体强化熔化器组合使用。

[0072] 在本发明的实践中,在一些实施方式中,等离子体熔化器是 InEnTec 等离子体熔化器。在其他实施方式中,等离子体熔化器是 Westinghouse 等离子体熔化器,并且在还另外的实施方式中,等离子体熔化器是 Europlasma 等离子体熔化器。

[0073] 在其中等离子体熔化器是 Europlasma 等离子体熔化器的实施方式中,还提供了用于把在 Europlasma 等离子体熔化器的输出部处可得到的合成气转化成  $\text{CO}_2 + \text{H}_2$  的水煤气变换反应系统。在其中等离子体熔化器是 Europlasma 等离子体熔化器的其他实施方式中,另外提供了用于把  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2$  分离成相应的流的变压吸收器。在本发明的还另外的实施方式中,等离子体熔化器是以热解模式操作的等离子体气化器。

[0074] 附图简述

[0075] 通过结合附图阅读以下详细描述,促进理解本发明,在附图中。

[0076] 图 1 是使用 InEnTec 等离子体强化熔化器的本发明的具体的说明性的实施方式的简化示意图;

[0077] 图 2 是使用 Westinghouse 等离子体熔化器的本发明的另外的具体的说明性的实施方式的简化示意图;以及

[0078] 图 3 是使用 Europlasma 等离子体熔化器的本发明的还另外的具体的说明性的实

施方式的简化示意图。

[0079] 详细描述

[0080] 图 1 是本发明的具体的说明性的实施方式的简化示意图。如该图所示,二氧化碳循环系统 100 包括发电设备 101,在本发明的该实施方式中,发电设备 101 是具有基本负荷 (base load) 的常规的燃煤发电设备,在本发明的该具体的说明性的实施方式中,基本负荷是 1830MW 每天。然而,在本发明的一些实施方式中,发电设备 101 以油或天然气为动力。在其中发电设备 101 是现代燃煤设备的实施方式中,发电设备每小时将平均排放约 3,458,700Lbs 的二氧化碳,或按体积计其废气流的约 13%至 18%。

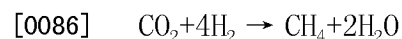
[0081] 二氧化碳循环系统 100 另外设置有富氧燃煤发电设备 102。富氧燃煤发电设备 102 排出在其废气流中的较高浓度二氧化碳,即,按体积计约 65%。其他工业设备 103 和 104 也被包括在二氧化碳循环系统 100 中。例如,在本发明的该具体的说明性的实施方式中,工业设备 103 包括氨设备、H<sub>2</sub> 设备、环氧乙烷设备和天然气设备。这些设备排出按体积计约 97% 的二氧化碳输出浓度。在一些实施方式中,乙醇设备 104 是排出按体积计约 99% 的二氧化碳的现代设备。

[0082] 二氧化碳收集器 110 和 111 是二氧化碳封存系统。这样的系统可从诸如 Alstom 的供应商商购获得。在该实施方式中,二氧化碳收集器 110 接收发电设备 101 的二氧化碳输出,并且二氧化碳收集器 111 接收富氧燃煤发电设备 102 的二氧化碳输出。在本发明的该实施方式中,二氧化碳收集器 110、二氧化碳收集器 111、设备 103 和乙醇设备 104 的二氧化碳输出被合并为二氧化碳 119 并被输送到 Sabatier 反应器 116 和逆水煤气变换反应器 118。

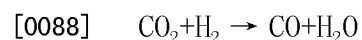
[0083] 在本发明的非常有利的实施方式中,等离子体强化熔化物 120 用于产生氢气,等离子体强化熔化物 120 可以是 InEnTec 可得到的类型。虽然在一些实施方式中可以使用常规的电解来产生氢气,但是因为城市废物 105 的原料具有已付的垃圾倾倒费并释放大量的能量以及回收的有用材料,所以使得使用等离子体强化熔化物是优选的选择。

