

1. 一种电解方法，所述方法使用在高压和中温下操作不使用隔膜的电解池，而且在电解液中使用催化剂，以高反应速率把固态、液态或气态烃化合物和水转化为二氧化碳和氢，其中电解池由阳极池和阴极池组成，所述的阳极池含有和直流电源相连的阳极电极和通过外部导体与阴极溶液电极相连的阳极溶液电极，所述的阴极池含有和直流电源相连的阴极电极和阴极溶液电极，含有烃化合物和催化剂的电解液在阳极池中和水反应产生二氧化碳和氢离子，含氢离子的电解液被输送到阴极池，氢离子在该阴极池反应生成氢气。
2. 如权利要求 1 所述的方法，其中在阳极池，阳极和阳极溶液电极以复合电极形成，在阴极池，阴极电极和阴极溶液电极以复合电极形成，其中阳极内部电极和阴极内部电极通过外部导体连接，外部阳极和外部阴极电极与直流电源连接。
3. 如权利要求 1 所述的方法，其中烃化合物为淤浆形式的粉煤和电解液，它们和水在阳极池反应产生二氧化碳及氢离子。
4. 如权利要求 1 所述的方法，其中催化剂选自铁、铜、铈、钒、氯、溴或硼离子。
5. 如权利要求 1 所述的方法，其中这样设计阳极电极和阴极电极的形状和表面结构，以使它们与电解液及其中含有的离子密切接触。
6. 如权利要求 1 所述的方法，其中阳极电极和阴极电极表面的材料具有低的电势阻抗或过电压。
7. 如权利要求 1 所述的方法，其中阳极溶液电极和阴极溶液电极的活性表面由非导体隔板掩蔽，以阻止电解液中催化剂与溶液电极的

连续接触。

8. 如权利要求 1 所述的方法, 进一步包括向电解液中加入改性剂, 这样阳极电极和阴极电极表面被电解液润湿, 但在表面上疏远或排斥气泡。

9. 如权利要求 1 所述的方法, 进一步在阳极电极和阴极电极表面上包括改性剂, 这样阳极电极和阴极电极表面被电解液润湿, 但在表面上疏远或排斥气泡。

10. 如权利要求 3 所述的方法, 其中所述淤浆在加入阳极池前预热。

11. 如权利要求 1 所述的方法, 其中阳极池和阴极池在高达 160 °C的温度下操作。

12. 如权利要求 1 所述的方法, 其中阳极池和阴极池在高达 $5.0 \times 10^6 \text{ Pa}$ 的压力下操作。

13. 如权利要求 1 所述的方法, 其中水以蒸汽形式加入到阳极池以提供热量, 同时水也用于阳极反应。

14. 如权利要求 1 所述的方法, 其中阳极池和阴极池为控压池, 对大能力的装置, 含有一套或多个电极, 对低能力的装置, 含有同心的圆柱形电解池。

15. 如权利要求 3 所述的方法, 其中来自阳极池的淤浆保留在反应器中, 以使煤、水和催化剂反应进行彻底。

16. 如权利要求 3 所述的方法, 其中来自阳极池的淤浆进行液固-

气分离，用闪蒸罐降压，用液体涡流分离器或旋液分离器把二氧化碳、含氢离子的电解液和未反应的煤与不溶废料分离。

17. 如权利要求 16 所述的方法，其中处理含有未反应的煤和不溶废料的浓浆液，提取未反应的煤循环回阳极池。

18. 如权利要求 16 所述的方法，其中含氢离子的清洁电解液预热后进入阴极池。

19. 如权利要求 1 所述的方法，其中从阴极池移出的含氢气体的电解液在闪蒸罐中降压以从电解液中分离出氢气。

20. 如权利要求 19 所述的方法，其中来自阴极闪蒸罐的电解液进一步在液体涡流分离器或旋液分离器中处理，以回收电解液中更多的氢。

21. 如权利要求 1 所述的方法，其中来自阴极池的电解液循环回阳极池的浆料罐中。

22. 如权利要求 1 所述的方法，其中从来自阴极池的电解液中取出渗料物流以控制电解液中杂质的浓度。

23. 如权利要求 1 所述的方法，其中只含催化剂和改性剂的清洁电解液进入阳极池，其中来自阳极池氧化的清洁电解液进入含煤颗粒的另外的沥滤容器，所述的煤颗粒或者在固定床中，或者在煤颗粒和电解液的搅拌浆液中。

24. 如权利要求 23 所述的方法，其中含煤颗粒的另外沥滤容器中的浆液在其中进行微波能量处理。

25. 如权利要求 23 所述的方法，其中来自另外沥滤容器的浆液要

进行气-液固分离。

26. 如权利要求 23 所述的方法，其中对浓浆液进行处理以回收未反应的煤以循环回另外的沥滤容器中。

27. 如权利要求 1 所述的方法，其中含氢离子的电解液进行预热，并送到阴极池。

28. 如权利要求 1 所述的方法，其中烃化合物为烃液体。

29. 如权利要求 28 所述的方法，其中加入乳化剂以将烃液体变为很细的颗粒。

30. 如权利要求 1 所述的方法，其中烃化合物为烃气体。

31. 一种用于权利要求 1 所述方法的电解设备，所述设备使用在高压和中温下操作的无隔膜电解池，而且在电解液中使用催化剂，以高反应速率把固态、液态或气态烃化合物和水转化为二氧化碳和氢，其特征在于电解池包括阳极池和阴极池，所述的阳极池含有和直流电源相连的阳极电极和通过外部导体与阴极溶液电极相连的阳极溶液电极，所述的阴极池含有和直流电源相连的阴极电极和阴极溶液电极，阳极电极和阴极电极设计为一定形状和表面结构以实现与电解液的密切接触，电解液中的离子和阳极电极和阴极电极表面上的材料具有低电势电阻或过电压，一种装置，将电解液和烃化合物供给阳极池，再将电解液从阳极池输送到阴极池，由此含烃化合物的电解液和水在阳极池反应产生二氧化碳和氢离子，含氢离子的电解液被输送到阴极池，氢离子在此反应生成氢气；其中阳极溶液电极的活性表面用非导体的隔板掩蔽；以阻止电解液中的催化剂与各个电极连续接触。

32. 如权利要求 31 所述的设备，其中在阳极池，阳极和阳极溶液

电极以复合电极形成，在阴极池，阴极电极和阴极溶液电极以复合电极形成，其中阳极内部电极和阴极内部电极通过外部导体连接，外部阳极和外部阴极电极与直流电源连接。

33. 如权利要求 31 所述的设备，其中烃化合物是粉煤，与电解液混合形成浆液。

34. 如权利要求 31 所述的设备，其中催化剂选自铁、铜、铈、钒、氯、溴、硼离子。

35. 如权利要求 33 所述的设备，其中进一步包括在将淤浆输送进入阳极池之前，将所述淤浆预加热到高达 160°C 的装置。

36. 如权利要求 31 所述的设备，其中进一步包括将阳极池和阴极池加压达到 $5.0 \times 10^6 \text{ Pa}$ 的装置。

37. 如权利要求 35 所述的设备，其中包括装置，用于预热淤浆以提供热量及水用于阳极反应，所述淤浆包括加入到阳极池的蒸汽形式的水。

38. 如权利要求 31 所述的设备，其中阳极池和阴极池为控压池，对大能力装置，含有以套或多个电极，对低能力装置，它含有同心圆柱形电解池。

39. 如权利要求 31 所述的设备，其中进一步包括在阴极池和阳极池之间使反应完全的反应容器。

40. 如权利要求 33 所述的设备，其中进一步包括液固-气分离设备，用于分离来自阳极池的电解液，用闪蒸罐降压，及用液体涡流分离器或旋液分离器把二氧化碳、含氢离子的电解液和未反应的煤与不

溶废料分离。

41. 如权利要求 33 所述的设备，其中进一步包括处理来自阴极池电解液的液固分离设备，提取未反应的煤循环回阳极池。

42. 如权利要求 31 所述的设备，其中进一步包括阴极池电解液的闪蒸罐，以从电解液中分离出氢气。

43. 如权利要求 42 所述的设备，包括液体涡流分离器或旋液分离器以回收电解液中更多的氢。

44. 如权利要求 31 所述的设备，包括从阴极池将电解液循环到阳极池原料罐的装置。

45. 如权利要求 44 所述的设备，包括提取来自阴极池电解液中的渗料物流的装置，以控制电解液中杂质浓度。

46. 如权利要求 33 所述的设备，包括另外的沥滤容器，其中来自阳极池氧化的清洁电解液进入含煤颗粒的另外的沥滤容器中，所述的煤颗粒或者在固定床中，或者为煤颗粒的搅拌浆液。

47. 如权利要求 46 所述的设备，包括将微波能量提供给另外的反应容器的装置。

48. 如权利要求 46 所述的设备，包括气-液固分离装置，由此来自另外沥滤容器的浆液进行气-液固分离。

49. 如权利要求 31 所述的设备，其中烃化合物是烃液体。

50. 如权利要求 31 所述的设备，其中烃化合物是烃气体。

从烃化合物工业电解生产氢

发明领域

本发明涉及从固态、液态或气态烃化合物工业化生产氢的电解方法，该法使用如美国专利 US 5,882,502 (1999 年 3 月 16 日) 所描述的具有高能力的电解池，其可在阳极和阴极间没有隔膜的情况下起作用。电解池的高能力和低阻抗对实现工业生产氢要求的高生产量是必要的。

概述

我们的生活方式需要日益增加的电能和交通能源。这些目的的实现是基于可靠丰富的能源，而且环境污染要可接受，特别是有毒物质和温室气体的产生。

煤是世界上最丰富而且广泛分布的能量来源，其储量估计可维持几百年。表 1 为煤的主要产量和用于发电部分的用量。目前，实际上还没被用于道路交通能源。

表 1 主要的硬煤生产地和用于电生产的量 (1999)

