

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

B04C 3/06 (2006.01)

B04C 3/04 (2006.01)



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 02828591.3

[45] 授权公告日 2006年12月6日

[11] 授权公告号 CN 1287902C

[22] 申请日 2002.1.24 [21] 申请号 02828591.3

[86] 国际申请 PCT/US2002/002232 2002.1.24

[87] 国际公布 WO2003/066225 英 2003.8.14

[85] 进入国家阶段日期 2004.9.20

[73] 专利权人 环球油品公司

地址 美国伊利诺斯

[72] 发明人 保罗·A·西克里斯特

布赖恩·W·赫德里克

审查员 邵际涛

[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 蒋旭荣

权利要求书 2 页 说明书 12 页 附图 6 页

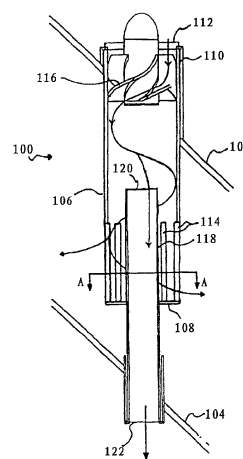
[54] 发明名称

从气流中分离细微固态颗粒的技术

[57] 摘要

本发明涉及一种被用在上管板(102)与下管板(104)之间的旋风分离器,该旋风分离器(100)包括:一基本上垂直的旋风器本体(106),其具有一封闭的底端(108)和一顶端(110),顶端被相对于上管板(102)固定着,旋风器本体(106)在其顶端(110)处限定了一个进气口(112),进气口(112)延伸到上管板(102)的上方,用于从此处接收被颗粒污染的气流,旋风器本体(106)还限定了旋风器本体的侧壁,侧壁上限定有多个排出孔口(114),这些孔口位于上管板(102)与下管板(104)之间,用于排出颗粒以及少量底流气体;一个或多个靠近所述进气口(112)的涡旋叶片(116),用于使含颗粒的气流产生向心加速度;以及一排气管(118),其限定一清洁气体进口(120),且位于旋风器本体(106)的中心,用于接纳净化后的气流,该排气管还限定了

一清洁气体出口(122),其位于下管板(104)的下方,用于排出净化后的气流,排气管(118)延伸穿过旋风器本体(106)封闭的底端(108),且进一步延伸穿过下管板(108)。



1. 一种被用在上管板与下管板之间的旋风分离器，该旋风器包括：

a) 一垂直的旋风器本体，其具有一封闭的底端和一顶端，顶端被相对于上管板固定，所述封闭的底端包括一水平的平面，旋风器本体在其顶端处限定了一个进气口，进气口延伸到上管板的上方，用于从此处接收被颗粒污染的气流，旋风器本体还限定了旋风器本体的侧壁，侧壁上限定有多个排出孔口，这些孔口位于上管板与下管板之间，用于排出颗粒以及少量底流气流，所述排出孔口包括具有与旋风器本体的轴线相平行的长度的狭槽且所述狭槽的下端延伸到旋风器本体的封闭底端；

b) 一个或多个靠近所述进气口的涡旋叶片，用于使被颗粒污染的气流产生向心加速度；以及

c) 一排气管，其限定一清洁气体进口端，该进口端位于旋风器本体的中心，用于接纳净化后的气流，该排气管还限定了一清洁气体出口，其位于下管板的下方，用于排出净化后的气流，排气管延伸穿过旋风器本体封闭的底端，且进一步延伸穿过下管板。

2. 根据权利要求1所述的旋风分离器，其特征在于：所述排出孔口的总开口面积为旋风器本体表面积的0.05%到5%。

3. 根据权利要求1所述的旋风分离器，其特征在于：旋风器本体的形状为圆筒状。

4. 根据权利要求1所述的旋风分离器，其特征在于：清洁气体进口位于排出孔口的上方。

5. 根据权利要求1所述的旋风分离器，其特征在于：排出孔口相对于径向方向倾斜。

6. 根据权利要求1所述的旋风分离器，其特征在于：排出孔口限定了多个为矩形的狭槽，这些狭槽的长度方向平行于旋风器本体的轴线，狭槽围绕着旋风器本体的周长均匀地间隔开。

7. 根据权利要求6所述的旋风分离器,其特征在於:狭槽垂直长度为旋风器本体长度的5%到25%。

8. 根据权利要求6所述的旋风分离器,其特征在於:矩形狭槽的下端靠近旋风器本体的封闭底部。

9. 一种利用权利要求1所述的旋风分离器对被固体污染的气流进行净化的方法。

10. 根据权利要求9所述的方法,其特征在於:净化后气流中具有5微米或大于5微米颗粒的浓度,该浓度小于被颗粒污染的烟气气流中5微米或5微米以上的颗粒浓度的50%。

11. 根据权利要求9所述的方法,其特征在於:少量的底流气流小于被颗粒污染的气流的10%。

从气流中分离细微固态颗粒的技术

技术领域

本发明涉及一种新型的旋风分离器，其用于从气流中除去细微的固态颗粒。该分离器尤其适于用在第三级分离设备中，其通常被用来对从炼油厂流化床催化裂化（FCC）催化剂再生器排出的、含有催化剂细尘的烟气气流进行净化。

背景技术

按照由联邦、州以及当地政府为减少污染物排放而颁布的法规，必须要严格地控制工业气流中的颗粒排放物。在提炼石油的工程领域内，涉及颗粒排放的主要环节在于从流化床催化裂化（FCC）机组的催化剂再生器区段排出的烟气。目前美国联邦法规对颗粒度的限度为：催化剂再生器中每燃烧 1000 公斤焦炭产生的固体颗粒为 1kg，或者等价于约为 $80-110\text{mg}/\text{Nm}^3$ 的烟气的颗粒浓度。与此相应的欧洲法规目前也在进行重大的改动，目前的规定为 $80-500\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，但预计该数值有可能被减小到 $50\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

FCC 工艺已具有了 50 多年的应用历史，多年来，人们一直在对这种工艺进行改进，在很多炼油厂，这种工艺仍然是汽油生产的主要来源。汽油以及其它轻质油品是对较重（即分子量较大）的、价值较小的碳氢化合物原料执行裂解而制得的产品，其中的原料例如是柴油。尽管 FCC 是一种涉及到很多因素的庞大而复杂的处理过程，但由于本发明与其相关，本文将对该工艺的基本原理作一介绍。

