

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

B01D 53/12 (2006.01)

B01J 8/18 (2006.01)

B01J 8/24 (2006.01)



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200380107424.8

[45] 授权公告日 2008 年 3 月 5 日

[11] 授权公告号 CN 100372593C

[22] 申请日 2003.11.14

[21] 申请号 200380107424.8

[30] 优先权

[32] 2002.12.23 [33] DE [31] 10260740.0

[86] 国际申请 PCT/EP2003/012726 2003.11.14

[87] 国际公布 WO2004/056452 英 2004.7.8

[85] 进入国家阶段日期 2005.6.23

[73] 专利权人 奥托昆普技术公司

地址 芬兰埃斯波

[72] 发明人 M·施特勒德 S·斯内德

K·哈塞尔万德

审查员 秦士魁

[74] 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利
商标事务所

代理人 龙传红

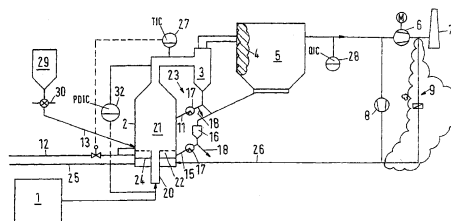
权利要求书 3 页 说明书 16 页 附图 2 页

[54] 发明名称

从废气中脱除气态污染物的方法和装置

[57] 摘要

本发明涉及一种从废气中脱除气态污染物的方法，其中气态污染物和细粒反应试剂在流化床反应器(2)中反应形成固体，本发明还涉及相应的装置。为了用几乎是化学计量消耗量的反应试剂降低清洁气体中的污染物浓度，建议将废气从下部优选通过中心供气管(20)导入反应器(2)的混合室(21)，供气管(20)至少部分被通过供应流化气流化的反应试剂的固定环形流化床(22)环绕，调节废气和用于环形流化床(22)的流化气的气体速度，使供气管(20)中的颗粒弗鲁德数是 1-100，环形流化床(22)中的颗粒弗鲁德数是 0.02-2，混合室(21)中的颗粒弗鲁德数是 0.3-30。



1、一种从废气中脱除气态污染物的方法，其中气态污染物和细粒反应试剂在流化床反应器(2)中反应形成固体，其特征在于：废气从下部通过供气管(20)导入反应器(2)的混合室(21)，供气管(20)至少部分被通过供应流化气流化的反应试剂的固定环形流化床(22)环绕，调节废气和用于环形流化床(22)的流化气的气体速度，使供气管(20)中的颗粒弗鲁德数是1-100，环形流化床(22)中的颗粒弗鲁德数是0.02-2，混合室(21)中的颗粒弗鲁德数是0.3-30。

2、权利要求1的方法，其中供气管(20)为中心供气管。

3、权利要求1或2的方法，其特征在于供气管(20)中的颗粒弗鲁德数是20-90。

4、权利要求1或2的方法，其特征在于环形流化床(22)中的颗粒弗鲁德数是0.2-1.2。

5、权利要求1或2的方法，其特征在于混合室(21)中的颗粒弗鲁德数是3-15。

6、权利要求1或2的方法，其特征在于调节反应器(2)中的反应试剂床层高度，使环形流化床(22)延伸超过供气管(20)的上部开孔端，使反应试剂恒定地导入废气，并被气流带入位于供气管(20)的开孔区域上方的混合室(21)。

7、权利要求1或2的方法，其特征在于废气含有二氧化硫、氟化氢和/或氯化氢，用粒度小于100 μm 的氧化铝、碳酸钠和/或钙化合物特别是熟石灰或生石灰作为反应试剂。

8、权利要求1或2的方法，其特征在于废气在供给反应器(2)之前进行预除尘。

9、权利要求1的方法，其特征在于形成的固体和可能的反应试剂和废气流一起排出反应器(2)，供给至少一个分离器(3, 4, 5)，再循环到反应器(2)的环形流化床(22)和/或混合室(21)和/或排放出去。

10、权利要求9的方法，其特征在于固体的再循环量最高是反应

试剂新加入量的 10 倍。

11、权利要求 9 或 10 的方法，其特征在于根据混合室(21)上方的压差(14)控制再循环量。

12、权利要求 1 或 2 的方法，其特征在于根据清洗后的废气中污染物的浓度(10)供应反应试剂。

13、权利要求 1 或 2 的方法，其特征在于将清洗后的废气和/或空气作为流化气导入反应器(2)的环形流化床(22)。

14、权利要求 13 的方法，其特征在于再循环的清洗后废气的比例取决于清洗后的废气中污染物的浓度，尤其为供给反应器(2)的废气量的 5-10%。

15、权利要求 1 或 2 的方法，其特征在于根据反应器(2)中的温度和/或离开反应器(2)的清洗后的废气的温度向反应器(2)中喷水。

16、权利要求 1 或 2 的方法，其特征在于尤其取决于废气体积流量将清洗后的废气作为清洁气体混入供气管(20)中的废气中。

17、一种从废气中脱除气态污染物的装置，特别是实施权利要求 1-16 任一项的方法的装置，其包括构成流化床反应器的反应器(2)，其特征在于反应器(2)具有供气系统，形成该供气系统，使流经该供气系统的废气将反应试剂从至少部分环绕供气系统的固定环形流化床(22)带入混合室(21)，和其中在反应器(2)下游提供用于分离清洗后的废气中的固体的至少一个分离器(3, 4, 5)。