[0084] 等离子体强化熔化物 120 产生可用能量的净正流出(忽略城市废物中储存的能量)并且不制造另外的污染或碳足迹。等离子体强化熔化物 120 的主要期望的输出是用管道输送到 Sabatier 反应器 116 和逆水煤气变换反应系统 118 的富氢合成气(合成气)。合成气主要是 CO 和氢气的组合。如该图所示,富氢合成气与二氧化碳 119 并行地被输送到 Sabatier 反应器 116 和逆水煤气变换反应系统 118。

[0085] 在非常有利的实施中,Sabatier 反应器 116 是陶瓷泡沫 Sabatier 反应器,在本发明的该具体的说明性的实施方式中,陶瓷泡沫 Sabatier 反应器紧密耦合到逆水煤气变换反应器 118。然而,在本发明的实践中,可以使用其他形式的生产燃料的吸热反应器。交感吸热反应的紧密耦合是不必要的,但是其使工艺更加能量高效率。Sabatier 反应器运行以引起以下反应:



[0087] 逆水煤气变换反应器 118 具有与 Sabatier 反应器相适应的操作温度并且在以 Sabatier 反应器的生产水平的二倍操作时,达到约 22kcal 每摩尔的轻微放热反应。在以下的吸热反应中,以下形式的逆水煤气变换反应器需要 9kcal 每摩尔:



[0089] 二氧化碳循环系统 100 的主要期望的输出是：在 Sabatier 反应器 116 的输出部的甲烷 (CH<sub>4</sub>) 和在逆水煤气变换反应器 118 的输出部的 CO，在本发明的该具体的说明性的实施方式中，CH<sub>4</sub> 和 CO 二者都在发电设备 101 和富氧燃煤发电设备 102 处再燃烧。被回收的金属 114 和基于二氧化硅的建筑材料 115 是等离子体强化熔化器 120 的另外的益处。

[0090] 大体上，由发电设备 101 和富氧燃煤发电设备 102 排放的二氧化碳被连续地循环，使其碳足迹更接近于零并且极大地提高了这样的设备的效率，从而减少了生产每千瓦时电能所需要的煤的量。

[0091] 图 2 是本发明的另外的具体的说明性的实施方式的简化示意图，具体地是二氧化碳循环系统 200，其使用 Westinghouse 等离子体熔化器 130。上文已经讨论的结构要素被相似地指明。

[0092] 在本发明的该实施方式中，Sabatier 反应器 116 被夹套在产生蒸汽的热传递系统（未具体指明）中。当与在本发明的该实施方式中的 Sabatier 反应器的氧化铝陶瓷设计相组合时，这样的夹套是特别有利的。氧化铝陶瓷材料的优良的热传递和蒸汽发生器的组合提高了系统的热回收效率。在本发明的该实施方式中，蒸汽 117 以及从 Sabatier 反应器 116 回收的储存的能量被返回到发电设备 101 和富氧燃煤发电设备 102，或其可以被就近销售给周边的工业（未显示）。

[0093] 在本发明的该实施方式中，提供了用于分离氢气和 CO 的变压吸收器 132 和 134 (PSA)。这样的变压吸收器可以并入上文关于图 1 所描述的二氧化碳循环系统 100 中。在本发明的实践中，可以使用多种其他的方法，例如分子筛及类似物。

[0094] 再次参考图 2，显示了 CO 被返回到消耗设备 (consuming plant)，消耗设备是发电设备 101、富氧燃煤发电设备 102 或需要燃料用于燃烧的任何其他设备（未显示）。在一些实施方式中，CO 被销售到工业市场（未显示）。

[0095] 在本发明的该实施方式中，来自二氧化碳收集器 110 和二氧化碳收集器 111 的二氧化碳的输出流在阀 128 中混合以补充其在 Westinghouse 等离子体熔化器 130 中的毁灭 (destruction)。这允许温室气体更大地减少。设备废气的一部分也被输送到 Westinghouse 等离子体熔化器 130 用以毁灭且另外的温室气体减少。

[0096] 图 3 是本发明的还另外的具体的说明性的实施方式的简化示意图，具体地是使用 Europlasma 等离子体熔化器 140 的二氧化碳循环系统 300。上文已经讨论的结构要素被相似地指明。如该图所示，在本发明的该具体的说明性的实施方式中，包括水煤气变换反应器 142，其用于需要最大的氢气收率以优化 Sabatier 反应器 116 中的甲烷转化率的应用。通过提高 Sabatier 反应器的处理能力，这将进一步减少温室气体二氧化碳。由于二氧化碳已经从废物被回收，所以二氧化碳废物烟囱 (waste stack) 144 排放“碳中性 (carbon neutral)”二氧化碳。

