

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

C07C 9/04 (2006.01)

C07C 7/12 (2006.01)



# [12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200410081272.5

[45] 授权公告日 2006年10月11日

[11] 授权公告号 CN 1279006C

[22] 申请日 2004.11.19

[21] 申请号 200410081272.5

[71] 专利权人 四川天一科技股份有限公司

地址 610225 四川省成都市外南机场路  
445 信箱

[72] 发明人 李克兵 殷文华 刘丽 王键  
武立新

审查员 宗 绮

[74] 专利代理机构 成都立信专利事务所有限公司

代理人 冯忠亮

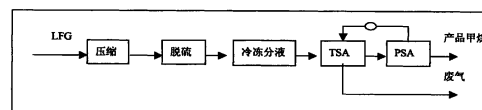
权利要求书 2 页 说明书 9 页 附图 1 页

## [54] 发明名称

从垃圾填埋气中净化回收甲烷的方法

## [57] 摘要

本方法将垃圾填埋气经压缩、脱硫、冷冻分液，变温吸附 (TSA) 及变压吸附 (PSA) 工序获得纯度为 80 ~ 90%、收率 80 ~ 95% 的甲烷产品气。脱硫采用特种活性炭及氧化铁复合脱硫剂，脱硫后总硫  $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ ；冷冻分液系统温度为 4 - 10℃，除去大部分水及高沸点物质；TSA 所用吸附剂是氧化铝和硅胶或氧化铝和活性炭，其配比为 1 : 2 ~ 10 (体积比)，氧化铝装填在吸附床入口端，硅胶或活性炭装填在吸附床出口端，或 TSA 所用吸附剂氧化铝、活性炭和硅胶，其配比为 1 : 2 ~ 10 : 2 ~ 10 (体积比)。PSA 采用抽空解吸工艺，吸附剂为氧化铝和硅胶，其配比为 1 : 3 ~ 10 (体积比)，吸附压力为 0.2 ~ 2.5MPa (G)，抽空压力为 -0.05 ~ -0.09MPa (G)，产品气甲烷是从吸附阶段获得。特别适用于从垃圾填埋气中净化回收较高纯度的甲烷。



1、垃圾填埋气中净化回收甲烷的方法，其特征在于包括将填埋气压缩至0.20~2.5MPaG，填埋气脱硫，填埋气冷冻至4~10℃，除去大部分水和高沸点物质得到初步净化气，将初步净化气送入变温吸附系统，脱除大部分微量杂质后送入变压吸附系统，回收甲烷。

2、根据权利要求1所述的方法，其特征在于变温吸附系统为两个或两个以上的吸附床组成的连续运转系统，每个吸附床在一次循环中依次经历吸附、降压、加热再生、冷却、升压步骤，吸附步骤的压力为0.20~2.5MPaG，温度为15~45℃，净化气去变压吸附系统的吸附床，降压步骤为逆向降压至常压，大部分被吸附的杂质组分随降压气流排出吸附床，剩余被吸附的杂质组分通过用再生气加热再生而随再生气排出，加热再生步骤的温度为120~300℃，冷吹步骤采用变压吸附系统解吸气或产品气或变温吸附系统的产品气对刚加热再生完成的吸附床进行冷吹，使其温度降至吸附温度，升压步骤用填埋气或变温吸附系统吸附步骤的净化气或变压吸附系统的产品气对吸附床进行升压至吸附压力。

3、根据权利要求1所述的方法，其特征在于变压吸附系统为两个或两个以上的吸附床组成的连续运转系统，每个吸附床在一次循环中依次经历吸附、至少一次均压降、逆向放压、抽空、至少一次均压升及最终升压步骤，吸附步骤压力为0.2~2.5MPaG，其吸附温度为15~45℃，含甲烷的净化气通过吸附床产品端排出，逆向放压步骤由原料气入口端排放床层内吸附的大部分杂质组分，逆向放压的最终压力为接近常压，抽空步骤进一步让吸附在床层内的杂质组分解吸出来，抽空压力为-0.05~-0.09MPaG，均压升为一次或多次，利用别的吸附床均压降的气体升压，最终升压步骤利用吸附步骤所得的产品气从吸附床产品端进行升压，使其压力达到吸附压力，或用填埋气从床层原料端对吸附床进行升压，或用填埋气和变压吸附的产品气从床层原料气进口端和产品气出口端同时对吸附床进行升压，直至达到吸附压力。