18、权利要求 17 的装置，其特征在于供气系统具有供气管(20)，供气管(20)从反应器(2)的下部区域基本上垂直向上延伸进入反应器(2)的混合室(21)，供气管(20)被至少部分在供气管(20)周围环形延伸且其中形成固定环形流化床(22)的室环绕。

19、权利要求 17 或 18 的装置，其特征在于供气管(20)参照反应器(2)的横截面近似中心排列。

20、权利要求 17 或 18 的装置，其特征在于在分离器(3, 4, 5)下游提供再循环系统(23)，该再循环系统(23)具有通向反应器(2)的环形流化床(22)的固体管道(15)、通向反应器(2)的混合室(21)的固体管道

(11)和/或固体排放管道(18)。

21、权利要求 20 的装置，其特征在于再循环系统(23)包括缓冲容器(16)和计量装置(17)。

22、权利要求 17 或 18 的装置，其特征在于在反应器(2)的环形室中提供气体分布器(24)，该气体分布器(24)将环形室分成上部环形流化床(22)和下部气体分布器室，气体分布器室与流化气特别是空气和/或清洗后废气的供应管道(25)相连。

23、权利要求 17 或 18 的装置，其特征在于在分离器(3, 4, 5)之后在废气一侧提供清洁气体供应管道(26)，用于将清洁气体再循环到反应器(2)的环形流化床(22)和/或供气管(20)中，

24、权利要求 17 或 18 的装置，其特征在于提供用于喷水(12)的供水管道，用于将水喷到反应器(2)的环形流化床(22)内部和/或上面。

25、权利要求 17 或 18 的装置，其特征在于具有压差计(26)、温度计(27)和/或气表(28)。

26、权利要求 25 的装置，其特征在于压差计(26)、温度计(27)和/或气表(28)与控制器连接，用于调节清洁气体中的压力、温度和/或污染物浓度。

从废气中脱除气态污染物的方法和装置

技术领域

本发明涉及从废气中脱除气态污染物的方法，其中气态污染物和细粒反应试剂在流化床反应器中反应形成固体，本发明还涉及相应的装置。

背景技术

这些方法和装置适用于例如从燃烧装置如发电厂、废物和特殊废物焚烧装置或其它产热工艺如在电解池中生产铝产生的气流中脱除酸性气体如 SO_2 、 HF 和 HCl 。为此目的，开发了多种不同的湿、干和半干方法多管，其中酸性组分的脱除是通过添加碱性试剂进行的。在干法情况下，使用夹带床和流化床方法，特别是使用循环文丘里型流化床的方法。

与固定流化床相比，因为流化度高，所以循环流化床具有更好的传质和传热条件，并且可以集成悬浮换热器，但是其固体停留时间受到限制。特别是在废气量有波动的情况下，这将导致控制操作产生问题。其不利之处还在于压力损失大，在某些情况下，反应试剂的利用率低。

发明内容

因此，本发明的目的是改善干法废气清洗时的传质和传热条件和反应试剂的转化率。

根据本发明，用上述方法可以达到该目的，其中废气从下部通过优选中心排列的供气管(中心管)导入反应器的混合室，中心管至少部分被反应试剂的固定环形流化床所环绕，该床通过供应流化气来流化，调节废气和用于环形流化床的流化气的气体速度，使中心管中的颗粒弗鲁德(Particle-Froude)数是1-100，环形流化床中的颗粒弗鲁德数是0.02-2，混合室中的颗粒弗鲁德数是0.3-30。