国家	年产量/百万吨	用于电/%
中国	1029	80
美国	914	56
印度	290	68
南非	224	90
波兰	112	96

煤主要用于发电，采用低效直接煤燃烧的蒸汽涡轮机的发电装置，或更高效的一体化气化循环的气轮机。交通能源主要由液态烃通

过低效率的内部燃烧引擎提供。这些能源系统是大气污染的主要原因，并且存在着日益增加的原油供应限制和价格越来越高的问题。

煤的高效利用以提供电能和交通能源必将是未来总能源计划中的中心部分。如本发明描述的方法通过电解将煤以商业规模转化为二氧化碳和氢。氢可由燃料电池或联合循环气轮机生产电能。氢也可以作为燃料用于燃料电池驱动的机动车以替代液体烃例如用于交通能源的汽油和柴油。

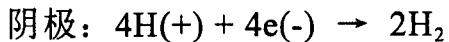
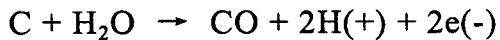
本发明用于把固态、液态或气态烃化合物转化为氢，但着重讨论煤电解制氢。

现有技术

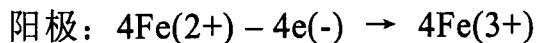
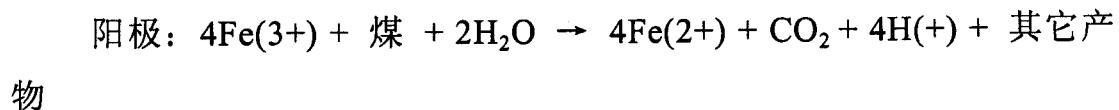
煤的电解大约从上世纪 30 年代早期就有报道，但进一步的发展可能由于使用高阻抗和低反应速率的隔膜型电解池而受阻。当煤颗粒和反应副产物如焦油污染隔膜时，隔膜电解池更受损害。从煤电解制氢的另一个阻碍是一法拉第电量仅产生一克氢。更为重要的是，碳电解转化为氢的工业生产必须具有高的生产能力。

Su Moon Park 在其文章 “Electrochemistry of Carbonaceous Materials and Coal”, Journal of Electrochemical society, 131, 363C (1984) 上对煤的电解作了综述。下面的描述主要来源于该文章以及 Karl Kordesch 和 Gunther Simader, VCH, 1996 的著作, “Fuel Cells and their Applications”。

煤氧化为氢大约从 1932 年就有报道，起初用碱土金属水溶液化学氧化。随后，进行研究煤的含水酸的电化学氧化。Coughlin 和 Farouque 发表了一系列关于在硫酸中用铂阳极对煤阳极氧化的论文。他们得出下面的计量关系：



Coughlin 用 NHE 得到的该反应的标准电势为 0.223V。测得的 H_2 与 CO_2 和 CO 的比例比计量关系大, 表明有别的反应发生。 Baldwin 等对煤在酸性介质和非水溶液中的氧化进行了详细的电流电压研究, 提出 $Fe(2+)$ 离子与煤中大多数的氧化有关。铁从煤中滤除。 Dhoogie 等通过对煤浆氧化机理详细的研究解决了这个问题。当煤在 1:1 硫酸溶液中洗 50 小时以上, 实际上就观察不到阳极电流。当把 $Fe(3+)$ 加入淤浆中, 保持阳极电势, 以使 $Fe(2+)$ 被氧化, 就观察到了阳极电流。 Dhoogie 提出了以下机理:



观察到催化剂可迅速提高反应速率, 氧化还原电势从 0.6 提高到 0.9V。这表明煤中的官能团如醌和氢醌对催化剂有反应。 $Ce(4+)$ 和 $Br(-)$ 是最有效的电催化剂。

总之, 煤化学氧化和电化学氧化的基本机理是相同的; 表面氧化物和腐殖酸似乎首先形成, 随着氧化的进行, 最后形成较小的烃分子和 CO_2 。影响从煤电解工业生产氢的因素是电流密度、电解液类型及其浓度、煤浆密度、电解液中催化剂的类型、煤的性质、反应物浓度、煤颗粒大小、温度、压力、电极表面材料和结构以及电解池阻抗。电流密度和电流使用性质如稳定性或脉冲或二者的结合是明显的。电解池阻抗尽可能低以减少能耗。

碳是煤的主要成分, 正如表 2 对佛吉尼亚烟煤的分析所示。

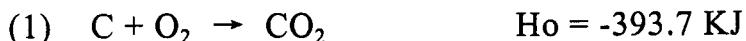
表 2 佛吉尼亚烟煤的分析

近似分析	
组成 / wt%	组成 / wt%
水分 2.90	碳, C 80.31
挥发性物质 22.05	氢, H ₂ 4.47
不挥发碳 68.50	硫, S 1.54
灰份 6.55	氧, O ₂ 2.85
	氮, N ₂ 1.38
	水份, H ₂ O 2.90
	灰份 6.55
总计 100.00	总计 100.00
热值, Btu/Lb 14100	

由于碳是绝大多数煤的主要成份，因此为简便起见，仅用碳来比较热能，但必须说明的是，Coughlin 和 Farouque 发现比煤电解中氢与碳氧化物的计量更高的比例。一般地在此方法中，烃的氢在阳极电解池变为氢离子而在阴极变为氢气。

对煤电解最合适的分析可与传统发电中锅炉的碳燃烧相比。

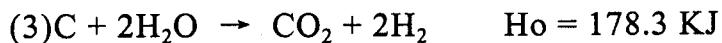
在锅炉中碳氧化为二氧化碳产生如下的热量：



2 摩尔氢氧化产生下面的热量(2):



煤电解中使用的热量 (3) 必须从 (2) 中减去。



Kordesch 和 Simader (p.323) 提出，反应 (3) 的理论电压是 0.21V，但实际电压在 0.7V 与 0.9V 之间。由于反应 (3) 需要 4 法拉第 1 瓦

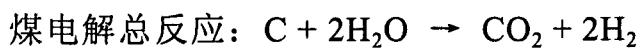
特小时，相当于 3600.7 焦耳，反应（3）需要的实际能量可从反应（2）的热量估计和推算，以比较锅炉中燃烧碳变成二氧化碳的反应热，和通过电解将碳转化为氢再氧化氢发电的热量。比较结果列于表 3，其中氢转化电或者通过燃料电池（75%电效率），或者通过联合循环气轮机（56.7%电效率）。

表 3 煤电解的热和电效率—发电

这些计算表示工业上煤电解方法的热和电效率。

为简便起见，在煤电解过程中仅考虑碳。

各种效果的假设列于下面。



碳在发电锅炉中燃烧输出的能量: $\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 \quad \text{Ho} = -393.7 \text{ KJ/Mol}$.

来自煤电解产生的 2H_2 的能量: $\text{C} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2 \quad 2\text{H}_2 + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{H}_2\text{O} \text{ Ho} = 572.0 \text{ KJ/Mol}$.

用于电解产生 2H_2 的能量:

产生 2H_2 (克摩尔) 的电流= $96484 \times 4 = 385936$ 库仑 (安培·秒)

在假设的效率下产生 2H_2 (摩尔) 的安时效率: 112.85 安时

煤电解的理论电压=0.21 伏

煤电解的电流效率, % 95.00

燃料电池的电效率, % 75.00

气轮机电效率, % 56.70

褐煤的煤-锅炉-气轮机电效率, % 28.00

黑煤的煤-锅炉-气轮机电效率, % 35.00

1KJ=1000 焦耳

1 瓦时=3600.70 焦耳

氢氧化为水产生电的热量的理论转化率为 82.9%

注：将燃料电池和气轮机的净电效率与 C 转化为 CO₂ 的总瓦时
比较。

电压 伏	煤电解 的总瓦时	2H ₂ -2H ₂ O	煤电解的 燃料电池 功率瓦时	电力装置生产的输入功 率瓦时				燃料电池装置				净功率/瓦时				C-CO ₂ 的总 功率		煤-锅炉-气轮机 系统的净瓦时		
				燃料电池	气轮机	净功率	电效率%	燃料电池	气轮机装置	净功率	电效率%	气轮机装置	净功率	电效率%	气轮机装置	净功率/瓦时	电效率%	气轮机装置	净功率/瓦时	
0.2100	23.70	158.86	31.60	133.04	127.26	95.45	87.29	72.16	65.99	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27	
0.2625	29.62	158.86	39.50	138.96	119.36	89.52	81.87	67.68	61.90	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27	
0.3150	35.55	158.86	47.40	144.89	111.46	83.60	76.46	63.20	57.80	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27	
0.3675	41.47	158.86	55.29	150.81	103.56	103.56	77.67	71.04	58.72	53.70	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
0.4200	47.40	158.86	63.19	156.74	95.66	95.66	71.75	65.62	54.24	49.61	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
0.4725	53.32	158.86	71.09	162.66	87.76	87.76	65.82	60.20	49.76	45.51	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
0.5250	59.24	158.86	78.99	168.58	79.87	79.87	59.90	54.78	45.28	41.42	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
0.5775	65.17	158.86	86.89	174.51	71.97	71.97	53.97	49.36	40.80	37.32	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
0.6300	71.09	158.86	94.79	180.43	64.07	64.07	48.05	43.95	36.33	33.22	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
0.6825	77.02	158.86	102.69	186.36	56.17	56.17	42.13	38.53	31.85	29.13	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
0.7350	82.94	158.86	110.59	192.28	48.27	48.27	36.20	33.11	27.37	25.03	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
0.7875	88.87	158.86	118.49	198.21	40.37	40.37	30.28	27.69	22.89	20.93	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
0.8400	94.79	158.86	126.39	204.13	32.47	32.47	24.35	22.27	18.41	16.84	109.34	109.34	30.62	30.62	30.62	30.62	38.27	38.27	38.27	38.27
列 A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N							