在大多数常规的形式中，FCC 工艺包括一反应器，其与一催化剂再生器紧邻地连接起来，随后再在下游处分离碳氢化合物制品。这种工艺的一个主要区别特征在于大量催化剂持续的流态化和循环流动，其中，这些催化剂的平均颗粒直径在 50-100 微米之间，在颗粒尺寸和外观方面，催化剂等同于非常细的沙粒。每裂解生产一吨油品，约需

要 5 吨催化剂，因而，对催化剂的循环使用具有相当高的要求。对于这一需要使用很大总量的催化剂、且循环使用小颗粒直径催化剂的需求而言，一个与此相关的、很急迫的挑战就在于：防止这些催化剂从反应器/再生器系统进入到排出的气流中。

总的说来，在反应器和再生器的内部采用旋风分离器对固态催化剂具有 99% 的分离效率。一般情况下，再生器包括第一级分离器和第二级分离器（即主分离器和辅分离器），用以防止催化剂对再生器烟气的催化剂污染，其中，再生器的烟气基本上是催化剂焦炭在空气中的燃烧产物。尽管颗粒尺寸为一般值的催化剂颗粒能被再生器内部的旋风器有效地分离掉，但细微的材料（通常是尺寸小于 50 微米的催化剂碎粒，出现这些颗粒的原因是粗糙而磨蚀性的反应器/再生器环境中的磨擦作用和腐蚀作用）则基本上很难被分离出去。结果就是，FCC 烟气的颗粒浓度通常在 $200-1000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 的范围内。不论是为了达到已生效的法定排放标准、还是希望从烟气气流回收能量，这样的固体含量水平都会造成困难。在后者的情况下，如果实际上选择能量回收流程，则 FCC 烟气中的固态含量可能足以对再生器中鼓风机的涡轮叶片造成损坏。

因而，通常需要确保 FCC 烟气中的细尘含量能被进一步地降低，且可利用一带有多管旋风器的第三级分离器（TSS）装置来实现此目的。公知的是：静电除尘器能有效地完成该气体/固体分离作业，但其成本要远高于 TSS，其中，TSS 的工作依赖于富含颗粒气流的向心加速度的作用，该向心加速度迫使密度较高的固体移动到涡旋流的外边缘处。为了提高效率，用于对 FCC 烟气流进行排放的旋风分离器一般包括许多（可能为 100）个独立的小型圆筒旋风器本体，这些旋风器本体被安装在作为多管的单个容器内。固定着旋风器上端和下端的管板具有将污染气体分配到旋风器入口中的作用，并具有将容器内的区间分隔成几段、以收集分离的气相和固相的功能。

在有关旋风器设计的技术领域内，重要的研究都集中在所谓的“返向逆流”型旋风器上，在这种旋风器中，将入流气体围绕着一气体出口

管加入到旋风器中，气体出口管从圆筒形旋风器本体的入口一侧延伸来。可从旋风器本体侧壁上的开孔提取富含颗粒的气体，而清洁的气体则基本上从其初始时的流动路径反向流向旋风器本体上与进气口相反的一端——即逆向流向出气口。出气口是一根管体，其一般与旋风器本体同轴，并被设置在旋风器本体内。在专利 US 5514271 B1 和 US 5372707 B1 中描述了这些类型的旋风器，在这两个专利中，发明的技术主题集中于侧壁上开孔的形状和分布，以便于减少会将固体重新输送到清洁气体出口中的湍流涡旋现象。在美国专利 US 5643537B1 和 US 5538696B1 中，设计了用于与这种基本的旋风器配合使用的装置，以便于进一步地扩展涡流的流型或者提高涡流流型的均匀性，进而提高分离效率。

但不幸的是，使气流反向而从与进气口相同的一侧流出旋风器本体的设计需求就其自身而言会对流动造成扰动，而此扰动是不容易被克服的。在专利 US 5690709B1 中描述了所谓的“单向直通”型旋风分离器，这种分离器消除了与气体反向流动相关的固体再混入问题。在此情况下，净化的气体持续地向下流动，并在下管板的下方从旋风器本体中排出，下管板作为被分离出的颗粒与净化后气体之间的物理边界。但是，这样的设计也会加剧非稳态的流型，此情况下，非均匀的流型与这样的现象有关：经过圆筒旋风器本体的开口底部，以基本为直角的角度将颗粒排送向含颗粒的气体涡流。此外，此情况下旋风器的基本工作过程会涉及到气流方向的改变，而在理想情况下，应当避免出现方向的改变。另外，在一由多个旋风器组成的总体设备（例如 TSS）中，开口底部的设计形式会为“脏”气体外排而进入到相邻旋风本体中提供相对较大的表面积。这种允许气体在各个旋风筒体之间互通的设计形式会降低分离的效率。

除了上文中针对旋风器设计需要考虑到的一般事项（例如引入向心加速度、以及保持流型的均匀性）之外，如要针对任何特殊的旋风器结构来进一步地改进效能，则必须要通过实际试验来对改进进行验证。事实上，某些在原理上被认为能减轻非均匀流型、并限制涡流形

成的设计方案在实验室试验中的表现非常差。在某些情况下，发现甚至复杂的流体动力学计算机软件对 TTS 分离效率的预测也很差。因而，经过了大量的反复试验和修正，并辅以对旋风器内部流型进行细化研究的总体目标，目前从气流中分离细微颗粒的技术已经获得了显著的改善。

发明内容

本发明涉及一种改进的旋风器，其用于将固态颗粒从气流中分离出去。可将许多个这样的旋风器组合到一个容器中，以便于被用作第三级分离器，用于对受固体污染的气流（尤其是指从炼油厂流化催化裂化单元排出的烟气或其它被固体污染的气流）进行处理。在这种旋风器中，由于使含颗粒的气体产生了涡旋，并使气体涡旋在流经装置时其流型受到扰动最小，所以，该旋风分离器具有很高的分离效率。在整个分离过程中，进气与外排的清洁气体都在同一方向上移动，且利用一排气管将在进气中占据了大部分体积的清洁气体从涡流的中心部位移走，其中，该排气管沿着旋风器本体进行延伸。另外，固态颗粒被从旋风器本体侧壁上的开孔送出，而并非沿轴向排出，这样就能防止其发生回流，并能防止在相邻的旋风器之间出现气体相通现象。