在用本发明的方法清洗废气的情况下,固定流化床的优点如充分的反应试剂停留时间与循环流化床的优点如良好的传质和传热能够令人惊奇地相互组合,同时又避免了这两种系统的缺点。当经过中心管的上部区域时,废气将反应试剂从称为环形流化床的环形固定流化床带入混合室,由于反应试剂和废气之间的滑移速度很大,所以形成强烈混合的悬浮体,在两相之间得到最佳的反应条件。通过相应地调节环形流化床中的床层高度及废气和流化气的气体速度,中心管的开孔区域上方的悬浮体的反应试剂负载量(固体负载量)可以在很宽范围内变化,使得第一种气体在中心管的开孔区域和混合室的上部出口之间的压力损失为 1-100mbar。在混合室中是高固体负载量的悬浮体的情况下,大部分反应试剂和/或反应过程中形成的固体从悬浮体中分离后落回环形流化床。这种再循环称为内部固体再循环,在这种内部循环中循环的固体/反应试剂质量流量通常比从外部供给反应器的反应试剂量大得多。这种(较少)量的未沉淀固体或反应试剂与废气一起排出混合室。通过选择环形流化床的高度和(横截)面积,将其调节至所需的反应,可以使固体和反应试剂在反应器中的停留时间在很宽的界限中变化。一方面由于高固体负载量,另一方面由于良好的反应条件,所以在中心管的开孔区域上方可以得到反应试剂的消耗量几乎是化学计量的优异条件。与气流一起带出反应器的固体和反应试剂量完全或至少部分再循环到反应器,这种再循环有利供给固定流化床。除了良好的能量利用外,本发明的方法的另一优点是用几乎是化学计量消耗量的反应试剂就可以在清洗气体中达到非常低的污染物浓度,并且可以快速、简易、可靠地调节该方法,使其符合要求。

为了保证混合室中特别有效的传质和反应器中充分的停留时间,优选调节废气和用于流化床的流化气的气体速度,使中心管中的无量纲的颗粒弗鲁德数(Fr_p)是 20-90,环形流化床中的颗粒弗鲁德数(Fr_p)是 0.2-2 和/或混合室中的颗粒弗鲁德数(Fr_p)是 3-15。颗粒弗鲁德数都用下面的公式定义:

$$Fr_p = \frac{u}{\sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} * d_p * g}}$$

其中：

u =废气流的有效速度，m/s

ρ_s =固体颗粒(反应试剂)的密度，kg/m³

ρ_f =流化气的有效密度，kg/m³

d_p =在反应器操作过程中反应器藏量的颗粒(或者形成的颗粒)的平均直径，m

g =重力常数，m/s²。

使用该公式时应当注意： d_p 表示的不是所用材料的平均直径(d_{50})，而是在反应器操作过程中形成的反应器藏量的颗粒平均直径，它与所用材料(一次粒子)的平均直径在两个方向上都有很大的不同。即使使用平均直径例如为 3-10 μm 的非常细微研磨的材料，在热处理过程中也会形成例如平均直径为 20-30 μm 的颗粒(二次粒子)。另一方面，一些一次粒子在反应器中的热处理过程中会分解。

根据本发明的开发过程，提出调节反应试剂在反应器中的床层高度，使环形流化床例如至少在中心管的上部开孔端向上延伸几厘米，从而使反应试剂能够恒定地导入废气，并被气流带入位于中心管的开孔区域上方的混合室。用这种方法可以在中心管的开孔区域上方得到具有特别高的固体/反应试剂负载量的悬浮体。

本发明的方法特别适用于清洗含二氧化硫、氟化氢和/或氯化氢的废气，作为反应试剂，特别提供有氧化铝、碳酸钠和/或钙化合物如熟石灰或生石灰。所供应的反应试剂至少大部分的粒度优选小于 100 μm 。

根据本发明的另一方面，为了得到清楚定义的反应条件，废气在供给反应器之前可以进行除尘。

根据本发明的方法，固体和在废气与循环反应试剂反应过程中可能形成的反应试剂在反应器中反应后部分和废气流一起排出反应器，并供给至少一个分离器。所述分离器中分离的固体和反应试剂全部或

部分再循环到反应器的环形流化床和/或混合室或者排出一部分。在特别是包括粗分离器如旋风分离器或百叶窗式分离器和下游细分离器如静电过滤器或袋式过滤器的分离器中，和流经中心管的气流一起排出的固体(反应产品)和夹带的反应试剂分离后至少部分通过固体返回管道再循环到反应器的环形流化床。这种灵活的固体再循环的最大优点是可以具体调节反应器混合室附近悬浮体的固体/反应试剂负载量，使其符合工艺要求，甚至可以根据需要在操作过程中进行变化。根据本发明，固体的再循环量最高可以是反应试剂新加入量的10倍。

为了调节再循环量，对于本发明来说非常有用的是测量中心管和通向分离器的反应器排放管之间混合室上方的压力损失，根据这种压差通过改变固体/反应试剂再循环量控制再循环量。为此目的，用测量元件测量压力损失，并提供给控制器，通过改变提供的再循环量将压力损失调节到预定的希望值。为此目的而得以证实的特别有利的是，流化中间体容器具有下游计量部件，如变速星状送料器或滚筒式旋转阀，不需要再循环的固体或反应试剂量例如可以通过溢流排放后供给其它用途的工艺。用这种简单方法进行的再循环有助于使反应器中保持恒定的工艺条件和/或延长固体/反应试剂在反应器中的平均停留时间。

根据本发明，反应试剂的供应量取决于清洗后的废气中污染物的浓度。例如用通向排放烟囱的废气管道中的测量元件测量浓度，将得到的测量值提供给控制器，控制器随后控制反应试剂的供应量，以在清洗后的废气中得到所需的污染物浓度。