4、根据权利要求1或2或3所述的方法，其特征在于变温吸附系统所用

吸附剂是氧化铝和硅胶或者是氧化铝和活性炭，其配比为1: 2~10体积比，或者是氧化铝、活性炭和硅胶，其配比为1: 2~10: 2~10体积比，氧化铝装填在吸附床入口端，硅胶、活性炭装填在吸附床出口端；变压吸附系统采用抽空解吸工艺，吸附剂为氧化铝和硅胶，其配比为1: 3~10体积比，吸附压力为0.2~2.5MPaG，抽空压力为-0.05~-0.09MPaG，最终产品气甲烷是从吸附阶段获得。

5、根据权利要求1所述的方法，其特征在于脱硫系统中，用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂脱除填埋气中的有机硫和无机硫，改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂的配比为：1: 1~10体积比。

6、根据权利要求1或2所述的方法，其特征在于变温吸附的再生气为变压吸附系统解吸气或产品气，或为变温吸附系统的产品气，或为N<sub>2</sub>。

## 从垃圾填埋气中净化回收甲烷的方法

### 技术领域:

本发明与混合气的分离、净化和回收方法有关，尤其与从垃圾填埋气中净化回收甲烷的方法有关。

### 背景技术:

垃圾集中到填埋场，浇上细菌发酵剂再盖上粘膜和泥土，垃圾中的有机物在厌氧过程中降解产生的气体称为垃圾填埋气(Landfill gas, 英文缩写LFG)。LFG的成分复杂，并随着垃圾的稳定化进程、压实程度、垃圾的组成和特性、填埋地区的水文质及填埋方式等因素而变，主要成分为 $\text{CH}_4$ 、 $\text{N}_2$ 、 $\text{CO}_2$ 及 $\text{H}_2\text{O}$ ，其他微量杂质有140种以上。典型组成表1:

表1 垃圾填埋气的典型组成

主要组份	含量 v %	微量组分					
		组份	含量( $\text{V} \cdot 10^{-3}$ )	组份	含量( $\text{V} \cdot 10^{-3}$ )	组份	含量( $\text{V} \cdot 10^{-3}$ )
$\text{CH}_4$	40~50	$\text{H}_2\text{S}$	20~100	二氯乙烯	33	苯	0.4~2
$\text{CO}_2$	32~40	甲硫醇	3~5	二氯乙烷	0.25	苯乙烯	0~0.5
$\text{N}_2$	2~4	乙硫醇	0.1~0.5	三氯乙烯	2.8	甲苯	4.7~35
$\text{H}_2\text{O}$	3~12	甲硫醚	5~10	二氯氟甲烷	0.6	乙苯	3.5~13
$\text{O}_2$	2~4	二甲基二硫醚	0.01~0.05	四氯乙烯	6.3	氯苯	0.1~1.0
CO	0.4~0.6	COS	<0.5	二氯甲烷	12.0	异戊烷	0~0.1
$\text{NH}_3$	1~3	$\text{CS}_2$	<0.5	氯乙烯	1.4	正戊烷	0~0.02

垃圾填埋气的主要成分为 $\text{CO}_2$ 及 $\text{CH}_4$ ，直接排放会产生较强的温室效应，且容易引发爆炸事故。且填埋气中的微量有机物会造成严重的环境污染。

垃圾填埋气也是一种可回收利用的能源，具有很高的热值，约 $19\text{MJ}/\text{m}^3$ ，与城市煤气的热值接近。净化回收利用填埋气，可变废为宝，提高环境质量。由于填埋气的组成十分复杂，尤其含有高沸点的硫化物，氯化物及其它有机物，净化难度大。目前世界上已有20多个国家的500多个垃圾填埋场进行填埋气的回收利用，其大部分垃圾填埋场是直接利用垃圾填埋气供内燃机发电或燃烧产生蒸汽供热，仅小部分填埋气经脱水净化后用作管道煤气。