表 3 表明，煤转化为氢的热效率很大程度上和电解使用的电压有关。电解电压由反应的 0.21 伏加上电极的过电压加上电极间电解液的电阻电压组成。在我们的实验中根据观察还存在另外的电压。当电子从阳极电解液引出施加到阴极电解液，阳极电解液形成正电荷，同时阴极电解液形成负电荷。也许其他研究者把这种电压一起作为电极过电压的一部分，但可分开处理。通过采用合适的电极材料和表面结构以及高温高压，可降低电极过电压。通过使用高温高压改进导电性，减少电解液中气泡，从而减小电极之间的电阻。

发明描述

因此一方面，本发明在于使用高压和中温下操作的无隔膜的电解池，而且使用在电解液中的催化剂，以高反应速率把固态、液态或气态烃化合物和水转化为二氧化碳和氢的电解方法，其中电解池由阳极池和阴极池组成，所述的阳极池含有和 DC 电源相连的阳极电极，和通过外部导体与阴极溶液电极相连的阳极溶液电极，所述的阴极池含有和 DC 电源相连的阴极电极和阴极溶液电极，含有烃化合物的电解液在阳极池和水反应产生二氧化碳和氢离子，含氢离子的电解液被输送到阴极池，氢离子在此反应生成氢气。

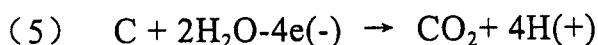
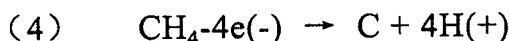
在所述方法中，其中水以蒸汽形式加入到阳极池以提供热量，同时水也用于阳极反应，其中阳极池和阴极池为控压池，对大能力的装置，含有以一套或多个电极，对低能力的装置，含有同心的圆柱形电解池，其中加入乳化剂以将烃液体变为很细的颗粒，其中催化剂选自铁、铜、铈、钒、氯、溴、硼离子或多价离子。

另一方面，本发明在于提供一种设备，其使用高压和中温下操作的无隔膜电解池，而且在电解液中使用催化剂，以高反应速率把固态、液态或气态烃化合物和水转化为二氧化碳和氢，其特征是电解池由阳极池和阴极池组成，所述的阳极池含有和 DC 电源相连的阳极电极和通过外部导体与阴极溶液电极相连的阳极溶液电极，所述的阴极池含有和 DC 电源相连的阴极电极和阴极溶液电极，阳极电极和阴极电极设计为一定形状和表面结构，要实现与电解液密切接触，电解液中的离子和阳极电极和阴极电极表面上的材料具有低电势电阻或过电压，一种装置，将电解液和烃化合物供给阳极池，再将电解液从阳极池输送到阴极池，由此

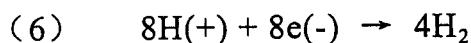
含烃化合物的电解液和水在阳极池反应产生二氧化碳和氢离子，含氢离子的电解液被输送到阴极池，氢离子在此反应生成氢气。

在所述设备中，其中阳极池和阴极池为控压池，对大能力装置，含有以套或多个电极，对低能力装置，它含有同心圆柱形电解池，其中进一步包括在阴极池和阳极池之间使反应完全的反应容器。

本发明优选的具体实施例全部叙述为技术描述，和从煤制氢的工业化方法的描述。本发明也可应用于与煤电解类似方式的液态烃化合物。对于在工业工艺中处理液态烃化合物，需要通过加入乳化剂将液态烃裂化为很细的粒子，而且需要对电解液进行剧烈的搅拌。对气体如甲烷，阳极反应为：



在阴极：



技术描述

基于本发明的技术如图 1 所示。电解液含悬浮的粉煤颗粒和催化剂离子如亚铁离子。亚铁离子在阳极氧化为铁离子，然后铁离子把电解液中的煤颗粒和水氧化为二氧化碳和氢离子。二氧化碳作为气体被分离，含氢离子的电解液被输送到阴极池，在此氢离子被与阴极电极连接的 DC 电源提供的电子还原为氢气。氢气从电解液中移出，中性的电解液返回已加入煤颗粒和水的阳极池。该方法的离子环路是通过把含氢离子的电解液从阳极输送到阴极实现的。该方法的电子环路是通过外部连接的溶液电极完成的，其中电子从阳极电极到 DC 电源，再经过阴极电解液到阴极电极，再到阴极溶液电极，再到与溶液电极相连的外部导体，再经过阳极电解液到阳极溶液电极，最后到达阳极电极。

用同样的原理，煤的电解也可采用阳极和阴极池中的复合电极来进行。复合电极及其方法如图 2 所示。复合电极由内部电极和外部电极组成，作为阳极电极或阴极电极。内部电极和外部电极通过导电液体或凝胶或电解膜电接触。DC 电源与阳极电极和阴极电极相连，而内部电极通过外部导体连接。电解液含有悬浮的粉煤颗粒、水和催化

剂离子。催化剂离子在阳极电极氧化，然后氧化煤颗粒，产生二氧化碳和氢离子。二氧化碳从电解液中分离，氢离子通过输送电解液被输送到阴极池。在阴极池，氢离子在阴极被还原为氢气。在电解液循环返回阳极池前分离氢。该方法的离子和电子环路和图 1 所示的方法相似。

为了减小体系的过电压和阻抗，阳极池和阴极池要在高达 160 °C 的温度和高达 $5.0 \times 10^6 \text{ Pa}$ (50 巴) 的压力下操作。阳极电极和阴极电极要有一定的形状，以使电解液和阳极电极与阴极电极最密切的接触。例如改性的延展金属形状就是一个实例，可使电解液和电极密切接触。阳极和阴极溶液电极的表面涂层也要选择以使过电压减少到最小。改性阳极溶液电极和阴极溶液电极以使这些电极仅作为电流载体。溶液电极的活性表面可用非导电隔板覆盖以使电解液中离子和溶液电极的接触减少到最小。非导电隔板可用具有合适的设计开孔和厚度的塑料隔板。

电解液优选为水和酸的混合物，酸如硫酸或磷酸，包含多价催化剂离子如铁、铜、铈、钒或氧化离子如氯或溴化合物。电解液也包含改性剂如表面活性剂以实现电极表面更多的润湿，提高电极表面的疏气性质，以使电极表面特别是阴极表面形成的气泡不干扰电解反应。

该技术方法虽然简单，但可联合其它特性以使该方法工业化可行，特别是在该工业方法的能力、阻抗和效率方面。

工业方法

阳极或阴极为外部圆柱体、溶液电极为内部圆柱体的同心圆柱电解池，可用于 5 千瓦容量的小装置，但中心循环并配有搅拌叶轮的立方池优先用于大容量的电解池，如图 3 所示。在循环井的每一侧安装一套电极。在阳极池中，电极可在溶液电极与阳极电极之间变化。类似地，在阴极池中，溶液电极与阴极可变化。循环浆液和叶轮的作用可保持煤颗粒成悬浮状，使电解液在电极表面很好地混合以使过电压

减少到最小，也使电解液中催化剂离子和煤颗粒很好地接触。

电解液为碱或酸，但优选电解液为硫酸或磷酸与水的混合物。实验室试验表明，电解液的导电性随着温度升高到它的沸点而提高。电解液的温度保持到 160°C，压力保持到 $5.0 \times 10^6 \text{ Pa}$ (50 巴)。这些条件可以基本减小电极过电压和电极间电解液的阻抗，包括气泡对阻抗的影响。改性剂如表面活性剂也可加入电解液以改进电极表面的润湿。在阴极电极，改性剂使电极表面具有疏气性，从而可更快地分离电极表面的气泡，形成反应可利用的最大的阴极电极表面。电解液中的改性剂在阴极池也具有还原作用，类似在阳极池它们的氧化作用。

阳极电极由延展钛片涂布铂-铑-铱氧化物制成。有许多电极构造可提供阳极电极和电解液间大的接触面积。这种电极构造相对昂贵，其它较便宜的电极材料也是可能的。阳极溶液电极用相同的材料制得，但别的材料如锑铅合金已足够。阳极溶液电极也要用塑料隔板遮盖以防止催化剂离子和阳极溶液电极之间的直接接触，以确保阳极溶液电极仅作为电子导体。

在阳极池释放二氧化碳气体，及未反应煤颗粒和不溶物质从电解液分离出来以后降低压力。未反应的煤可用浮选法或重力分离回收，循环返回阳极池。不溶物质弃入废料池。下一步如采用湿法旋液分离、液体涡流分离或施加真空去除电解液中任何的二氧化碳。含氢离子的清洁电解液压力下注入阴极池。温度达 160°C，压力达 $5.0 \times 10^6 \text{ Pa}$ (50 巴)。氢离子在严阴极电极被还原为氢气。

降低阴极电解液的压力以使氢气从电解液中分离。氢气在分送贮藏前先冷却干燥，而阴极电解液被返回阴极池进料系统，在这里补充粉煤和试剂，添加水。

移去渗料液以除去容易在电解液中积聚的杂质。简便的方法如蒸

发和冷却是最有效和低成本的方法。精制的电解液返回主环路。

当在阳极和阴极池使用复合电极代替溶液电极时，类似的方法也适合。

实施该法的可选方法是仅氧化电解液，然后与在另外的沥滤或反应器中的煤混合，其中进行煤的氧化，如图 4 所示。煤可装在固定床或者作为粉煤的搅拌浆液。在液-固-气分离后清洁的阳极电解液通过阴极池，在此氢离子被还原为氢气。这将提供如更低的阳极池压力的优点，导致资本成本的节约。

可给另外的沥滤或反应器提供微波能，有助于另外的沥滤或反应器中的反应。给该过程引入微波能的目的是确保在沥滤期间快速的反应速度，和保证电解液中催化剂的离子在煤沥滤这一步被消耗完，以阻止催化剂离子在阴极消耗电子，因这会导致该方法更低的电效率。微波能可以 800 至 22000 兆赫提供，可以稳态施加，或脉冲进入煤浆。