[0097] 虽然已经在具体的实施方式和应用方面描述了本发明，但本领域技术人员可以根据本教导产生另外的实施方式而不超出本文所要求保护的本发明的范围或偏离本文所要求保护的本发明的精神。因此，应理解，本公开内容中的附图和说明书被提供以促进对本发明的理解，而不应被理解为限制其范围。

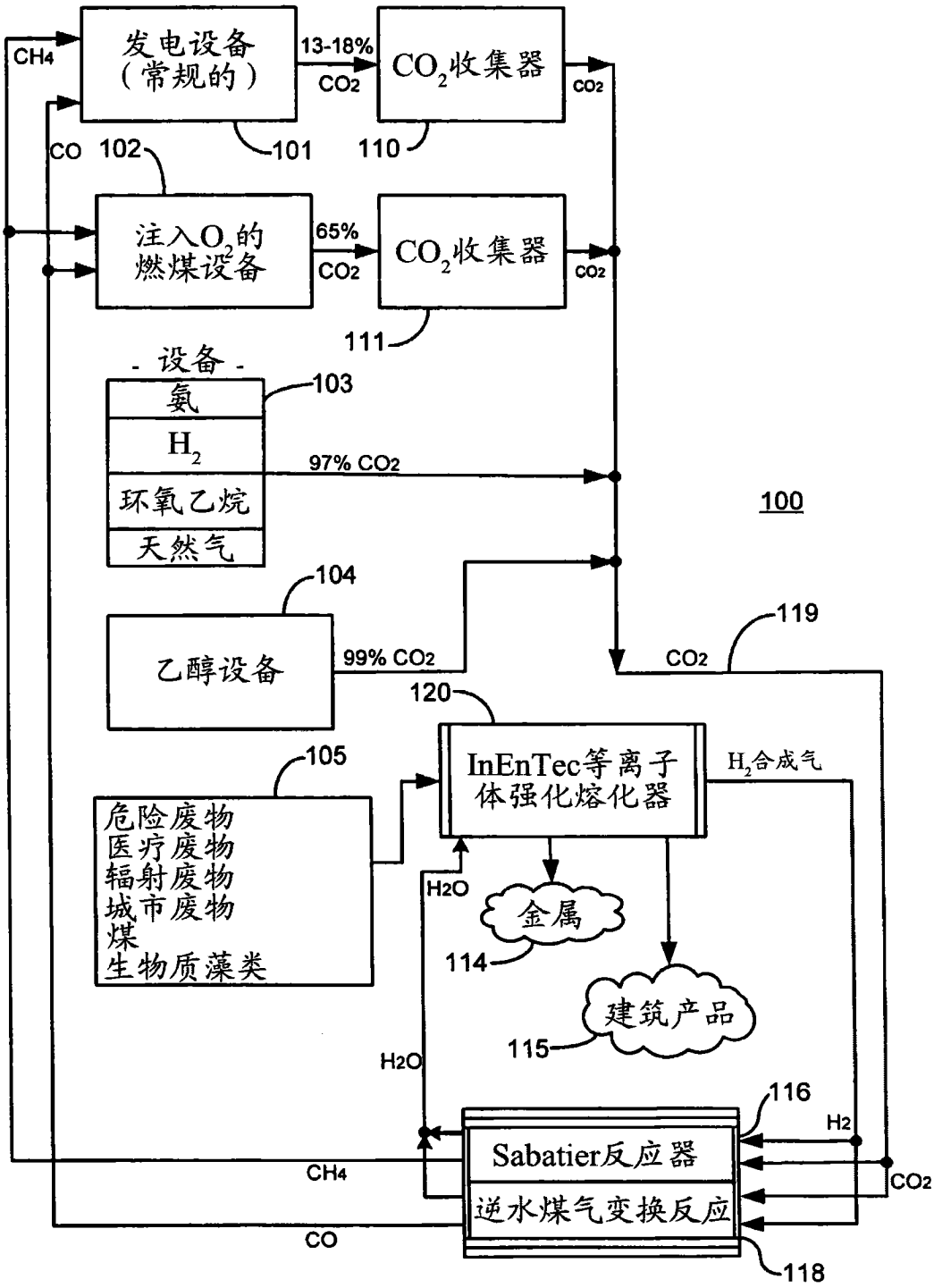


图 1