由于城市煤气或碳一化学加工对甲烷的纯度要求较高，而填埋气中的

主要成分为 $\text{CO}_2$ 及 $\text{CH}_4$ ，为了提高甲烷浓度，增加净化气的热值，必须脱除 $\text{CO}_2$ 。本发明采用脱硫、冷冻分液、变温吸附(简称TSA)、变压吸附(简称PSA)联合工艺。TSA采用特殊的吸附剂及配比脱除垃圾填埋气中的高沸点物质，且吸附高沸点物质后的吸附剂在较低温度下可以再生，PSA脱除大部分 $\text{CO}_2$ ，从而达到浓缩甲烷的目的。

目前世界各国也在积极开发垃圾填埋气的净化方法，由于微量杂质不易脱除，目前仅限于采用液相吸收法(如MDEA)脱除 $\text{CO}_2$ 。本专利技术采用全干法流程，工艺技术可靠，流程简单，可将垃圾填埋气中除甲烷外的绝大部分组分去掉，包括脱除微量杂质和 $\text{CO}_2$ ，净化后的甲烷气可替代天然气，用作碳一化学的原料。

#### 发明的内容:

本发明的目的是提供一种从垃圾填埋气及类似气源中回收甲烷的方法。

本发明是这样实现的:

本发明垃圾填埋气中净化回收甲烷的方法，包括将填埋气压缩至0.20~2.5MPaG，填埋气脱硫，填埋气冷冻至4~10℃，除去大部分水和高沸点物质得到初步净化气，将初步净化气送入变温吸附系统，脱除大部分微量杂质后送入变压吸附系统，回收甲烷。

变温吸附系统为两个或两个以上的吸附床组成的连续运转系统，每个吸附床在一次循环中依次经历吸附、降压、加热再生、冷却、升压步骤，吸附步骤的压力为0.20~2.5MPaG，温度为15~45℃，净化气去变压吸附系统的吸附床，降压步骤为逆向降压至常压，大部分被吸附的杂质组分随降压气流排出吸附床，剩余被吸附的杂质组分通过用再生气加热再生而随再生气排出，加热再生步骤的温度为120~300℃，冷吹步骤采用变压吸附系统解吸气或产品气或变温吸附系统的产品气对刚加热再生完成的吸附床进行冷吹，使其温度降至吸附温度，升压步骤用填埋气或变温吸附系统吸附步骤的净化气或变压吸附系统的产品气对吸附床进行升压至吸附压力。

变压吸附系统为两个或两个以上的吸附床组成的连续运转系统，每个吸附床在一次循环中依次经历吸附、至少一次均压降、逆向放压、抽空、至少一次均压升及最终升压步骤，吸附步骤压力为0.2~2.5MPaG，其吸附

温度为15~45℃,含甲烷的净化气通过吸附床产品端排出,逆向放压步骤由原料气入口端排放床层内吸附的大部分杂质组分,逆向放压的最终压力为接近常压,抽空步骤进一步让吸附在床层内的杂质组分解吸出来,抽空压力为-0.05~-0.09MPaG,均压升为一次或多次,利用别的吸附床均压降的气体升压,最终升压步骤利用吸附步骤所得的产品气从吸附床产品端进行升压,使其压力达到吸附压力,或用填埋气从床层原料端对吸附床进行升压,或用填埋气和变压吸附的产品气从床层原料气进口端和产品气出口端同时对吸附床进行升压,直至达到吸附压力。

变温吸附系统所用吸附剂是氧化铝和硅胶或者是氧化铝和活性炭,其配比为1:2~10体积比,或者是氧化铝、活性炭和硅胶,其配比为1:2~10:2~10体积比,氧化铝装填在吸附床入口端,硅胶、活性炭装填在吸附床出口端;变压吸附系统采用抽空解吸工艺,吸附剂为氧化铝和硅胶,其配比为1:3~10体积比,吸附压力为0.2~2.5MPaG,抽空压力为-0.05~-0.09MPaG,最终产品气甲烷是从吸附阶段获得。

脱硫系统中,用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂脱除填埋气中的有机硫和无机硫,改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂的配比为:1:1~10体积比。

变温吸附的再生气为变压吸附系统解吸气或产品气,或为变温吸附系统的产品气,或为N<sub>2</sub>。

本发明与已有的回收CH<sub>4</sub>方法相比有所不同,主要表现在:

(1)气源组成不同,现有的回收甲烷方法,如专利CN 85 1 03557 B 变压吸附法富集煤矿瓦斯气中甲烷,瓦斯气中甲烷含量仅为20~30%,其余杂质气体N<sub>2</sub> 50~60%,O<sub>2</sub>+Ar 12~18%,饱和水;而垃圾组成复杂(见上表);甲烷含量40~50%,杂质含有甲硫醇、二氯乙烯、氯苯和戊乙烷等不易脱除的微量组分,用单一的变压吸附法和通常的吸附剂达不到除去这些微量组分且使回收后的甲烷有较高的纯度和收率的目的。本发明采用压缩、脱硫、冷冻分液、变温吸附及变压吸附相结合的工艺配合使用氧化铝和硅胶或氧化铝和活性炭吸附剂,得到纯度80~90%、收率80~95%的甲烷。

(2)得到甲烷的阶段不同,变压吸附法富集煤矿瓦斯气中甲烷是从解吸阶段获得产品甲烷,而本发明是从吸附阶段获得产品甲烷。

由于垃圾填埋气的气源巨大,所以该专利方法用于净化垃圾填埋气,

具有广阔的市场前景和可观的社会经济效益，同时也有利于环境保护。

本发明可将垃圾填埋气中的硫脱至 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 、其余微量杂质脱至 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 、甲烷纯度达到80~90%，甲烷收率达到80~95%。

### 附图说明：

图1为本发明流程框图。

### 具体实施方式：

#### 实施例1：

本发明由压缩、脱硫、冷冻分液、变温吸附及变压吸附（均为二床）等工艺过程构成。其流程示意如图1：

本发明的具体内容叙述如下。

压缩：常压的垃圾填埋气压缩至后续工序所需压力，以便克服足够的阻力降，满足PSA的 $\text{CO}_2$ 脱除率以及 $\text{CH}_4$ 回收率的要求，经压缩的填埋气压力为0.2MPa（G）或1.5MPa（G）或2.5MPa（G）。

脱硫：脱硫工序采用改性活性炭及氧化铁复合脱硫剂，其配比为1:1~10（体积比）。压力为0.2MPa（G）或1.8MPa（G）或2.5MPa（G）的填埋气送入脱硫工序脱硫，使其中的硫含量 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ ，满足城市煤气对硫化物的要求。

冷冻分液：冷冻分液系统操作温度4~10℃，目的是除去大部分水及高沸点物质。

变温吸附：本系统主要作用是进一步脱除经初步净化处理后未脱除掉的组分如苯、甲苯、正异戊烷等大分子有机物，使微量杂质含量 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 。TSA所用吸附剂为氧化铝和硅胶或活性炭中的一种，其配比为1:2~10（体积比），或氧化铝、活性炭和硅胶，其配比为1:2~10:2~10（体积比）。

本发明的TSA工艺中的每个吸附床在一次循环中依次经历以下步骤：

（1）吸附（A）：压力0.2 MPa（G）或1.2MPa（G）或2.5MPa（G）的垃圾填埋气进入变温吸附床进行吸附，除去微量杂质后，净化后的气体去PSA吸附床。当杂质在净化气体中达到规定浓度后，中止原料气、停止吸附，此时原料气进入已再生冷却后的另一床层进行吸附。

（2）降压（D）：逆向降压接近常压，大部分被吸附的组分随降压气流排出TSA吸附床。

(3) 加热再生(H): 将变压吸附系统的解吸气或产品气、或变温吸附系统的产品气、或氮气加热至120℃或180℃或250℃或300℃作为再生气或经吸附床的出口端进入刚吸附完的吸附床进行加热再生。

(4) 冷吹(C): 变压吸附系统解吸气或产品气、或变温吸附系统的产品气进入刚加热再生完的吸附床, 对吸附床进行冷吹, 使吸附床的温度降至吸附温度。

(5) 升压(R): 用填埋气或变温吸附系统吸附步骤的净化气或变压吸附系统的产品气对吸附床层升压至吸附压力。

变压吸附: 本系统的作用是脱除垃圾填埋气中的大量杂质组分CO<sub>2</sub>及微量其它杂质如苯、甲苯、正异戊烷等, 完成对甲烷的回收。

本发明的变压吸附工艺中的每个吸附床在一次循环中依次经历以下步骤:

(1) 吸附(A): 将已由TSA脱除了微量杂质的垃圾填埋气送入吸附床进料端进行吸附, 吸附压力0.2MPa(G)或1.5MPa(G)或2.5MPa(G), 选择性吸附易吸附CO<sub>2</sub>等杂质组分, 不易吸附的组分(如氧、氮、甲烷、CO等)通过吸附床并从产品端排出, 当杂质在净化气体中达到规定浓度, 终止原料气, 停止吸附。

(2) 均压降(ED): 在A步骤后, 从吸附床产品端将床层内气体排由于排出过程中床内压力不断下降, 故CO<sub>2</sub>杂质组分吸附前沿随吸附区亦不断向产品端移动, 当吸附前沿移至产品出口端时中止气体排放, 此时, CO<sub>2</sub>杂质吸附区基本上全留在床层内, 排出的气体不含CO<sub>2</sub>杂质组分, 可用于已再生好的床层升压。根据吸附压力、吸附剂的处理能力、床层数目的情况, 均压降可分一次或多次完成, 可依次简称为E1D、E2D、E3D、E4D、E5D、.....。

(3) 逆向放压(D): 在上述ED步骤结束后, 吸附床内尚残留的气体则通过床层的进料端排走, 逆向放压终压接近常压。

(4) 抽空(V): 为了使床层内吸附剂再生得更彻底, 采用抽真空的方法, 更进一步地降低D步骤后床层中CO<sub>2</sub>的分压, 把残余的CO<sub>2</sub>及其它微量杂质组分从床层的进料端排走, 这一过程通常需使床层压力降至-0.05MPa(G)或-0.07MPa(G)或-0.09MPa(G)。

(5) 均压升(ER): 这步与ED步骤相对应, 即利用ED步骤吸附床排出



的气体进入已结束V步骤处于真空状态的吸附床，使其压力逐步升高。这一步骤可分一次或多次完成，可依次简称为E1R、E2R、E3R、E4R、E5R、... ..。

(6) 最终升压 (FR)：由于ER步骤无法使吸附床压力达到吸附压力，因此需用正处于A步骤的吸附床所输出的产品气的一部分从产品端对该吸附床升压，亦可用原料气从床层进料端对该吸附床升压或产品气和原料气同时对吸附床进行最终升压，直至达到吸附压力。

每个吸附床都将经历相同的步骤，只是时序上相互叉开，以保证分离过程连续进行。

#### 实施例2:

该实例采用变温吸附工艺2床系统，变压吸附工艺4床二次均压系统。TSA吸附床装氧化铝和硅胶，体积比为1: 6，PSA吸附床装氧化铝和硅胶，体积比为1: 7。

如表一组成的垃圾填埋气经压缩机压缩至0.5MPa，进入脱硫系统进行脱硫，脱硫系统采用两塔串并联流程，脱硫剂用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂，其配比为1: 2 (体积比)，将垃圾填埋气中硫脱至 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 后再进入冷冻分液系统，冷冻分液系统操作温度为 $5^\circ\text{C}$ ，分离出垃圾填埋气中的大部分水和高沸点杂质。初步净化的垃圾填埋气进入二塔的TSA系统，TSA操作压力为0.45MPa，循环周期为12小时。原料气从上部进入吸附塔，原料气中的高烃类被吸附，使微量杂质脱至 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 后再进入四塔流程的PSA系统。当吸附塔内高烃类即将穿透吸附床层时，切断原料阀，开启逆放阀，从塔的上部将塔内大部分杂质排出TSA吸附塔，将PSA的解吸气加热至 $130^\circ\text{C}$ 后进入TSA吸附塔，对吸附塔进一步再生，再生后的TSA吸附塔经升压又进入吸附步骤。

PSA系统的操作压力为0.4MPa (G) ~ 0.45MPa (G)，来自变温吸附系统的净化气进入PSA系统，净化气从吸附塔下部进入吸附塔进行吸附，原料气中的低烃及 $\text{CO}_2$ 被吸附，产品甲烷从吸附塔上部引出界区。PSA每塔依次经历吸附(A)、一次均压降 (E1D)、二次均压降 (E2D)、逆放(D)、抽空(V)、二次均压升 (E2R)、一次均压升 (E1R)、终充(FR)、抽空压力为 $-0.05 \sim -0.09\text{MPa}$  (G)，控制产品甲烷气中的 $\text{CO}_2$ 浓度为0.6%。