该法也可用于处理煤、油、焦油砂或油页岩，这些用传统开采提取都太深或成本太大。该提取法经常被称为溶液开采，由于有利的地质构造常常是可能的，这种有利的地质构造通常将煤和油沉积物限制在强干构造中，使电解液能得到很好的回收。该法如图 5 所示。虽然与地面装置处理煤相比，该法的效率和处理量不如地面装置，但它对环境更友好，可提供非常有竞争价格的能量来源。

本发明方法应用在发电装置的简单示意见图 6，其中效率基于碳的氧化。图 6 的能量平衡应结合表 3 来看。来自燃料电池（或气轮机）的废热不包括在能量平衡中。在实际装置里，废热的利用会提高系统的热效率。采用燃料电池，从煤电解产生的部分氢用来产生煤电解所需的低电压 DC 电源。这可能比降低主要发电机产生电的部分电压以用于煤电解更有效率。图 6 的能量平衡基于 0.42 伏的煤电解电压，对

燃料电池驱动的发电机，可实现 65.62% 的总电效率（基于碳），对于气轮机为 49.6%。不同煤的电解电压的电效率列于表 3。

在发电中竞争化石燃料的是煤和天然气。开采的褐煤的热值为每吨 10 吉焦，目前在采矿点每吨价格大约 2.50 美元。由此得出每吉焦 0.25 美元的可比价格。对烟煤，热值大约为每吨 32 吉焦，在采矿点大约每吨 17 美元的价格。由此给出每吉焦 0.53 美元的可比价格。天然气的价格在气源地大约为 2.00 美元。这是一般性比较，因为精确的比较要考虑发电装置地消耗的燃料。一般性比较表明，煤燃料具有基本的价格优势。这种价格优势在考虑煤电解使煤转化为氢工艺的成本时降低了。根据在联合循环气轮机上天然气实际上 56.7 的电效率和煤电解时 0.42 伏的电压，可比燃料价格为：

使用联合循环气轮机的天然气：

每吉焦燃料价格= $\$2.00/0.567=\3.53

使用联合循环气轮机的褐煤：

每吉焦燃料价格= $\$0.25/0.4961=\0.50

使用联合循环气轮机的黑煤：

每吉焦燃料价格= $\$0.53/0.4961=\1.07

表 4 给出了工业上从煤制氢燃料电池电力装置的电解池大小的设计数据。表 4 基于煤电解电压为 0.42 伏，每平方米活性电极表面的电流密度为 3000 安培，及具有中心循环井的控压池，这样电极总数是表 4 中的 2 倍。燃料电池电效率假定为 75%。图 7 为 50,000 千瓦煤电解装置的示意图。它由 3 个电池组成，每个包括在中心循环井两侧上的 242 个阳极，测量每个电极具有 $2.5 \text{ m} \times 3.5 \text{ m}$ 的活性表面。电解池组测量大约为 $13.5 \text{ m} \times 90 \text{ m}$ 。两个这样的电解池组可提供足够的氢用于 100,000 千瓦的电力装置。对于容量规模的另一个目的，在发达国家如美国，适于提供住宅电力的 5 千瓦装置在 $0.25 \text{ m} \times 0.64 \text{ m}$ 的每边

上需要 4 个电极。外部电极为阳极或阴极，及同心内部圆柱体为溶液电极，具有切向原料物流进口和出口的圆柱电解池可用于小容量场合。不用叶轮和挡流板就可实现湍流。2.0 m 高、20.4 cm 直径的圆柱电解池等于 $0.25 \text{ m} \times 0.64 \text{ m}$ 、4 个电极的控压池。根据所用煤的中试装置试验测得的最佳电流密度和煤电解电压，工业装置的设计大小会变化。每种煤都有最佳操作特征包括杂质的处理。

表 4 用于工业规模从煤制氢燃料电池电力装置的电解池大小的设计

计算基于图 8 所示阳极电解池的体积体循环煤浆。

电极为板型，含可选的阳极电极和溶液电极；大小从 $0.25 \times 0.64 \text{ m}$ 起。

每个电解池的面积 (m^2) =300

电极有 2 个表面，循环中心井的每侧有 25 个电极。

燃料电池电效率为 75%

理论燃料电池电效率为 82.9%

在反应 $1/2\text{H}_2 + 1/2\text{O} \rightarrow 1/2\text{H}_2\text{O}$ (液体) 中 1 克摩尔氢=143000 焦耳

在反应 $\text{H}_2 + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O}$ (气体) 中 1 克摩尔氢=242000 焦耳

在反应 $1/2\text{H}_2 + 1/2\text{O} \rightarrow 1/2\text{H}_2\text{O}$ 中 1 克摩尔氢=0.03971 千瓦时

1 克摩尔氢需要 96485 库仑

1 瓦时=3601 焦耳

1 标准立方米氢=22.64 摩尔

1 克摩尔氢=22.4 升

煤电解的电解池电压为 0.420 伏

煤电解的电效率为 95%

装置 规模	每个电解 池的电流	电解 池数	总电流
5KW	7296	1	7296
100KW	149625	1	149625
1MW	1466325	1	1466325
10MW	7241850	2	14483700
100MW	24139500	6	144837000

煤电解池大小		煤 电解池 电流 密度 A/m ²	煤 电解 每池产生 的有效电 流 A	煤 电解 每池 产生的电 力 KW	煤 电解 每天需 要的电 力 KW	煤 电解 每天每池 产生的氢 气 g mol	煤 电解 每天每池 产生的电 能 KWH	燃料 电池 每天产 生的电 能 KWH	每池輸 出的总 功率 KW	每池輸 出的净 功率 KW	总电 效率 %	所需 池数 MW	所需 池数 MW	所需 池数 MW	所需 池数 MW	所需 池数 SKW
电 极 宽 m	电 极 高 m	每个电 解池中 电极数	电 极面 积 m ²	电 极长 度 m												
0.25	0.64	4.0	0.6	3	3000	7296	3	74	6533	195	8	5.04	62.21			1.0
0.75	1.25	14	1.8	53	3000	149625	63	1508	133986	3991	166	103	62.21			1.0
0.70	1.00	10.0	1.32	28	3000	79800	34	804	71459	2128	89	55	62.21	1813	181.26	16.1
1.50	1.75	49.0	6	515	3000	1466325	616	14781	1313059	39111	1630	1014	62.21	99	9.86	1.0
1.50	2.75	154.0	18.6	2541	3000	7241850	3042	72998	64484903	193159	8048	5007	62.21		2.00	
2.00	3.00	264.0	31.8	6336	3000	18057600	7584	182021	16170147	481642	20068	12484	62.21	8.01	0.80	0.1
2.50	3.50	242.0	29.16	8470	3000	24139500	10139	243326	21616342	643862	26828	16689	62.21	6		
3.00	4.00	242.0	29.16	11616	3000	33105600	13904	333704	29645270	883010	36792	22888	62.21	4	0.44	
3.50	5.00	242.0	29.16	16940	3000	48279000	20277	486652	43232685	1287723	53655	33378	62.21	3	0.30	

煤电解的大型工业化装置示意见图 8。新鲜粉煤、再生煤、水、试剂和循环电解液混合后后预热，然后进入每一个阳极池罐。煤总是过量以保证各阳极池的最大输出。在本设计中，二氧化碳被赶出阳极池。反应的电解液和产物在一系列旋液分离或液体涡流分离器中进行处理，以从电解液中分离固体和溶解的二氧化碳。液体旋涡分离器是一种分离设备，其中位于圆筒内的叶轮使加入圆筒内的液体或浆液形成旋涡。旋涡将浆液或液体里的组分分开，这样轻的部分如气体就聚集在圆筒中心，重的固体则向圆筒的外面部分聚集。这些部分是在旋涡分离器的锥形端部被分离。然后液体被送到阴极池，而固体被送到煤分离装置，未反应的煤用泡沫浮选法或重力法分离。氢气从阴极放出，在本设计中氢从阴极池引出。液体在返回进料混合器前，经过液体旋涡分离器移走更多的溶解在液体中的氢。煤里的杂质会在电解液中累积，连续引出渗料物流以除去杂质，控制它们在电解液中的浓度。一般地，除去杂质最简单的方法是蒸发、冷却渗料溶液。可采用冶金工艺回收渗料电解液中任何有价值的杂质如镍。

更详细的大型工业煤电解装置的流程图如图 9 示意。它包括煤的制备和煤电解装置。在以下的附图中有详细的描述。

附图简述

图 1 是本发明的煤电解的电解池原理。

图 2 是本发明的采用复合电极的煤电解。

图 3 是本发明的采用立方电解池罐时在阳极池的循环浆液。

图 4 是本发明的在另外罐中煤的固定床或淤浆的氧化。

图 5 是本发明煤的深层沉积物的溶液开采。

图 6 是在煤制氢燃料电池的电力装置中的能量平衡。

图 7 是本发明的大型煤电解池组的横截面和平面图。

图 8 是大型煤电解池组的流程示意图。

图 9 是大型煤电解工业装置的流程图。

所选附图详细的讨论如下：

图 1 是本发明的煤电解中电解池的使用原理。

粉煤和水 1 连续加入阳极池 2，在此阳极电极 3 从电解液的催化剂中移走电子。碳被氧化为二氧化碳，产生氢离子。煤中的氢也转化为氢离子。二氧化碳 7 离开阳极池。阳极电极 3 和 DC 电源 8 的正极相连，而阳极溶液电极 5 与阳极电极相邻，用导体 9 和阴极溶液电极 10 外部连接，后者又与阴极电极 12 相邻。含氢离子的阳极电解液 6 连续送到阴极池 11，其中阴极电极 12 与 DC 电源 8 的负极相连，把电子转移给氢离子，产生氢气 15，氢气从阴极池放出。阴极池的还原反应也可通过使用阴极电解液中的催化剂进行。反应的含催化剂的阴极电解液 14 循环回到阳极池 2。本方法的电子环路从 DC 电源 8 开始，其中输送给阴极电极 12，然后经阴电解液 13 输送到溶液电极 10，再经外部导体 9 输送到阳极溶液电极 5，经阳极电解液 4 输送到阳极电极 3，然后到达 DC 电源 8。离子循环路 6 通过从阳极电解液 4 输送到阴极池 11 实现。