采用一板件或其它的结构来封闭旋风器本体的底部，这就意味着：含颗粒的气体只能经圆筒壁上的开孔排出。因而，通过气体排出区域的压力降通常要高于开口的底部设计的情况。压力降和气体速度的增大会导致将颗粒经圆筒壁喷排出去的作用更强，从而可防止固体再次进入到旋风器本体或相邻旋风器基于相同工作原理而运行。有效地，含颗粒的气体从一些狭槽排出，这些狭槽起到了“单向阀”的作用，其可防止气体发生回流以及颗粒再次进入到旋风筒体内。

本发明的旋风器具有这样的功效：能将直径小达 4-5 微米的非常细微的尘粒从进气流中分离出去。不然的话，这样的固态污染物将使受污染气体无法符合环境法规，或者还可能对功率回收涡轮的正常工作造成损坏。

附图说明

图 1 表示了现有技术中 FCC 机组的简化示意图；

图 2 中的简化示意图表示了现有技术中第三级分离器；

图 3 是本发明旋风器的剖视图；

图 4 是沿图 3 中的 A-A 线所作的剖面图；

图 5 中的图线表明本发明的旋风器相比于现有技术中的旋风器其分离性能得到了提高；以及

图 6 表示了 in d50 值方面本发明所实现的改善，其中的 d50 值是指能被去掉 50% 的颗粒的直径测量值。

具体实施方式

本发明适于对很大范围内的含固体的污染气流执行分离净化，尤其适于对所含尘粒在 1-10 μ m 范围的气流进行处理。在本文的描述中，会提到很多种生产性的气体净化作业，这些作业包括对从固态催化剂流化床工艺、煤燃烧加热器、以及火力发电站排出的气流所作的处理。某些公知的炼油工作依赖于流化床技术，例如在文件 US 6137022B1 所描述的、用于将甲醇转变为轻质烯烃的工艺的首选实施方式中，就采用了固态的沸石催化剂组合物。本发明另一个特别针对的领域在于：对流化催化裂化（FCC）的外排气流进行净化，这种排出气流中夹含有催化剂颗粒，而这些颗粒则来自于反应器内工艺条件下的磨擦、腐蚀、和/或磨蚀作用。

如上文提到的那样，流化催化裂化（FCC）技术是公知的石油炼化工艺，在大多数情况下，依赖该工艺来生产汽油。工艺参数变量一般包括：裂解反应温度，该温度在 400-600 $^{\circ}$ C 的范围内；催化剂再生温度，该温度在 500-900 $^{\circ}$ C 范围内。不论是裂化反应、还是再生过程，都是在绝对压力低于 5 个大气压的环境下进行的。图 1 表示了现有技术中一种典型的 FCC 工艺设备，在该设备中，管线 12 输送来的重质碳氢化合物进料或原油与从再生的催化剂立管 14 进入的、刚刚被再生的催化剂相接触。沿着从反应器 10 底部延伸出的狭窄管段（其被称为反应器提升管 16）发生着这样的接触。催化剂携带的热量将油料蒸发，而后，在存在催化剂的条件下，石油被裂解，此过程中，油料与催化

剂沿着反应器提升管向上移动而进入到反应器 10 本体中,此处的工作压力略低于提升管 16 中的压力。而后,利用位于反应器内部的第一级旋风分离器 18 和第二级旋风分离器 20 将裂化后形成的轻质碳氢化合物与催化剂分离开,并将裂化后形成的轻质碳氢化合物经管线 22 从反应器 10 中排出,以便于执行后序的分馏操作。在这一点上,某些在反应器提升管 16 中不可避免地发生的副反应会在催化剂上留下有害的焦炭沉积物,这将会降低催化剂的活性。之后,将催化剂称为已用过的催化剂(或至少被部分地用过了),需要对催化剂进行再生以便于再次使用。用过的催化剂在被与碳氢化合物产物分离开之后落入到一气提段 24 中,在这一区段中,由管线 26 喷入蒸汽,以便于清除掉任何残余的碳氢化合物蒸汽。在经过气提处理之后,利用一用过的催化剂立管 32 将用过的催化剂输送到催化剂再生器 30 中。

在催化剂再生器 30 中,从管线 34 输送来的空气气流通过一空气分配器 28 被引导而与使用过的催化剂相接触,并将沉积在催化剂上的焦炭燃烧掉,从而能提供再生后的催化剂。催化剂再生过程向催化剂提供了大量的热量,这些热量提供能量来抵消反应器提升管 16 中所发生的吸热的裂化反应过程。从管线 36 向再生器 30 的底部加入一些新的催化剂,以补充那些以细末或夹带颗粒的形式而从反应器中流失出去的催化剂。催化剂和气流沿着再生器 30 中的燃烧器提升管 38 一起向上流动,在经过再生(即将焦炭燃烧掉)之后,通过使混合流流经一“T”型料斗 40 来对它们初步地进行分离,其中,上部料斗 40 也位于再生器 30 中。对从上部料斗 40 中排出的再生后催化剂与烟气进行精细分离的工作是由位于催化剂再生器 30 内部的第一级和第二级再生旋风分离器 44 和 46 来完成的。再生后的催化剂被经再生后催化剂立管 14 再次回送到裂化反应器 10 中。由于燃烧了焦炭,从再生器顶部管线 42 排出的烟蒸气中包含二氧化碳和水,并带有少量其它成分。尽管第一、第二级再生旋风分离器 44 和 46 能将绝大部分再生后的催化剂从管线 42 中的烟蒸气中分离出去,但细微的催化剂颗粒(大多数是由磨擦作用产生的)总是会污染该外排气流。因而,含细尘的污染

的烟气中一般含有 $200-1000\text{mg}/\text{Nm}^3$ 的颗粒，大部分这些颗粒的直径小于 50 微米。鉴于这一污染度水平，由于既需要考虑环保法规，也需要照顾从烟气中回收能量的选择性设计，利用一第三级分离器（TSS）对烟气执行进一步净化的要求是很迫切的。