作为流化环形流化床的气体，优选将空气供给反应器，当然，可以用本领域普通技术人员已知的所有其它气体或气体混合物实现该目的。用清洗后的废气或混合清洗后的废气作为流化气也是有利的。将气体导入环形流化床，从而提高气体速度，导致反应试剂高度升高，从而使导入混合室的反应试剂量增加，这是因为流经中心管的废气夹带更多的反应试剂。利用该增加的特定的反应试剂量，可以消除污染物峰值或者改善清洁气体价值。根据本发明，清洗后的废气的再循环

比例取决于清洗后的废气中污染物的浓度，具体来说，通常是供给反应器的废气量的 5-10%。

为了调节最佳工艺温度，还提出：根据反应器中的温度和/或离开反应器的清洗后的废气温度，向反应器中喷水。结果发生绝热蒸发，用这种简单的方法可以调节反应器中的温度。可以将水喷到环形流化床内部或其上方。

为补偿供给反应器的待清洗废气的原料气体体积的波动，清洗后的废气作为清洁气体混入中心管内的废气中，具体取决于废气体积流量。用此方法可在环形流化床反应器中形成稳定的反应条件。

本发明的装置特别适用于实施上述方法，其具有用于接收与废气中的气态污染物反应的反应试剂的流化床反应器的反应器，所述反应器具有供气系统，形成该供气系统，使流经该供气系统的废气将固体从至少部分环绕供气系统的固定环形流化床带入混合室。这种供气系统特别优选具有伸入混合室的供气管。但是也可以使供气系统在环形流化床表面下方终止，并且在顶部封闭。然后，气体例如通过侧向开孔导入环形流化床，由于其流速而将固体从环形流化床带入混合室。

为此目的，供气系统具有供气管(中心管)，该供气管从反应器的下部区域基本上垂直向上延伸，供气管被至少部分在中心管周围环形延伸且其中形成有固定环形流化床的室环绕。中心管在其出口孔处可以形成喷嘴，在其壳表面四周可以分布有一个或多个小孔，使得在操作反应器期间，反应试剂能够恒定地通过小孔进入中心管，并且被废气携带通过中心管进入混合室。当然，也可以在反应器中提供大小和形状不同或相同的两个或多个中心管。但优选地，以反应器的横截面为参照，至少一个中心管近似中心排列。

根据本发明的一个优选实施方案，在反应器下游提供用于分离固体的至少一个分离器，所述固体还包括夹带的反应试剂，分离器可以包括粗分离器特别是旋风分离器和/或百叶窗式机械分离器和下游细分离器特别是静电过滤器或袋式过滤器。根据本发明，在分离器下游提供再循环系统，再循环系统包括通向反应器的环形流化床的固体管

道、通向反应器的混合室的固体管道和/或固体排放管道。这种再循环能够特别好地利用反应试剂，易于调节到各个反应条件。为此目的，再循环系统优选包括用于临时储存固体和反应试剂的缓冲罐和对再循环到反应器进行控制的计量装置。

为了可靠地流化固体和形成固定流化床，在反应器的环形室中提供气体分布器，气体分布器将该室分成上部环形流化床和下部气体分布器，气体分布器与供应流化气特别是空气和/或清洗后废气的管道连接。气体分布器(风口底部)例如可以构成被织物覆盖的气体分布室或由管和/或喷嘴构成的气体分布器。

根据本发明，在分离器后面，在废气一侧上提供清洁气体供应管道，用于将清洁气体再循环到反应器的环形流化床和/或中心管中，使待清洗的废气与已经清洗的废气混合，这是为了能够补偿和控制待清洗废气体积流量的波动，为此，可以根据本发明用合适的测量设备检测原料废气的体积流量。

为了调节最佳反应温度，可以根据本发明提供水供应管道，用于将水喷到反应器的环形流化床内部和/或上面。

本发明的装置还具有：专用于测量反应器中压力损失的压差计、专用于测量反应器中或离开反应器的废气流的温度的温度计、和/或专用于测量清洗后的废气中清洁气体浓度的气表。根据本发明，将这些测量值提供给相应的控制器，以具体控制反应试剂供应、再循环、清洗后的废气与待清洗废气流的混合、向反应器的环形流化床中喷水或其它反应参数。根据本发明，用上述测量设备控制压力、温度和/或清洁气体中污染物的浓度，上述测量设备例如通过电缆或无线电与控制器连接。

在反应器的环形流化床和/或混合室中，可以根据本发明提供使固体和/或反应试剂的流向偏转的设备。例如可以在环形流化床中设置环形堰，其直径在中心管直径和反应器壁的直径之间，使堰的上边缘突出到操作过程中得到的固体高度的上方，而堰的下边缘距气体分布器等有一定的距离。因此，分离出反应器壁附近的混合室的固体在被