图 2 是本发明中用复合电极进行煤电解时电解池的使用原理。

粉煤、水 15、含催化剂的试剂 16 和循环阴极电解液 32 混合，加入含有复合电极的阳极池 17，所述的复合电极由外部阳极电极 18、液体电解液或凝胶或电解膜 19 和内部电极 20 组成。碳氧化为二氧化碳受与 DC 电源 24 正极相连的阳极电极和阳极电解液 21 中催化剂影响。煤中的氢转化为氢离子。二氧化碳 22 从阳极电解液放出，而氢离子 23 被输送到含有阴极复合电极的阴极池 26，所述的复合电极由外部阴极电极 27、液体电解液或凝胶或电解膜 28 和内部电极 29 组成。来自与 DC 电源 24 负极相连的阴极电极 27 的电子将氢离子还原为氢气 31，所述氢气从阴极电解液 30 中放出。氢的还原也可通过阴极电解液中的催化剂实现。反应的阴极电解液 32 循环到阳极池 17。本方

法的电子环路从 DC 电源 24 的负极开始，其中电子输送给阴极电极 27，然后经液体电解液 28 输送到阴极内部电极 29，再经外部导体 25 输送到阳极内部电极 20，经液体电解液 19 输送到外部阳极电极 18，然后到达 DC 电源 24 的正极。

图 3 是采用循环浆液的阳极，从煤制氢的另一具体实施方案。

这里的描述基于使用如图 1 所示溶液电极，但也适于使用图 2 所述的复合电极。煤和水 34 经预处理 35 进行处理，所述的处理包括粒径分级和除去杂质如钠和氯以及不溶物，然后粉煤送至混合器 37，其中加有水 36、补充试剂 38 和循环阴极电解液 63。得到的进料浆料 39 加入包括阳极电极 41 和阳溶液电极 42 的阳极池 40。阳极池包括中心循环井 43、相对挡流板 44 作用的提供阳极电解液以及煤浆搅拌的叶轮 45。煤中的碳通过阳极电极 42 和催化剂作用氧化为二氧化碳，所述二氧化碳 46 从阳极池中放出。煤中氢转化为氢离子。阳极电极 41 和 DC 电源 48 的正极相连，而阳极溶液电极 42 通过外部导体 49 和阴极溶液电极 57 连接。氧化的浆液 47 送至气-液-固分离器 50，其中更多的一些二氧化碳 52 被除去，固体则从电解液中分离。电解液 51 进一步进行真空处理或其它过程以除去更多的二氧化碳 53。浆液在分离器 65 中处理以回收未反应的煤 67 循环返回混合器 37，不溶物则被弃为废料。含氢离子、不含二氧化碳的阳极电解液 55 输送到包括阴极溶液电极 57 和阴极电极 58 的阴极池 56。阴极池包括中心循环井 61、相对挡流板 59 作用的提供阴极电解液搅拌的叶轮 46。氢离子被还原为氢气 62，从阴极电解液中放出。氢离子的还原也可通过阴极电解液中的催化剂实现。在用于精制以保持电极上杂质为可接受水平的渗料液流移出后，还原的阴极电解液 63 循环返回混合器 37。电子环路和图 1 所述相同。

图 4 是本发明另一个具体实施例，在另外的容器中进行煤电解氧化的方法。

水、补充电解液、试剂 69 和反应的阴极电解液 99 在混合器 71 中混合，电解液 72 加入包括阳极电极 74 和溶液电极 75 的阳极池 73。通过循环井 76 和挡流板 76 及叶轮 77 搅拌保持电解液。阳极电解液中的催化剂离子在阳极电极氧化。阳极电极和 DC 电源 80 的正极连接，而阳极溶液电极通过外部导体 81 和秧苗溶液电极 93 相连。含氧化的催化剂离子的电解液 79 加入包括煤的固定床 83 或煤浆的沥滤容器 82。煤 70 加入沥滤容器 82。将微波能 70a 引入分离反应器 82 有助于煤的沥滤。电解液中的催化剂氧化碳和水形成二氧化碳和氢离子。煤中的氢也转化为氢离子。二氧化碳 84 从电解液中放出。反应的煤浆 85 经气-液-固分离 86 处理，其中浆液 88 被送到进行煤分离 89，产生废料 90 和要循环回沥滤罐 82 的未反应的煤 91。含氢离子的清洁电解液 87 进入阴极池 92，所述的池包括阴极溶液电极 93 和与 DC 电源 80 负极相连的阴极电极 94。用中心循环井 95、叶轮 97 及挡流板 96 保持电解液的搅拌。氢离子在阴极电极被还原为氢气。一些还原也由电解液中的催化剂进行。氢气 98 从阴电解液放出，然后阴极电解液 99 被送至混合器 71。取出渗料溶液 100 用于精制，以控制电解液中的杂质含量。电子循环和图 3 所述相同。

图 5 是本发明原位应用于深层的煤、油页岩或焦油砂沉积物的电解制氢的方法。

氧化的电解液贮存在容器 104 中，然后由管道 106 经过废岩层 105 送到破碎的煤沉积物 107。催化剂离子和碳及水反应生成二氧化碳和氢离子。煤中的氢也转化为氢离子。深的热的煤沉积物提供了维持反应所需的热量。除了损失，二氧化碳和氢离子被回收，由管道 108 随用过的电解液 109 一起带到地面 116。二氧化碳 111 在容器 110 中被分离。电解液 112 进入阴极池 113，其中产生和分离氢气 114。用过的电解液 115 进入阳极池 102，催化剂在此被氧化。氧化的电解液 103 被输送到贮存处 104。

图 6 是从煤制氢燃料电池的电力装置的能量平衡。

煤 118 和水 119 加入煤电解装置 120。从燃料电池装置 129 输入煤电解的是 DC 电源 121、热 122 及水 123。从煤电解输入燃料电池装置的是空气 130 和来自煤电解装置 120 的氢 127。如果这些装置和煤电解装置相邻，另外输入煤电解的还有主要来自燃料电池或气轮机电力装置 131 的热量。煤电解装置 120 输出的是二氧化碳 125 和氢气 126。产生的部分氢 127 进入燃料电池装置 129，其余氢 128 进入主燃料电池或气轮机发电装置 131。其它输入主发电装置的是空气 132，输出的是水 133 和电力 134。这些能量平衡基于 0.42 伏的煤电解电压和 75% 的燃料电池效率。

图 7 是本发明应用于 50MW 煤电解装置的具体实施方案。

横截面 7A 显示包括阳极电极 136 和阳极溶液电极 137 的阳极池 135。用循环中心井 138、叶轮 139、挡流板 140 和搅拌器轴 141 保持搅拌。电解池罐 135 要保温，并提供有加热槽。相邻的阴极池和阳极池结构相同。阴极池大小和阳极池大小一样，但阴极池及其电极的大小可根据特定的煤试验后得到的最佳电流密度而变化。平面图 7B 显示了一组阴极池 148 和一组阳极池 149。

图 8 是本发明具体实施方案的煤电解的大型电解池组。

所述方法是阳极池的循环煤浆。粉煤 150、水 151 和试剂 152 与回收煤 170 及循环电解液 167 一起加入混合器 153。煤浆 154 在预热器 155 中预热后进入阳极池 156。二氧化碳 157 在阳极池产生，含氢离子的反应浆液 158 进入液体旋涡分离器 159。浓浆液 160 分送到煤分离 168，而从含氢离子的电解液 161 中除去更多的二氧化碳。该电解液 161 进入阴极池 162，其中产生氢 163。用过的电解液 164 通过

液体旋涡分离器 165，从电解液中除去更多的氢 166，然后电解液 167 循环回混合器 153。煤分离 168 采用泡沫悬浮法或重力分离法进行，产生废料 172 和可回收煤 170。加入洗涤水 169 以从废料中回收电解液，该贫电解液 171 合并入循环电解液 167 中。

图 9 是本发明具体实施方案的工业煤电解装置。

煤制备由使用冲击粉碎机 177 将粗煤 176 粒径分级和用回旋磨碎机 178 磨细。进一步则进行洗涤除去可溶物如氯化钠，或用泡沫悬浮法或重力分离法除去不溶物。本例中，对泡沫悬浮法进行描述。粉煤在罐 179 中用循环液体 184 和 188 淤浆化，浆液 180 进行泡沫悬浮分离，其中高纯煤 183 送到煤浆贮存处 187。悬浮尾渣 182 进入液体涡流分离器 185，废料 186 去废料池贮存。液体则循环回浆液罐 179。过滤的粉煤 190 加入浆液罐 193。如果粗煤 176 具有足够的纯度，粉煤就可直接进入进料浆液罐 193。将酸和水 191、催化剂 192 和循环电解液 223 加入浆液罐 193 制成煤浆 194，在预热器 195 中预热，其中由燃料电池装置的热 200 经过热交换器 199 给预热器提供热。加热的煤浆 194 在达到 $5.0 \times 10^6 \text{ Pa}$ (50 巴)的压力和 160°C 的温度下加入阳极池 196，水 197 也进入阳极池 196。反应的煤浆 198 保持在反应罐 202 中以完成煤的氧化，然后反应的浆液 203 进入闪蒸罐 204，以使压力降到大气压。热的闪蒸罐有助于除去二氧化碳 205，所述的二氧化碳在冷却器 209 中冷却后贮存在二氧化碳储处 211。从闪蒸罐来的液体 206 经过液体涡流分离器 207，以除去更多二氧化碳 208，再送去冷却器 209。从液体涡流分离器来的浓浆液 212 在液体涡流分离器 215 中用洗涤水 216 进行洗涤。固体 217 送到煤回收处 181 或进入废料。弱酸性的洗涤水合并入电解液物流 223。如果需要，来自液体涡流分离器 207 的电解液 213 在压力过滤器 214 中澄清后在加热器 218 中加热，在压力下进入阴极池 220。含氢的电解液 221 在罐 224 中闪蒸，其中氢气 225 被分离，在冷却器 227 中冷却后去贮存处 228。闪蒸罐中来的液体 223 和从冷却器中来的 226 循环到煤浆罐 193。