本例中回收的甲烷纯度达到90%，收率达80%。

### 实施例3:

该实例采用变温吸附工艺2床系统, 变压吸附工艺6床三次均压系统。TSA附塔装氧化铝和活性炭, 体积比为1: 2, PSA附塔装氧化铝和硅胶, 体积比为1: 9。

如表一组成的垃圾填埋气经压缩机压缩至0.7MPa(G), 进入冷冻分液系统, 冷冻分液系统操作温度为6℃, 将其中的大部分水和高沸点杂质冷凝分离出垃圾填埋气, 垃圾填埋气进入脱硫系统进行脱硫, 脱硫剂用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂, 其配比为1: 5(体积比), 硫脱至 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 初步净化的垃圾填埋气进入变温吸附装置, TSA系统的再生温度为240℃, 使微量杂质脱至 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 后再进入PSA系统, 抽空压力为-0.075MPa, 控制产品甲烷气中的 $\text{CO}_2$ 浓度为1.0%。本例中回收的甲烷纯度达到87%, 收率达85%。

### 实施例4:

该实例采用变温吸附工艺2床系统, 变压吸附工艺6床三次均压系统。TSA附塔装氧化铝、硅胶和活性炭, 体积比为1: 3: 5或1: 2: 10或1: 10: 2或1: 5: 7, PSA附塔装氧化铝和硅胶, 体积比为1: 3。

如表一组成的垃圾填埋气经压缩机压缩至0.7MPa, 进入冷冻分液系统, 冷冻分液系统操作温度为6℃, 将其中的大部分水和高沸点杂质冷凝分离出垃圾填埋气, 垃圾填埋气进入脱硫系统进行脱硫, 脱硫剂用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂, 其配比为1: 5(体积比), 硫脱至 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 初步净化的垃圾填埋气进入变温吸附装置, TSA系统的再生温度为200℃, 使微量杂质脱至 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 后再进入PSA系统, 抽空压力为-0.075MPa, 控制产品甲烷气中的 $\text{CO}_2$ 浓度为1.0%。本例中回收的甲烷纯度达到87%, 收率达85%。

### 实施例5:

该实例采用变温吸附工艺3床系统, 变压吸附工艺8床四次均压系统。TSA吸附床装氧化铝和硅胶, 体积比为1: 8, PSA吸附床装氧化铝和硅胶, 体积比为1: 8。

如表一组成的垃圾填埋气经压缩机压缩至1.0MPa(G), 进入脱硫系统进行脱硫, 脱硫剂用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂, 其配比为1: 6(体积比), 将硫脱至 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 进入冷冻分液系统, 冷冻分液系统操作温度为

4.5℃，将其中的大部分水和高沸点杂质冷凝分离出垃圾填埋气，初步净化的垃圾填埋气进入TSA系统，TSA系统的再生温度为160℃，使微量杂质脱至 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 后再进入PSA系统，抽空压力为-0.09MPa(G)。控制产品甲烷气中的CO<sub>2</sub>浓度为1.0%。本例中回收的甲烷纯度达到85%，收率达90%。

#### 实施例6:

该实例采用变温吸附工艺3床系统，变压吸附工艺10床五次均压系统。TSA吸附床装氧化铝和活性炭，体积比为1:7.5，PSA吸附床装氧化铝和硅胶，体积比为1:10。

如表一组成的垃圾填埋气经压缩机压缩至1.0MPa(G)，进入脱硫系统进行脱硫，脱硫剂用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂，其配比为1:7(体积比)，将硫脱至 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 进入冷冻分液系统，冷冻分液系统操作温度为8℃，将其中的大部分水和高沸点杂质冷凝分离出垃圾填埋气，初步净化的垃圾填埋气进入TSA系统，TSA系统的再生温度为250℃，使微量杂质脱至 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 后再进入PSA系统，抽空压力为-0.08MPa(G)，控制产品甲烷气中的CO<sub>2</sub>浓度为3.0%。本例中回收的甲烷纯度达到83%，收率达92%。