中心管的气流带回混合室之前必须首先在堰的下边缘处通过该堰。用这种方法可以在环形流化床中强化固体或反应试剂的交换,使固体和反应试剂在环形流化床中能够有更均匀的停留时间。

从下面对实施方案的说明和附图可以看出本发明的开发、优点和应用本发明的可能性。所有描述的和/或在附图中说明的特征自身或任意组合都形成本发明的主题,无论它们是否包括在权利要求书中或其反向参考文献中。

附图说明

图 1 给出本发明的方法和装置的流程图;

图 2 给出本发明的反应器。

具体实施方式

参照图 1,首先综述从废气中脱除气态污染物的方法和装置,解释本发明的操作过程。

为了对具有气态污染物如氟化氢 HF、氯化氢 HCl 或二氧化硫 SO₂ 的废气进行干法气体清洗,该装置例如包括圆筒状反应器 2(在图 2 中进行放大演示),圆筒状反应器 2 具有用于供应待清洗废气的供气管(中心管)20,供气管 20 与反应器的纵轴基本同轴排列。中心管 20 从反应器 2 的底部基本上垂直地向上延伸。在反应器 2 底部附近提供环形气体分布器 24,供应管道 25 和 26 通入其中。在定义为混合室 21 的反应器 2 垂直方向上的上部区域中排列有出口管道,出口管道通入构成旋风分离器的分离器 3。

当将细粒反应试剂通过固体管道 13(反应试剂供应管道)导入反应器 2 时,在气体分布器 24 上形成一个层,该层环形围绕在中心管 20 周围,称为环形流化床 22。通过供应管道 25,26 导入的流化气流经气体分布器 24 后将环形流化床 22 流化,从而形成固定流化床。气体分布器 24 优选包括用于此目的的织物。调节供给反应器 2 的流化气速度,使环形流化床 22 中的颗粒弗鲁德数约为 0.3-1.1。

因为向环形流化床 22 中供应更多的反应试剂,所以反应器 2 中的固体高度升高到反应试剂能进入中心管 20 的孔中的程度。同时,上

游工艺 1 如燃烧工艺产生的待清洗废气通过中心管 20 导入反应器 2。调节通过中心管 20 供给反应器 2 的废气速度，优选使中心管 20 中的颗粒弗鲁德数约为 30-90，混合室 21 中的颗粒弗鲁德数约为 4-12。

因为环形流化床 22 中的固体高度升到高于中心管 20 的上边缘，所以反应试剂会流过该边缘进入中心管 20。中心管 20 的上边缘可以是平直的，也可以是其它形状如锯齿状，也可以具有侧向开孔。由于气体速度很高，所以流经中心管 3 的废气经过上部开孔区域时会把反应试剂从固定环形流化床 22 带入混合室 21，从而形成强烈混合的悬浮体。在混合室 21 中，气态污染物与粒状反应试剂反应形成固体。

由于喷入混合室 21 的气体膨胀和/或撞击在一个反应器壁上，所以流速下降，结果，夹带的反应试剂颗粒快速失去速度，部分反应试剂颗粒与形成的固体一起回落到环形流化床 22 中。在固定环形流化床 22 的反应器区域和混合室 21 之间得到循环。由于这种循环，反应试剂在反应器 2 中循环特别长的时间，同时在混合室 21 中可以利用非常好的传质和传热条件。

因为高湍流和相关的良好传质和传热条件在混合室 21 中形成了良好的反应条件，又因为反应试剂在环形流化床 22 中有很长的停留时间，所以用几乎是化学计量消耗量的反应试剂就可以使反应一直进行到清洁气体浓度非常低的程度。

在混合室 21 中的中心管 20 上方没有与废气分离而直接落回环形流化床 22 中的反应试剂和反应中形成的固体和现在已经清洗的废气流一起向上通过出口管道排出反应器 2，在粗分离器 3, 4 中部分与废气流分离，大部分通过固体返回管道 11 再循环到环形流化床 22 中。根据反应的程度，一部分（优选小部分）固体和反应试剂通过排放管道 18 排出再循环系统 23 的再循环回路。粗分离器包括旋风分离器 3 和百叶窗式机械分离器 4。

构成静电过滤器或袋式过滤器的细分离器 5 提供在粗分离器 3, 4 的下游，在将废气通过烟囱 7 排放到大气中之前，在细分离器 5 中将剩余的固体从废气流中脱除。在细分离器 5 中分离的包括反应试剂的

固体同样在回路中部分再循环或者排出回路。为了精细分离,可以使用所有类型的细分离器 5,特别是机械分离器、过滤分离器或静电过滤器。

再循环系统 23 由具有关闭设施的相应固体返回管道 11,15、一个或多个缓冲容器 16、以及排列在缓冲容器 16 后面的专用计量元件 17 如滚柱式机械阀或进料辊组成。粗材料和细材料的再循环可以分开进行,也可以组合进行。