煤电解制氢可用传统的隔膜电解池实现，但其反应速率太低，没有工业化价值。本发明涉及以快速的反应速率电解转化煤或其它固态烃、液态烃和气态烃及水，产生高纯氢的工业方法，它适合于发电，以及作为以质子电解膜燃料电池为动力的交通工具的燃料。本发明以煤为燃料进行描述，这是因为煤是世界上分布广泛、储量最丰富的化石燃料，世界储量可用几百年。本发明方法基于这样一种电解池，在无隔膜下操作，具有高反应速率，装置规模可有从小到很大的容量。该方法包括了革新的特点，例如可在高压和中温下操作，含有的二氧化碳能被简单地从电解液中除去，这样产生的氢不被二氧化碳污染，从而使氢能作为合适的质子电解膜燃料电池的燃料。本方法中生成的二氧化碳具有很高的纯度，适于工业使用，或被简便地进行后续处理以阻止全球变暖。

大量的褐煤和褐色煤沉积物含有达 66%的水分，它们是本发明理想的原料，这是因为本方法中每 1 吨煤中的碳需要 3 吨水。从褐煤到烟煤也有许多煤，含有有毒或有害的杂质如硫、汞、砷、铅、镉及其他物质，在传统的工业方法中由于这些杂质对工艺和设备的干扰，或或对大气具有有害影响，例如形成酸雨或重金属分散在大气中，因此含这些杂质的煤不适合作为传统工业方法的燃料。本发明方法具有处理这些不纯煤的能力，在工艺中能分离这些杂质并进行安全处理。

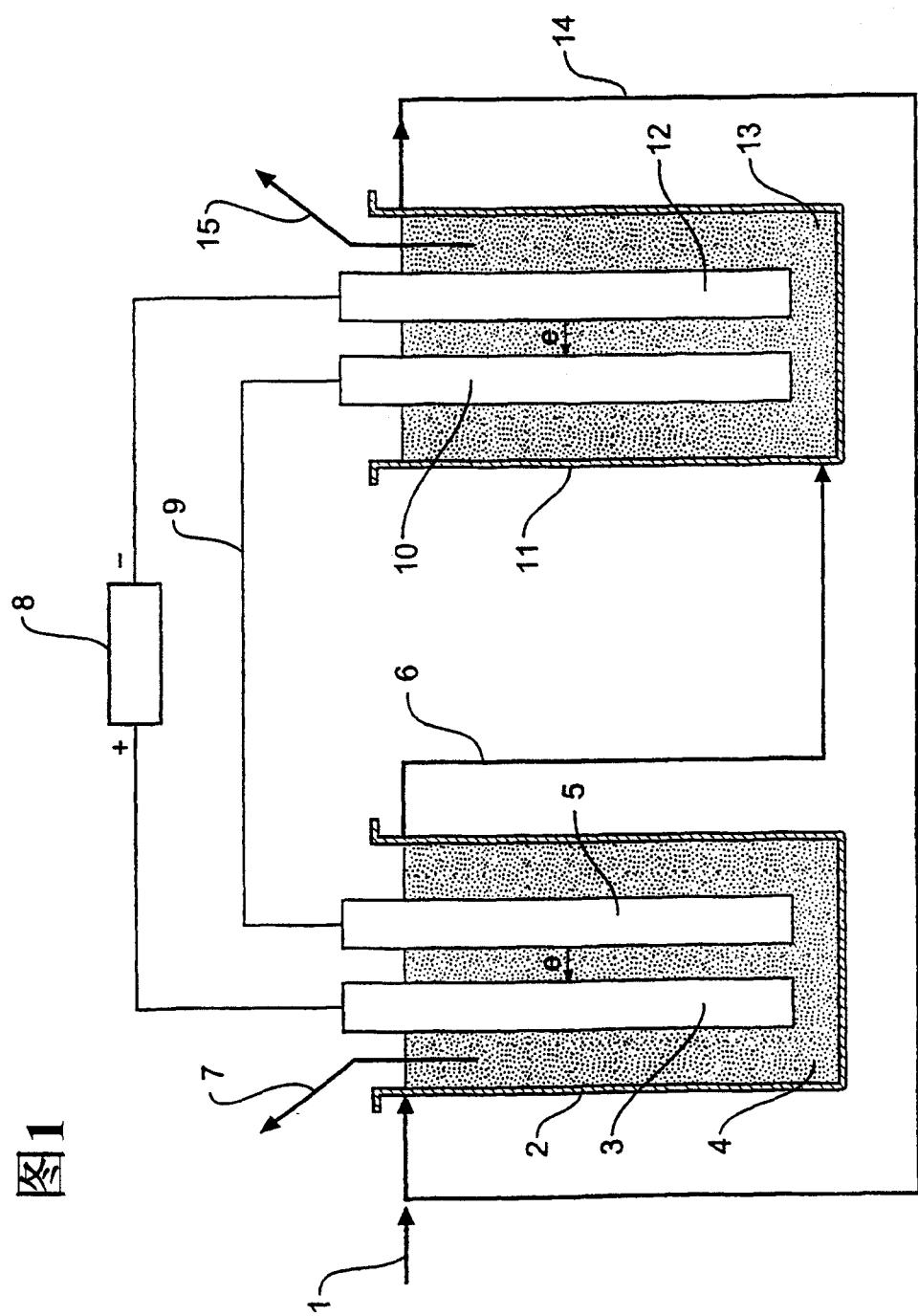
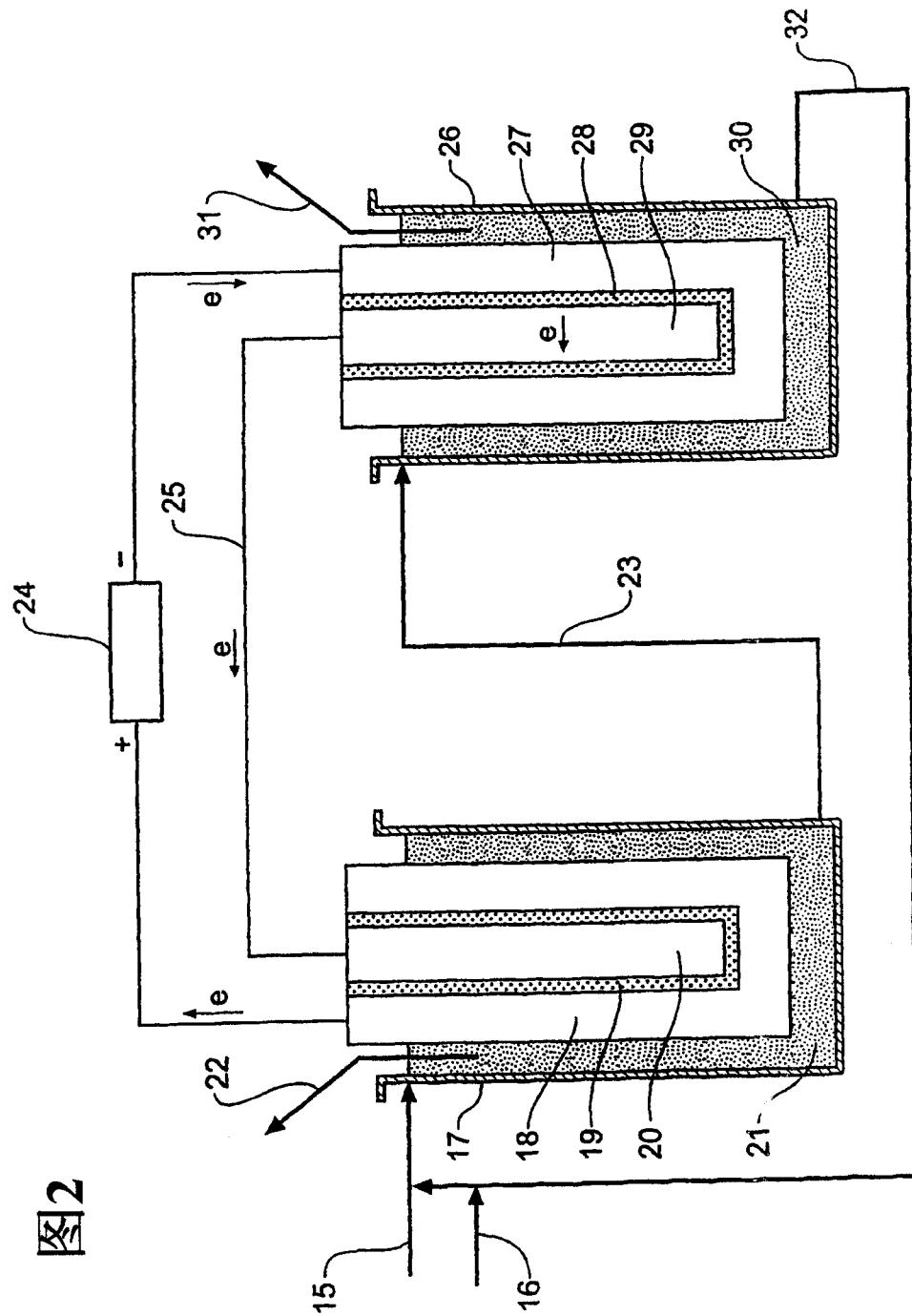