图 2 表示了现有技术中一种典型的 TSS，其包括数目众多的独立旋风器。TSS 容器 50 的内部通常衬有耐火材料 52，以减轻所夹带催化剂颗粒对金属表面的腐蚀作用。从 FCC 再生器排出的、含细尘的烟气从顶部的入口 54 进入到 TSS 的顶部中，入口 54 位于上管板 56 的上方，上管板 56 保持着各个圆筒形旋风器本体 62 的上端 58。然后，含细尘的气流被分配到在各个旋风器的气体入口 60 中，并与靠近这些入口的一个或多个涡旋叶片 64 相接触，以便于促使含颗粒的气体产生一定的向心加速度。涡旋叶片是位于旋风器本体内的结构，其具有对入流气体的流经通道进行限制的特性，由此来使气流的流动加速。涡旋叶片还能改变含细尘气流的流动方向，使气流在流经旋风器本体的长度范围内为螺旋流或涡流的形式。气体的这一涡旋运动会将高密度的固态相甩向旋风器本体 62 的壁面。

图 2 所示的旋风器设计代表了所谓的“单向流”设备，在这种设备中，旋风器本体 62 的底端 66 是开口的，这样就使得被抛到该旋风筒体筒壁附近的固态颗粒落入到上、下管板之间的空间 68 中。沿着旋风器本体中线流动的清洁气体则在到达旋风器本体 62 的底端 66 之前先流过一排气管 72 的进口 70 中。然后，清洁气体从排气管 72 流到下管板 74 的下方。然后，占含细尘烟气中绝大部分体积的清洁的混合气流从位于 TSS 容器 50 底部的排气口 76 排出。被分离出的颗粒和少量（通常小于含细尘烟气的 10%）底流气体则从位于 TSS50 底部的分离颗粒及底流气体出口 78 排出。

图 3 中表示了根据本发明的一个独立的旋风分离器 100，其也被固定在上管板 102 与下管板 104 之间。旋风器 100 包括一基本上竖立着的旋风器本体 106，其底端 108 是封闭的，而且，旋风器本体的上端 110 被固定到上管板 102 上。优选地是：封闭的底端 108 为平板

件的形式。旋风器本体在其上端 110 处限定了一个进气口 112，用于从上管板 102 的上方接收含颗粒的气流（即含细尘的烟气气流）。另外，旋风器本体上还限定了多个用于排出气体的孔口 114。这些孔口 114 位于上管板 102 与下管板 104 之间，且所处位置基本上位于旋风器本体 106 的下部。优选地是，这些孔口 114 靠近底端 108 并从底端向上延伸。这些孔口允许颗粒以及少量的底流气体（在含颗粒气体中所占的体积通常小于 10%）排出到上管板 102 与下管板 104 之间。由于底端 108 被封闭，所以，为外排气体的逸散所提供的表面就相对较小，从而导致气体流速很高，排出孔口 114 两侧的压力降很大。这将带来分离效果的改善。

在位于旋风器顶部的进气口附近，设置了一个或多个涡旋叶片 116，以便于使含颗粒的气流产生向心加速度。排气管 118 所在位置与旋风器本体 106 同轴，其延伸穿过封闭的底端 108，并向下进一步地延伸穿过下管板 104。该排气管 118 的上端和下端分别限定了一个清洁气体进口 120 和一清洁气体出口 122，清洁气体进口 120 用于接收旋风器本体 106 内、靠近其中线的净化后气流，清洁气体出口 122 位于下管板 104 的下方，用于排出净化后的气流。清洁气体进口 120 通常位于排出孔口 114 的上方。清洁气体出口 122 可位于任何位置，只要其低于下端 108 即可。如上文提到的那样，旋风器本体 106 的定向状态基本上是竖立的，因而，对固态相的分离还能得到重力作用的协助。优选地是，旋风器本体为垂直圆筒的形式，但是，其它的形状肯定也是可行的，这些形状例如包括锥形。

如上文指出那样，这种设计的主要优点在于：使旋流气体形成了非常均匀的涡旋，在该涡旋沿旋风器本体和排气管向下移动的过程中，其基本上不会受到任何干扰。另一方面的优点与压力降的增大相关，此压力降是指富含颗粒的气体经圆筒壁上孔口向外喷射时的压力降。相比于上文提到的直通型旋风器设计中旋风器本体与排气管之间较大的底部环形表面，本发明中这些孔口为气体的排出所提供的表面区域较小。结果就是，每个孔口都形成了一种“逆止阀”结构，其基本上可

阻止排出气体的逆流，而排出气体的逆流则是分离效率降低的原因。

气流得以保持均匀性的原因在部分上是通过在圆筒旋风器本上设置了多个孔口，这些孔口用于排出颗粒和少量的底流气体。孔口实际上可以是任何形状，且可位于圆筒旋风器本体的任何部位，但优选地是：至少部分孔口靠近旋风器的封闭底端，以防止固态颗粒聚积在该区域内。孔口还可以是各种形状，例如为狭槽或孔洞，且可处于旋风器本体的各个高度上。如图3所示，优选地是：至少部分孔口为矩形槽的形状，其较大的尺寸（长度）基本上平行于旋风器本体的轴线。这些狭槽沿旋风器本体的圆周以相等的间隔均匀地分布着。另外，狭槽的垂直长度在旋风器本体长度的5%到25%的范围内。在一优选实施方式中，矩形狭槽的下端靠近旋风器本体封闭的底端。

为了进一步促进流动的均匀性、进而提高固态-气态的总体分离效率，将排气孔口相对于径向方向设置成倾斜的。这就使气体能沿切线流动方向、基本上不改变旋流状态地从旋风筒体中排出，就如同在旋风器本体中流动一样。图4表示出了这种理想结构的一种示例，在图4中：狭槽114的边缘200是斜面（即并非垂直于在狭槽114所处位置处旋风器本体106圆形横截面的切线）。相对于旋风器本体106曲率的这一斜面产生了这样的理想效果：使气体在从旋风器本体106中排出时具有很大的切向速度分量，气体在旋风器本体内时的流动方向也只被小量地改变。另外，各个矩形狭槽主体长度方向的前导边缘可从旋风器本体总体曲面略微地突起，以便于使气流转向理想的切线方向。作为替换措施或并行措施，还可将狭槽的后边缘设计成陷入到总体曲面内，以实现类似的效果。