没有再循环的固体通过排放管道 18 排出该工艺,一部分只是排出了再循环物流的粗或细材料。固体的再循环量最高可以是反应试剂新加入量的 10 倍。

但是,在某些领域中,可以对经过废气清洗装置的全部反应试剂和反应产品(固体)进行加工处理。因此,实际上没有真正消耗反应试剂。所以这种清洗方法可以通过加入高化学计量值的新反应试剂来进行,从而不需要通过将分离的反应试剂再循环来使消耗量小。排放的或再循环的固体大部分由完全反应的反应试剂组成,小部分由没有完全反应的反应试剂组成。

为了控制再循环量,可以通过混合室 21 (PDIC) 利用压差。用设置在桥连反应器的旁通管处的压力计 32 可以简单地测量所述的压差,将测量的压差值提供给相应的控制器。通过混合室 21 设置的压差 14 调节点影响清洁气体中污染物的浓度和/或反应试剂的消耗量,即调节的压差 14 越高,清洁气体中污染物的浓度或反应试剂的消耗量越低。

新反应试剂通过反应试剂供应管道 13 从料仓 29 供给环形流化床 22。为了各自的目的,用合适的细粒材料作为反应试剂,如明矾土 Al_2O_3 、碳酸钠 Na_2CO_3 、熟石灰 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、生石灰 CaO 等。反应试剂供应量取决于清洁气体(清洗后的废气)中污染物的浓度,由相应的控制器 (QIC) 自动调节,控制器通过计量元件 30 与污染物浓度测量元件 28 连接。随着清洁气体中污染物浓度的提高,反应试剂的加料量也提高。

为了更自由地影响清洁气体中污染物的浓度或者为了减少反应试剂的消耗量,可以任选地变化再循环到环形流化床的气体量。当清

洁气体中污染物的浓度升高时, 清洁气体中清洗浓度的气体再循环率升高, 清洗后的废气通过气体返回管道 26 的气体再循环率升高。结果, 气体输入量和环形流化床 22 中的速度升高。环形流化床 22 升高, 溢流到中心管 20(中心风口)或混合室 21 中的固体升高。因此, 混合室 21 中发生的气-固反应可以朝更低的气体价值转移。可以非常容易地利用这种控制变量补偿废气(原料气)中有害的气体峰值。从清洁气体侧再循环到环形流化床 22 的气体量是供给系统的废气量的 5-10%。用独立的鼓风机 8 或者通过系统的压力侧和主鼓风机 6 通过带有控制阀的返回管道 9 使气体再循环到环形流化床。

反应器 2 中需要的化学反应的最佳温度取决于反应试剂和要脱除的气态污染物。用反应器 10 后面的废气流中的温度计 27 测量的最佳反应温度通过喷水 12 和绝热蒸发(TIC)调节。将水喷射到固定环形流化床 22(流化床)表面上, 或者直接喷入固定环形流化床 22。环形流化床 22 表示一个确定的空间, 在该空间内, 即使直径大至 1mm 的大水滴也由于良好的传质条件而快速蒸发。这样也可以在低压下计量蒸发的水量。可以用简单的管或一个或多个喷嘴计量喷入环形流化床 22 的水量。

与以前文丘里型流化床反应器要求的两流体喷嘴系统或高压喷嘴系统相比, 这种喷水方法有很大的优点。使用高压喷嘴的原因是文丘里型流化床不确定的位置和不确定的条件。因此, 为了减少水滴的蒸发时间, 必须生成直径非常小的水滴。这就需要高压喷嘴系统, 而在本发明的反应器 2 中可以省去这种高压喷嘴系统。

在部分负荷操作中, 当供给的废气体积流量减少很多时, 还可以将清洁气体从排风式通风管 6, 8 的压力侧供给环形流化床反应器 2 的中心管 20 前面的待清洗废气。用这种方法可以保证环形流化床反应器的稳定操作。

因为高端流和相关的良好传质和传热条件在混合室 21 中形成良好的反应条件, 又因为反应试剂在流化床中有很长的停留时间, 所以用几乎是化学计量消耗量的反应试剂就可以根据本发明使干法废气清

洗反应一直进行到清洁气体浓度非常低的程度。通过这种方法可以用很低消耗量的反应试剂达到特别有效的废气清洗。除上述应用外，本发明的气体清洁方法还可用于清洗烧结厂排放的含 SO₂ 的废气。

实施例 1 (从生产铝的电解池排放的废气流中脱除氟化氢)

在熔融电解铝时，释放出大量的气态氟化氢 (HF)。这种污染物进入熔炉废气，在废气排放到大气中之前必须从废气中除去。

电解池 1 排放的组合废气流进入被环形流化床 22 环绕的温度为 50-150℃ 的中心管 20。再循环的清洁气体或来自平行管道气流的无颗粒废气 (如果能够得到) 供给带有环形流化床 22 的反应器 2 的环形室。通过喷水 12 或蒸发水调节环形流化床 22 中的最佳温度，可以得到最佳的反应效果。喷水 12 直接在环形流化床 22 中进行。