#### 实施例7:

该实例采用变温吸附工艺4床系统，变压吸附工艺12床五次均压系统。TSA吸附床装氧化铝和活性炭，体积比为1:7，PSA吸附床装氧化铝和硅胶，体积比为1:10。

如表一组成的垃圾填埋气经压缩机压缩至0.5~1.6MPa(G)，进入脱硫系统进行脱硫，脱硫剂用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂，其配比为1:8(体积比)，将硫脱至 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 进入冷冻分液系统，冷冻分液系统操作温度为7℃，将其中的大部分水和高沸点杂质冷凝分离出垃圾填埋气，初步净化的垃圾填埋气进入TSA系统，TSA系统的再生温度为220℃，使微量杂质脱至 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 后再进入PSA系统，抽空压力为-0.08MPa(G)，控制产品甲烷气中的CO<sub>2</sub>浓度为3.0%。本例中回收的甲烷纯度达到82%，收率达93%。

#### 实施例8:

该实例采用变温吸附工艺4床系统，变压吸附工艺14床五次均压系统。TSA吸附床装氧化铝和活性炭，体积比为1:10，PSA吸附床装氧化铝和硅胶，体积比为1:9.5。

如表一组成的垃圾填埋气经压缩机压缩至1.6MPa，进入脱硫系统进行脱硫，脱硫剂用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂，其配比为1:4(体积比)，将硫脱至 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 进入冷冻分液系统，冷冻分液系统操作温度为 $4^\circ\text{C}$ ，将其中的大部分水和高沸点杂质冷凝分离出垃圾填埋气，初步净化的垃圾填埋气进入TSA系统，TSA系统的再生温度为 $180^\circ\text{C}$ ，使微量杂质脱至 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 后再进入PSA系统，抽空压力为 $-0.08\text{MPa}(\text{G})$ ，控制产品甲烷气中的 $\text{CO}_2$ 浓度为2.0%。本例中回收的甲烷纯度达到80%，收率达92%。

#### 实施例9:

该实例采用变温吸附工艺4床系统，变压吸附工艺16床七次均压系统。TSA吸附床装氧化铝和活性炭，体积比为1:8，PSA吸附床装氧化铝和硅胶，体积比为1:9。

如表一组成的垃圾填埋气经压缩机压缩至 $2.4\text{MPa}(\text{G})$ ，进入脱硫系统进行脱硫，脱硫剂用改性活性炭和氧化铁复合脱硫剂，其配比为1:3(体积比)，将硫脱至 $\leq 20\text{mg}/\text{m}^3$ 进入冷冻分液系统，冷冻分液系统操作温度为 $4^\circ\text{C}$ ，将其中的大部分水和高沸点杂质冷凝分离出垃圾填埋气，初步净化的垃圾填埋气进入TSA系统，TSA系统的再生温度为 $200^\circ\text{C}$ ，使微量杂质脱至 $\leq 50 \times 10^{-6}$ 后再进入PSA系统，抽空压力为 $-0.08\text{MPa}(\text{G})$ ，控制产品甲烷气中的 $\text{CO}_2$ 浓度为3.0%。本例中回收的甲烷纯度达到80%，收率达95%。

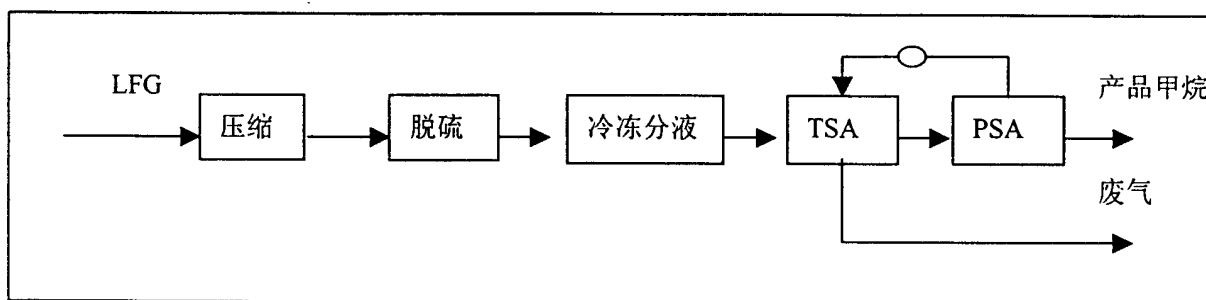


图 1