另外，已经确定：当将孔口设置在清洁气体进口的下方时，则能获得良好的固态/气体分离效率，图3中也表示了这样的情况。优选地是，允许旋流气体经此排出的总开孔面积为旋风器本体表面面积的0.05%到5%。当然，这一参数取决于很多因素，这些因素包括：固体污染物的浓度、平均颗粒尺寸、气流流速、以及压力。当多个本发明的旋风器被用在FCC炼油机组的第三级分离器（TSS）中时，该分离

器的性能效率优选为其 d_{50} 颗粒尺寸小于 5 微米。如现有技术中定义的那样， d_{50} 值代表能被从 TSS 底流气体中去除 50% 的尘粒的直径。因此，在一优选实施方式中，净化后气流中具有 5 微米或 5 微米以上颗粒的浓度，该浓度小于含催化剂微尘的烟气气流中 5 微米或 5 微米以上的颗粒浓度的 50%。

从下文的实例可进一步地清楚领会采用本发明的旋风器所能达到的性能优点，下文的实例提供了一些基于实验的实验室测试数据，其中的实验被设计成可模拟 FCC 烟气向外排流时的条件。尽管如下的实例表示了本发明旋风分离器几种具体的实施方式，但这些实施方式并不能被用来限制由所附权利要求限定的本发明总体范围。

对比实例 1-7

将上文提到的、现有技术中的“单向直通”型旋风分离器与根据本发明的各种旋风分离器进行性能比较。研究了从流动的气流中分离直径为 40 微米或更小的颗粒物的情况。每次实验中，旋风分离器都包括一 280mm 内尺寸 (i.d.) 的圆筒体和一 130mm 的排气管，排气管与圆筒体同轴，且在圆筒体底部的上方延伸到下方 250mm。

在对比性实验中，除了排气管的延伸长度之外，圆筒体的底部被制成开通的——尽管在排气管的外部安装了一个盘体，其位于圆筒体底部下方的 130mm 处。将被分离出的颗粒以及少量的底流气体收集到一个环绕着旋风器本体的尘粒漏斗中，其中，分离出的颗粒基本上是与旋流进气流成直角的角度排出的。对含颗粒气体以及从排气管排出的清洁气体（溢流气体）进行分析，以确定其固态污染物水平、以及这些污染物中颗粒尺寸的分布状况。类似地，对进气也执行类似的分析。

在每一次分离实验中，旋风器进气流速都被保持为 $0.45-0.50 \text{ Nm}^3/\text{s}$ 。该进气中的固体含量为 $300-400 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ ，且颗粒的平均直径为 10-20 微米。在从靠近进气口的涡旋叶片中流出之后，由于叶片对气流具有限流作用，所以气流的速度增大了。被称为底流气体的排气中含有大部分被分离出的固体，这部分气流只占进气体积的

1%到3%，具体的数值取决于特定的实验。在每次实验之后，计算出固态颗粒的去除效率—即底流气体中所去掉的固体占输入固体的重量比。还确定出直径小于10微米的固态颗粒在气流中的所占比例，并计算估计出多大直径的颗粒能达到50%的去除率（d50值）。

表1列出了这些对比实例的实验结果。

表 1

对比实例	底流气体 (体积百分比)	叶片出口气流 速度 (m/s)	分离效率 (%)	小于10m的颗粒 百分比 (%)	d50值 (·m)
1	1	24.1	76.3	78.5	7.5
2	1	39.3	82.8	84.8	5.7
3	3	40.5	82.1	93.9	6.2
4	3	40.3	83.7	93.3	5.5
5	3	24.1	80.7	76.8	6.7
6	3	38.9	84.9	87.5	5.5
7	3	39.5	85.0	87.4	5.4

实例 8-12

通过将本发明的旋风分离器设置在一旋风器中进行测试，其中的旋风器具有一个用于封闭旋风器本体底端的水平基座。根据本发明的描述，在此情况下，固态颗粒是经制在旋风圆筒侧壁上的孔口而从旋流的进气中排出的。通过制出两条90mm长、10mm宽的矩形狭槽来实现本发明的设计。狭槽的长度方向平行于旋风圆筒本体的轴线，且下部的宽度尺寸部分靠近旋风器本体底部附近的水平基座。进气流速、颗粒度、以及平均颗粒直径等参数条件被保持在对比实例中所设定的范围内。此外，利用体积为1%到3%的底流值进行研究。同样的性能指标也被计算并列在表2中。

表 2

对比实例	底流气体 (体积百分比)	叶片出口气流速 度 (m/s)	分离效率 (%)	小于10 μ m的颗 粒百分比 (%)	d50 值 (μ m)
8	1	39.7	88.7	91.6	5.1
9	1	24.1	85.0	89.5	6.2
10	3	40.2	89.9	71.5	4.4
11	3	40.2	90.1	87.7	5.0
12	3	24.6	87.7	87.8	5.7

从上文的实验结果可清楚地看出：相比于现有技术中底部开口的“直通”型旋风器，在 1% 和 3% 的底流条件下，本发明的旋风器对固态颗粒都具有更高的去除效率。这一结果被表示在图 5 中的图线上。另外，本发明的旋风分离器在去除直径为 4-5 微米的颗粒方面具有优势，这与 FCC 第三级分离器设计的总体性能是相应的。根据 d50 性能参数可看出本发明的旋风分离器对小颗粒的分离能力提高了，图 6 表示出了这一特性。最后，与现有技术中旋风分离器对比实例的实验结果相反，本发明的旋风分离器能获得固体含量低于 50mg/Nm³ 的清洁（溢流）气体，这一结果将符合现有、甚至将来的环保法规。

图1
(现有技术)