中心管 20 中的颗粒弗鲁德数 Fr_p 约为 36，环形流化床 22 中的颗粒弗鲁德数 Fr_p 约为 0.36，混合室 21 中的颗粒弗鲁德数 Fr_p 约为 5.1。

用普通氧化铝 (明矾土，Al₂O₃) 作为反应试剂。氧化铝由于大的比表面积而吸收氟化氢，部分形成氟化铝 AlF₃。经过氟脱除装置的所有材料都进入电解池，在电解池中经过处理得到铝。因此，没有任何消耗。所以，用于废气清洗的环形流化床反应器可以在没有固体再循环的条件下操作。

在这种应用中，因为温度较低，所以气体分布器 24 的风口底部可以用不耐温的织物构成。

由下表可以得到一般的反应数据。标准立方米 (Nm³) 表示标准条件下 (273° K, 1013mbar) 的体积流量。

气体量:	100000-2000000	m ³ /h
气体温度:	50-150	°C
废气中的 HF 含量:	5-1000	mg/Nm ³
清洁气体中的 HF 含量:	<1-5	mg/Nm ³

下面给出铝生产厂中具有约 60 个电解池的氟脱除装置的设计实例：

设计变量		数目/标注		单位	
体积流量		300000		Nm ³ (干燥)/h	
气体组成(干燥):					
氧气, O ₂		18		Vol%(干燥)	
二氧化碳, CO ₂		3		Vol%(干燥)	
氮气(N ₂), 惰性气体		余量		Vol%(干燥)	
水的露点	蒸汽含量	21	22	℃	g/Nm ³ (干燥)
有害气体:		废气	清洁气体		
氟化氢, HF		40-90	<1	mg/Nm ³	
氯化氢, HCl		-	-	mg/Nm ³	
二氧化硫, SO ₂		150-200	<200	mg/Nm ³	
灰尘含量		500	<20	mg/Nm ³	
温度		100		℃	

得到下述消耗量：

消耗量:			
反应试剂(氧化铝, 明矾土)	300	Kg/h	没有固体再循环

实施例 2 (从燃烧装置的烟气流中脱除酸性气体)

在燃烧过程中, 燃料中的硫、氟和氯化物通过各种平衡反应基本上都转化为二氧化硫 SO₂、氟化氢 HF 和氯化氢 HCl。这例如发生在发电厂和用于废物或特殊废物的焚烧装置中。这些气态化合物和废气一起排出燃烧区 1, 在排放到大气中之前必须从废气中将其除去。

为了从废气(烟气)中除去酸性组分, 已经开发了多种不同的湿、干和半干方法。所有方法的共同点都是同时用碱性试剂脱除酸性组分。

燃烧装置 1 排放的废气流供给中心管 20(中心风口)。中心管 20 入口处的温度约为 100-250℃。

再循环的清洁气体或来自平行管道气流的无颗粒废气(如果能够得到)供给形成在环形室中的环形流化床 22。通过喷水 12 从而提高废气中的水分以及在降低气体温度的同时通过绝热蒸发可以增加环形流化床 22 的活性。喷水 12 通过一个或多个喷嘴进行, 直接喷在环形流化床 22 的表面上, 或者喷入环形流化床 22。

中心管 20 中的颗粒弗鲁德数 Fr_p 约为 89, 环形流化床 22 中的颗粒弗鲁德数 Fr_p 约为 1.0, 混合室 21 中的颗粒弗鲁德数 Fr_p 约为 10。

用钙化合物如熟石灰 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 或生石灰 CaO (苛性石灰) 作为反应试剂。二氧化硫和钙化合物反应, 形成亚硫酸盐或硫酸盐。为了减少反应试剂的消耗量, 在预分离器或细分离器 4, 5 中分离的部分固体再循环。再循环相最高可以是新反应试剂供料率的 10 倍。由于环形流化床 22 和混合室 21 中有良好的传质条件, 所以能达到很高的分离度。

由下表可以得到一般的反应数据。

气体量:	5000-500000	m^3/h
气体温度:	100-250	$^{\circ}\text{C}$, 预除尘后
废气中的 SO_2 含量:	10-20000	mg/Nm^3
废气中的 HCl 含量:	5-5000	mg/Nm^3
废气中的 HF 含量:	5-1000	mg/Nm^3
清洁气体中的 SO_2 含量:	<10-50	mg/Nm^3
清洁气体中的 HCl 含量:	<1-50	mg/Nm^3
清洁气体中的 HF 含量:	<1-50	mg/Nm^3

下面给出每天大约处理 400 吨生活废物的废物焚烧装置生产线的设计实例:

设计变量	数目/标注		单位
体积流量	60000		$\text{Nm}^3(\text{干燥})/\text{h}$
气体组成(干燥):			
氧气, O_2	8.5		$\text{Vol}\%(\text{干燥})$
二氧化碳, CO_2	11.5		$\text{Vol}\%(\text{干燥})$
氮气(N_2), 惰性气体	余量		$\text{Vol}\%(\text{干燥})$
水的露点	蒸汽含量	55 150	$^{\circ}\text{C}$ $\text{g}/\text{Nm}^3(\text{干燥})$
有害气体:	废气	清洁气体	
氟化氢, HF	<30	<1	mg/Nm^3
氯化氢, HCl	<1200	<10	mg/Nm^3
二氧化硫, SO_2	<500	<50	mg/Nm^3
温度	180-220		$^{\circ}\text{C}$, 锅炉后面
灰尘含量	5000	<10	mg/Nm^3
温度	180-210		$^{\circ}\text{C}$

得到下述消耗量:

消耗量:			
反应试剂 $\text{Ca}(\text{OH})_2$	130	Kg/h	约 300%的固体再循环
水	1500-3000	Kg/h	
再循环量	约 400	Kg/h	

实施例 3(从产热过程的废气流中脱除二氧化硫、氟化氢和氯化氢)

在某些生产过程中,例如生产玻璃、生产水泥、在烧结装置和冶金过程中,在生产过程中会释放出干净的有害气体。为了清洗气体,使用与上述燃烧装置基本类似的方法。但是在许多工业领域,允许较低的效率或较高的排放量。

在该实施例中,生产过程中排放的废气流供给反应器 2 的中心管 20。中心管入口处的温度约为 $200-600^{\circ}\text{C}$ 。再循环的清洁气体或来自平行管道气流的无颗粒废气(如果能够得到)供给环形流化床 22。

中心管 20 中的颗粒弗鲁德数 Fr_p 约为 77, 环形流化床 22 中的颗粒弗鲁德数 Fr_p 约为 0.77, 混合室 21 中的颗粒弗鲁德数 Fr_p 约为 10.7。

用钙化合物如熟石灰 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、石灰石 CaCO_3 或生石灰 CaO 作为反应试剂。二氧化硫和钙化合物反应,形成亚硫酸盐或硫酸盐。由于环形流化床中有良好的传质条件,所以能够得到很高的分离度。在某些领域中,用于分离污染物和反应产品的反应试剂可以在工艺中得到处理。因此,没有真正消耗。所以,通过废气清洗装置的反应试剂量不是很重要。在这些情况下,省去再循环,相应增加反应试剂的新加入量,以确保所要求的清洁气体含量。

由下表可以得到一般的反应数据。

气体量:	5000-500000	m^3/h
气体温度:	200-600	$^{\circ}\text{C}$
废气中的 SO_2 含量:	1000-20000	mg/Nm^3
废气中的 HCl 含量:	50-5000	mg/Nm^3
废气中的 HF 含量:	20-1000	mg/Nm^3
清洁气体中的 SO_2 含量:	<500-2000	mg/Nm^3
清洁气体中的 HCl 含量:	<10-50	mg/Nm^3
清洁气体中的 HF 含量:	<3-50	mg/Nm^3

下面给出用于每天大约生产 600 吨平板玻璃的熔槽排出的废气的
设计实例:

设计变量	数目/标注		单位
体积流量	83000		Nm ³ (干燥)/h
气体组成(干燥):			
氧气, O ₂	8		Vol%(干燥)
二氧化碳, CO ₂	12		Vol%(干燥)
氮气(N ₂), 惰性气体	余量		Vol%(干燥)
水的露点 蒸汽含量	45	90	℃ g/Nm ³ (干燥)
有害气体:	废气	清洁气体	
氟化氢, HF	20	<5	mg/Nm ³
氯化氢, HCl	90	<30	mg/Nm ³
二氧化硫, SO ₂	1000	<500	mg/Nm ³
灰尘含量	200	<20	mg/Nm ³
温度	360-380, 最高 450		℃

得到下述消耗量:

消耗量:			
熟石灰 Ca(OH) ₂	80	Kg/h	0%的再循环
水	0-2000	Kg/h	
再循环材料	40	Kg/h	50%的再循环

下面列出参考标记所示部件:

- | | |
|----|----------------|
| 1 | 工艺 |
| 2 | 反应器 |
| 3 | 旋风分离器, 粗分离器 |
| 4 | 百叶窗式分离器, 粗分离器 |
| 5 | 静电或袋式过滤器, 细分离器 |
| 6 | 主鼓风机 |
| 7 | 烟囱 |
| 8 | 鼓风机 |
| 9 | 带有控制阀的返回管道 |
| 11 | 固体返回管道 |
| 12 | 喷水 |
| 13 | 反应试剂供应管道 |
| 15 | 固体返回管道 |

16	缓冲容器
17	计量元件
18	排放管道
20	中心管
21	混合室
22	固定环形流化床
23	再循环系统
24	气体分布器
25	供应管道
26	气体返回管道
27	温度计
28	污染物浓度测量元件
29	料仓
30	计量元件
32	压力计

图1