图1



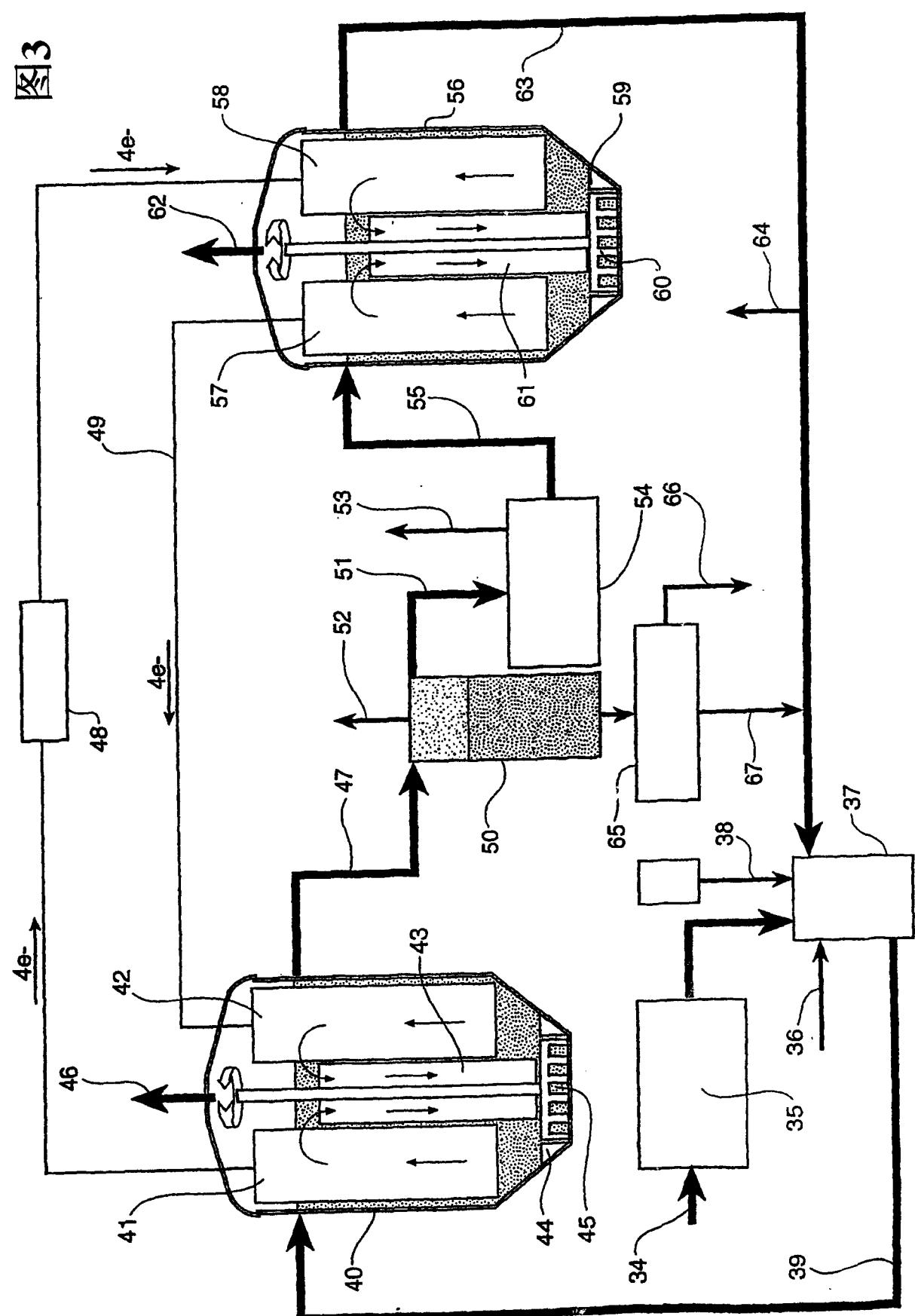
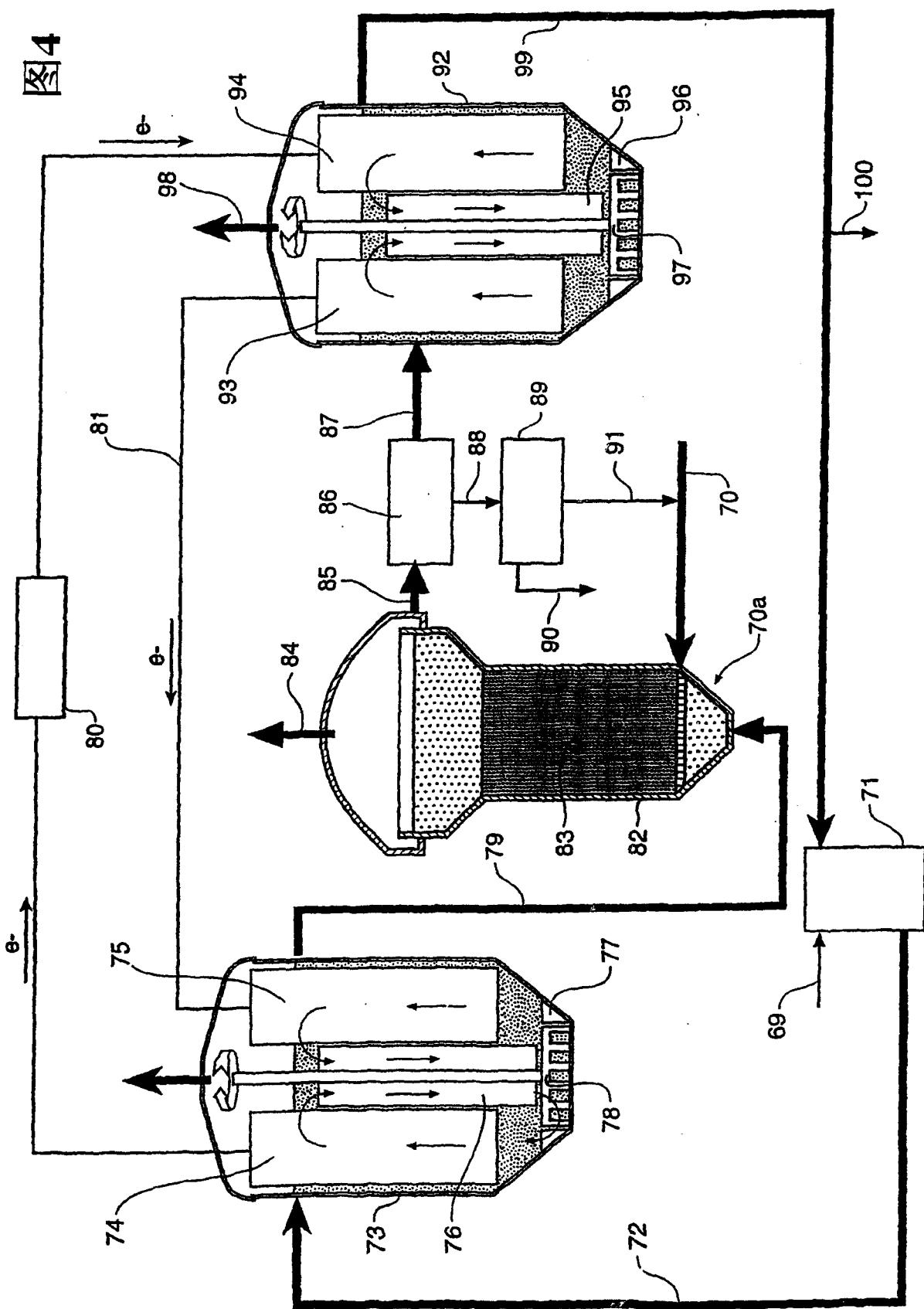