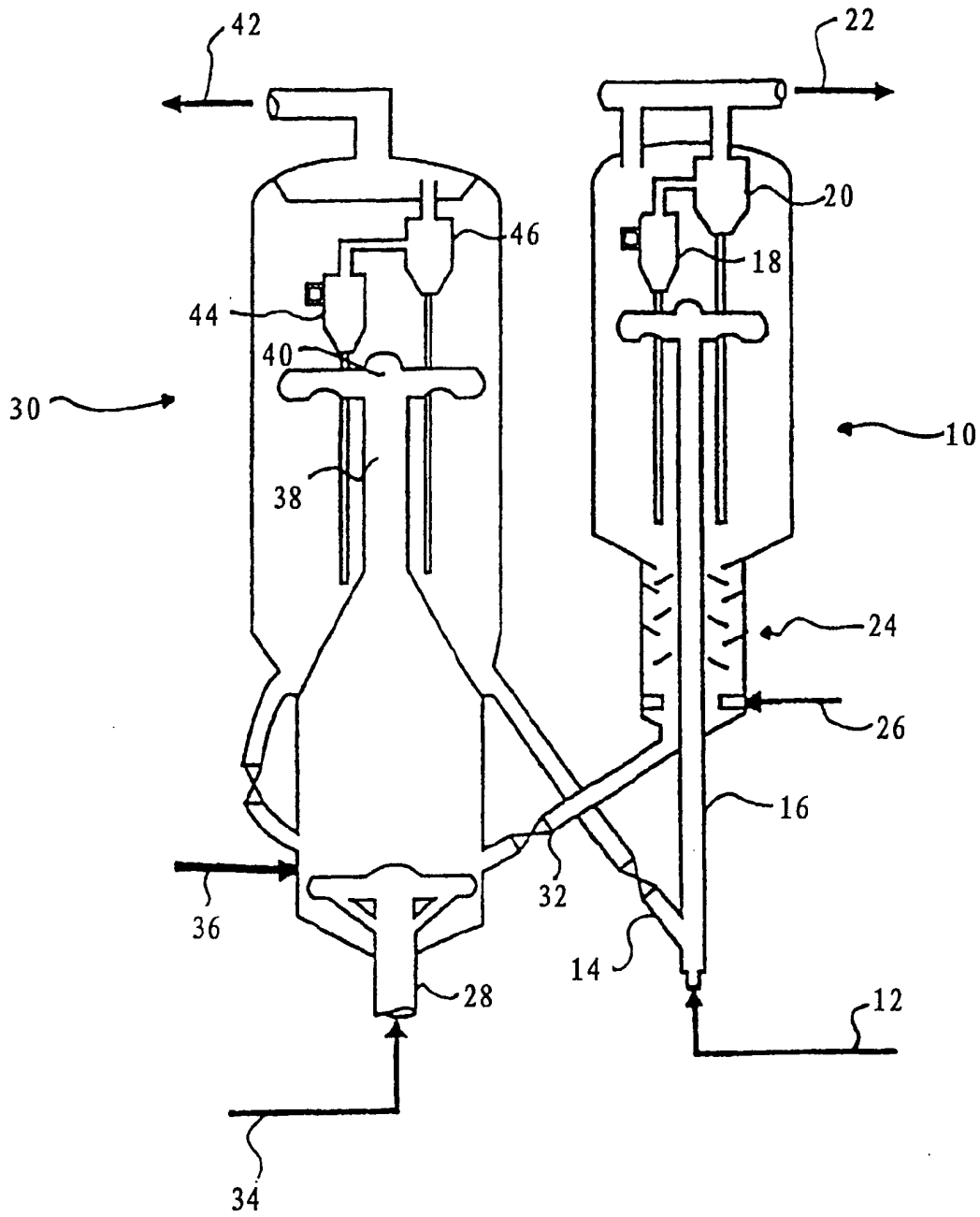


图2 (现有技术)