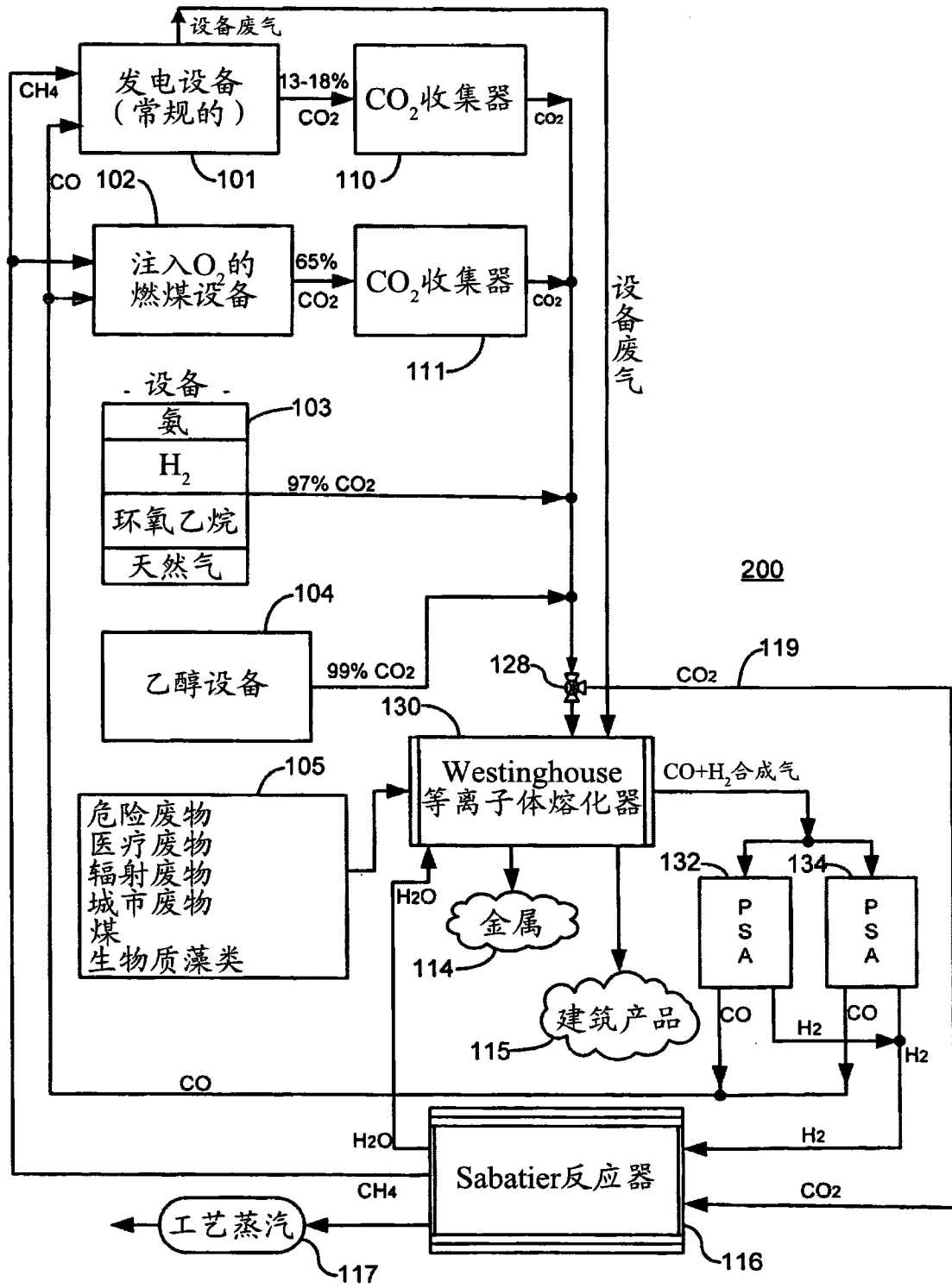


图 2

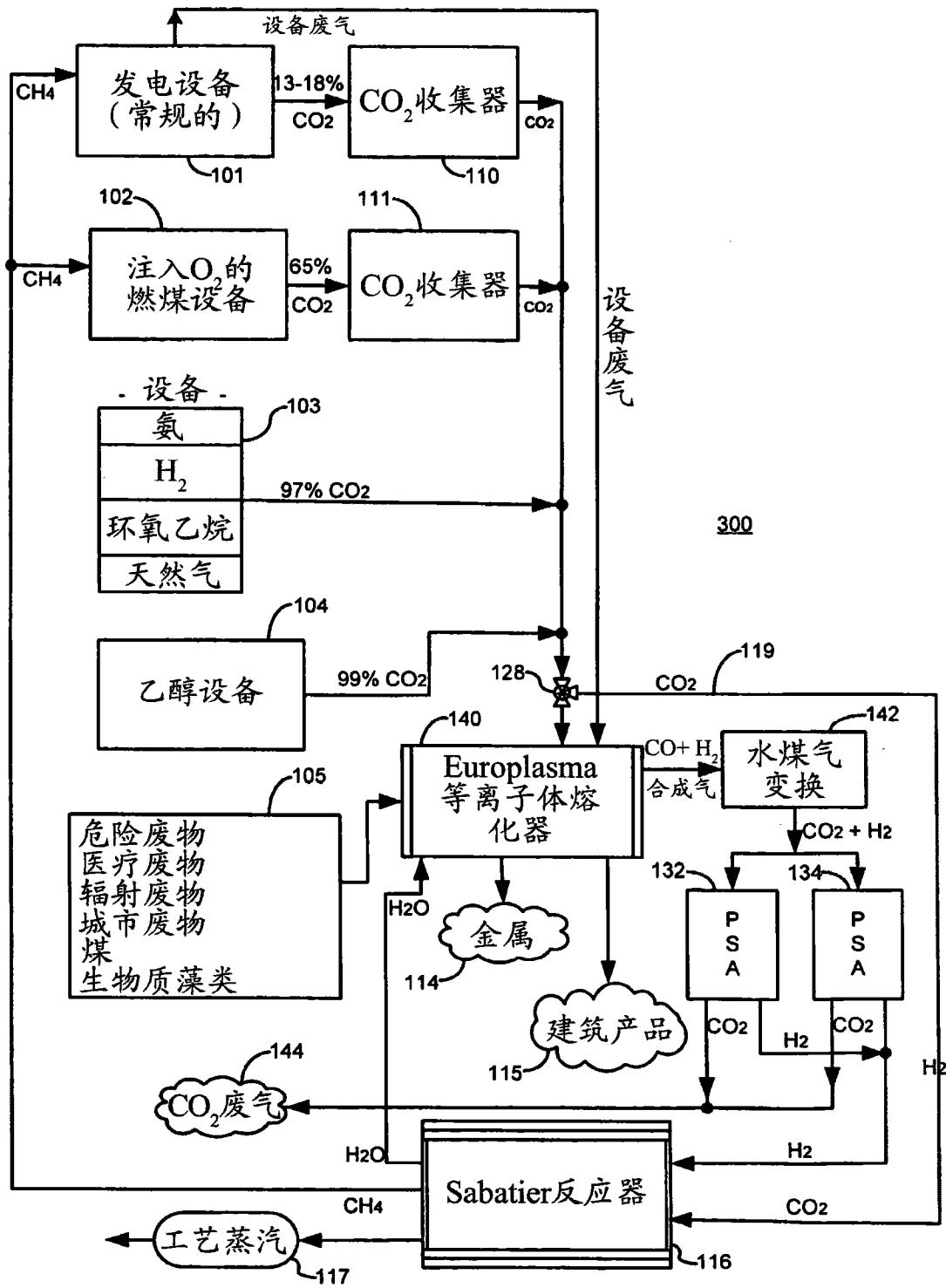


图 3