图4



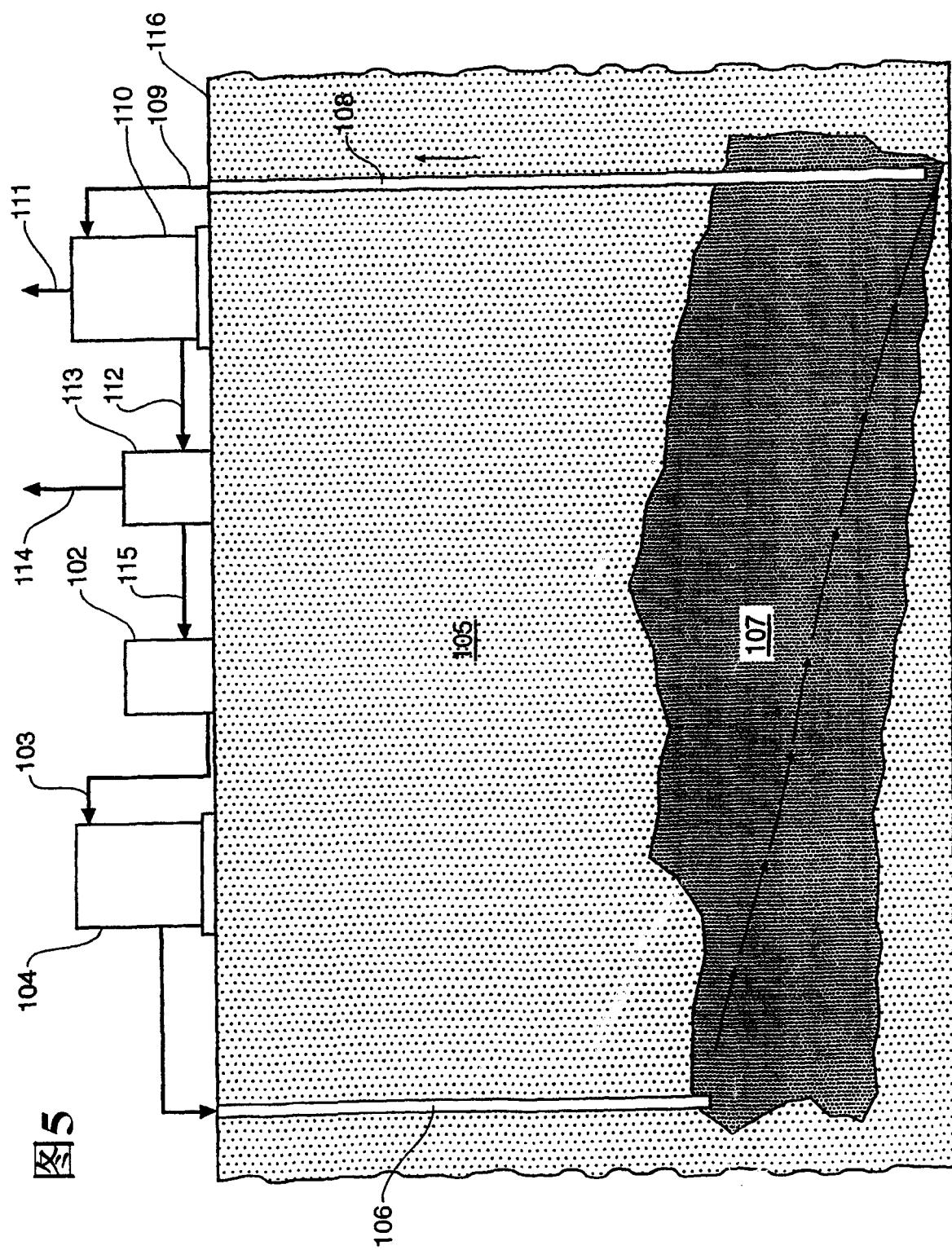
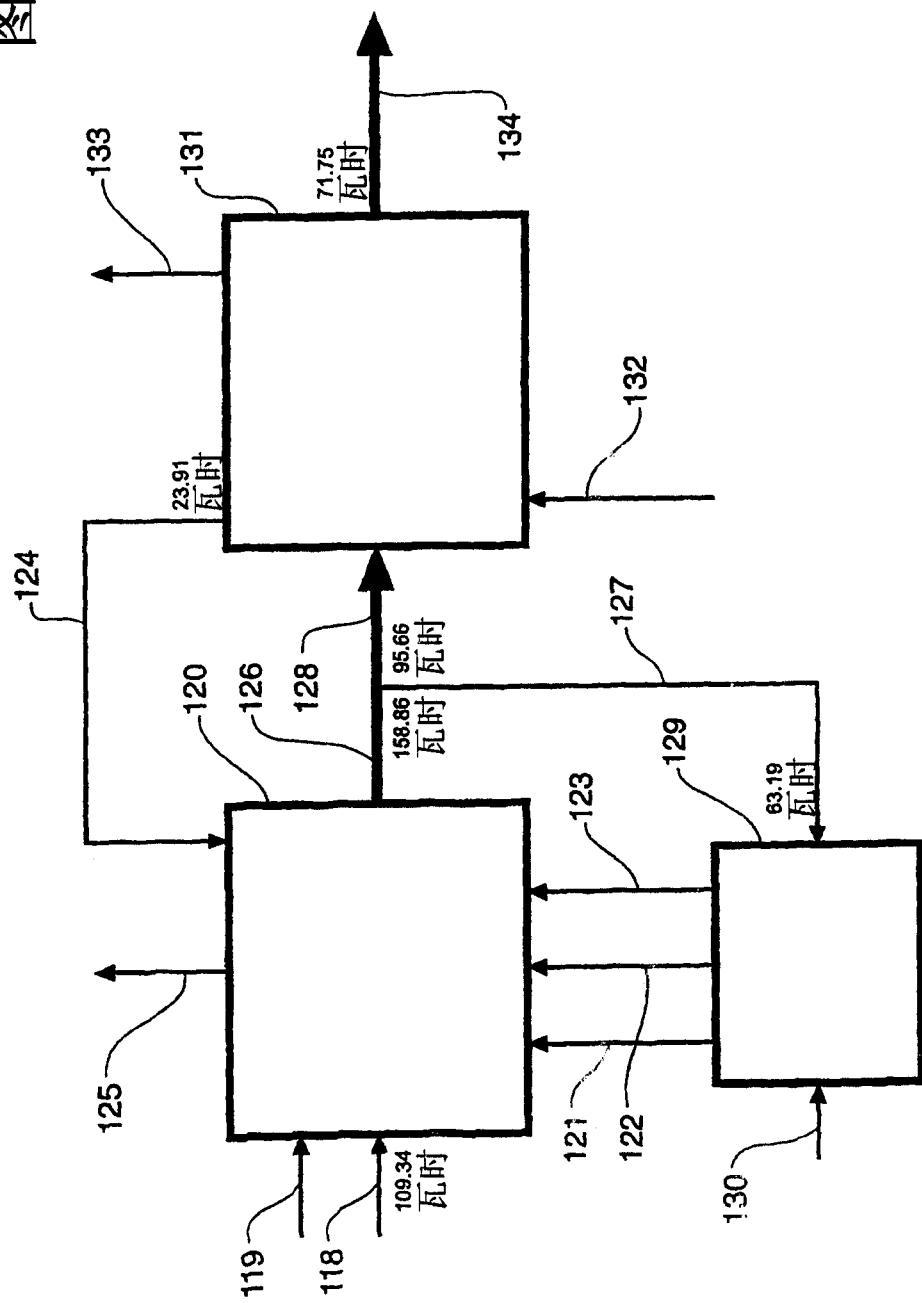


图6



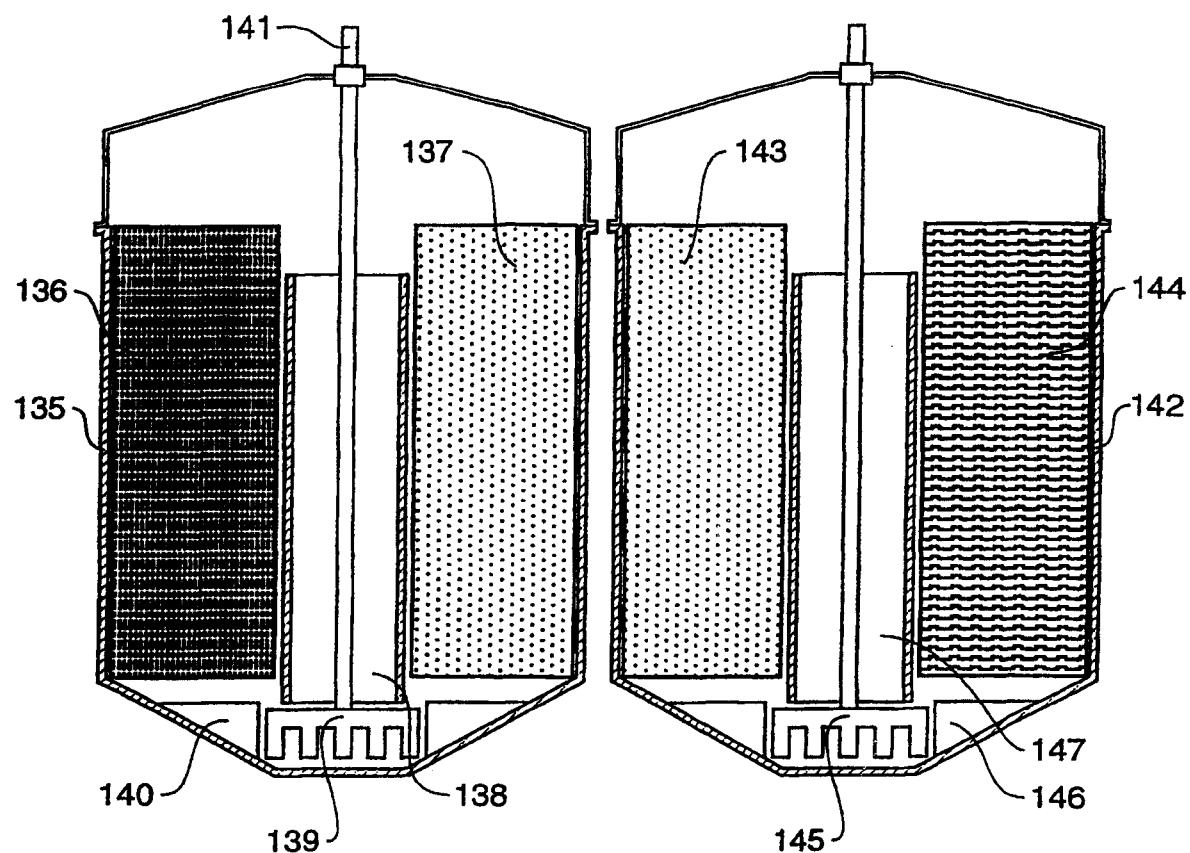


图7A

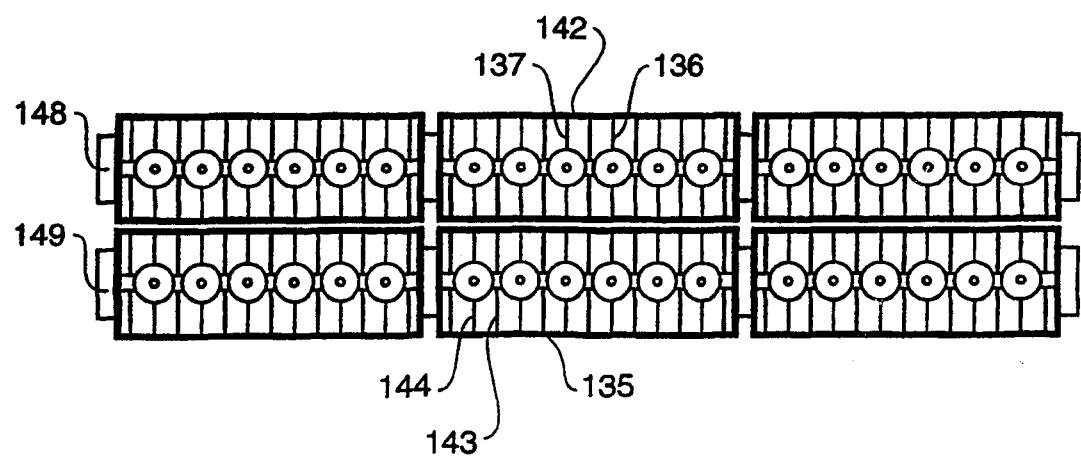


图7B

图8