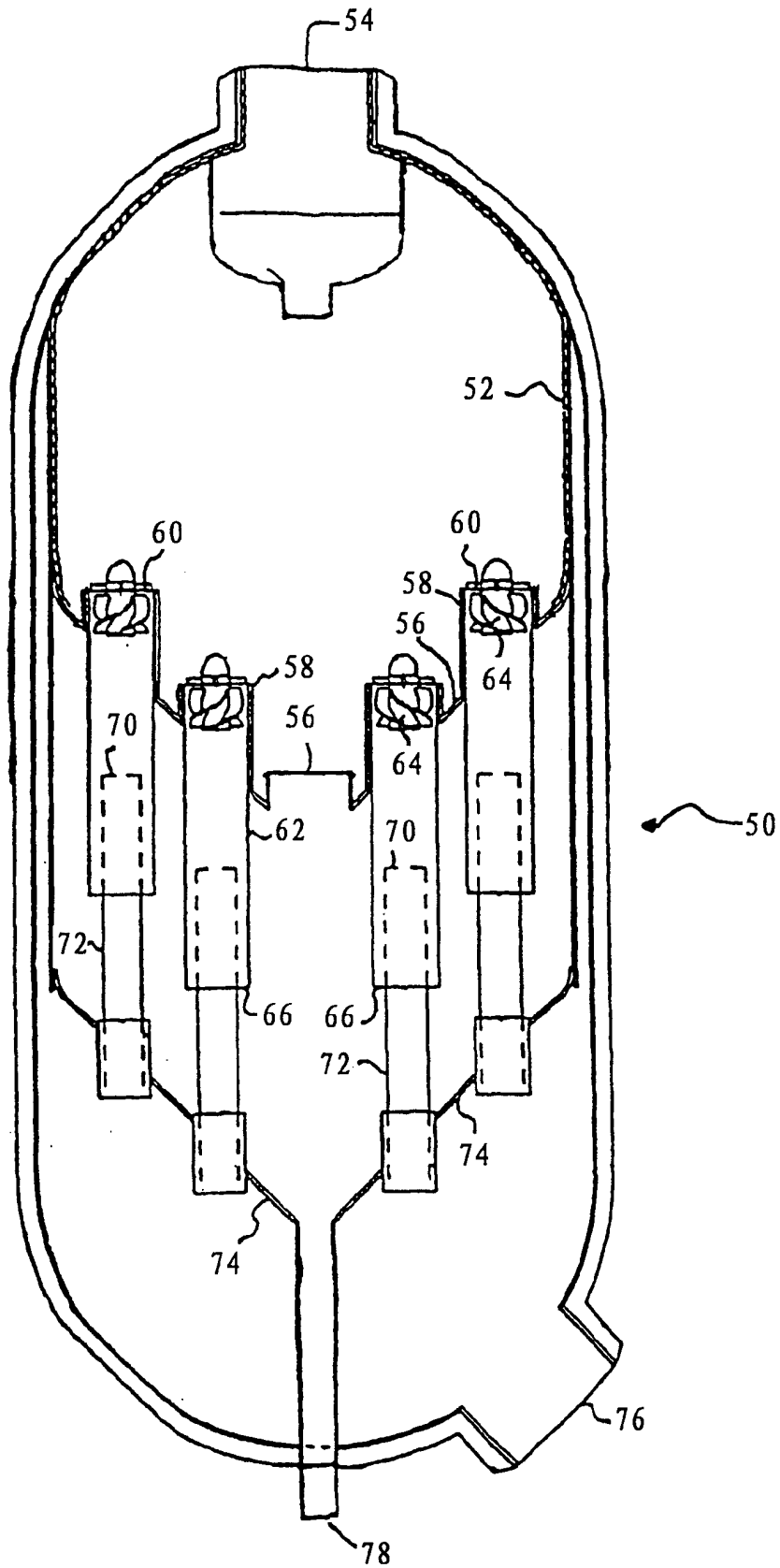


图 3

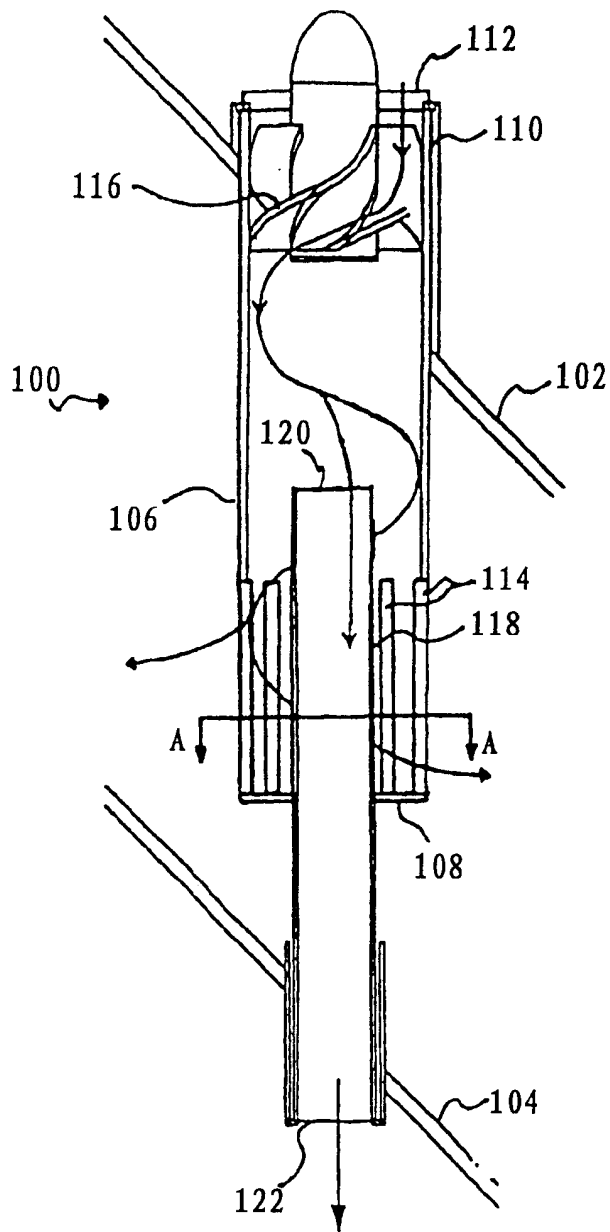


图4

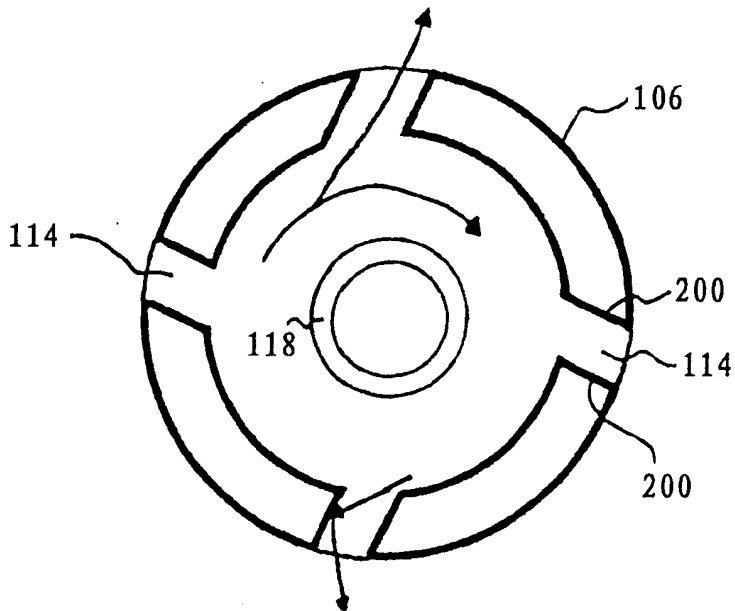


图5

固体去除效率
本发明与直通设计

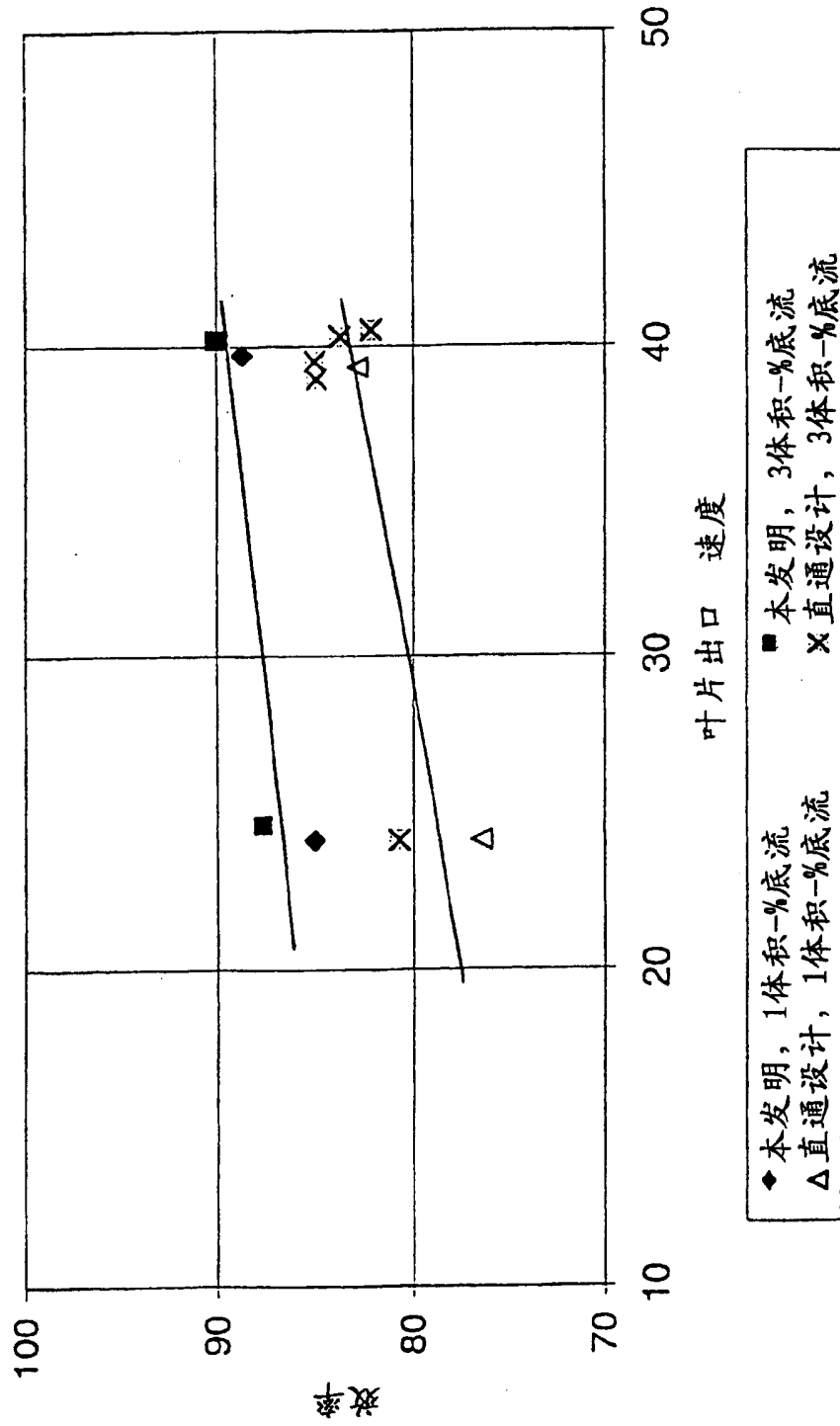
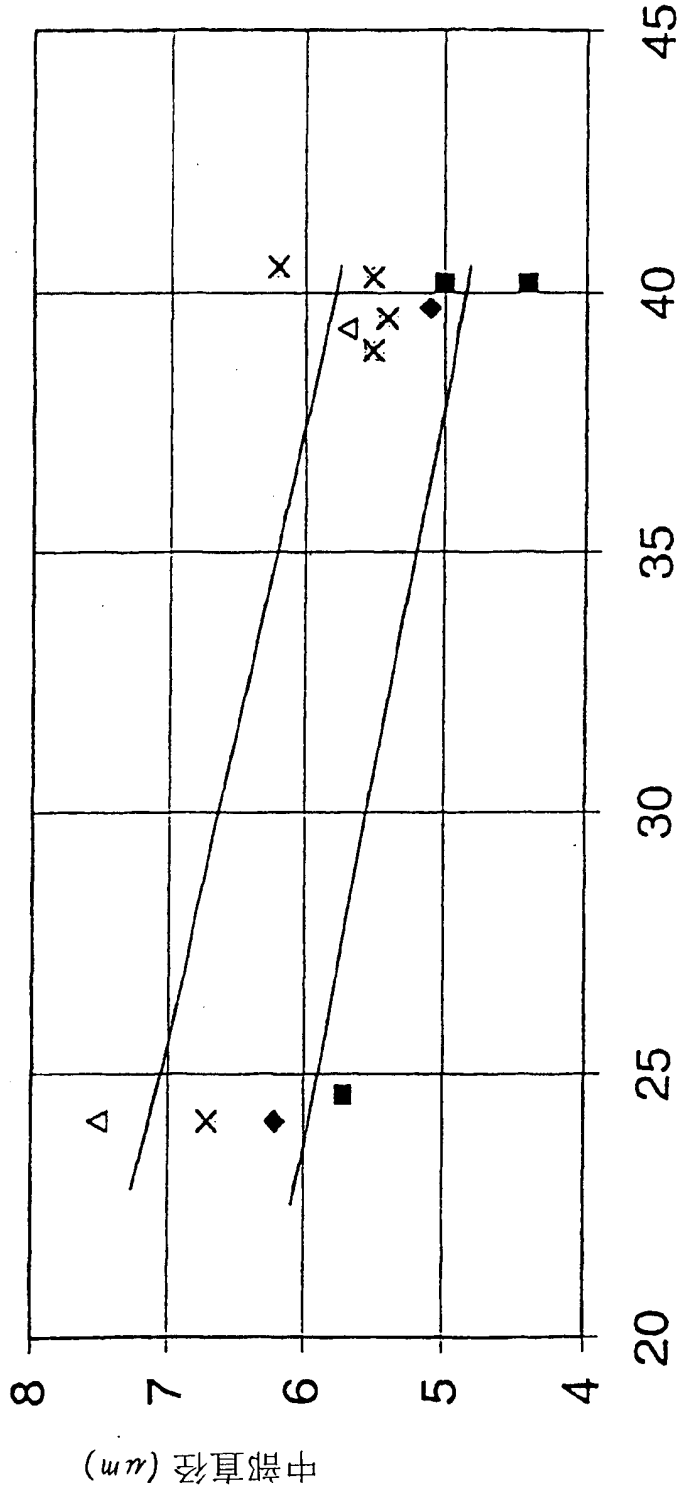


图6

固体去除效率
本发明与直通设计



叶片出口 速度

- ◆ 本发明, 1体积-%底流
- △ 直通设计, 1体积-%底流
- 本发明, 3体积-%底流
- × 直通设计, 3体积-%底流