

高效分离器

——国外大型炼油与化工装置关键设备技术水平资料之三——



兰州石油机械研究所

TC051.8
甘肃省图书馆

高 效 分 离 器

—— 国外大型炼油与化工装置关键设备技术水平资料之三 ——

兰州石油机械研究所编

江苏工业学院图书馆
藏书章

1978年·兰州

器 内 容 提 要

本书主要阐述了流化催化裂化装置能量回收系统增设外面的第三级分离器的原因及其工质特性和性能要求。详细介绍了“壳牌”三级旋风分离器的发展、结构改进及现状。对“杜康”砂粒床过滤器也作了全面介绍。书中还介绍了一种用于清除催化剂中毒物的过滤器。

此外，书中对流化床设备中一、二两级旋风分离器也作了讨论，介绍了许多专供催化剂回收使用的高效旋风分离器和专利设计。最后，还顺便介绍了提升管催化裂化的快速分离装置。

书中提供了必要的结构图和外形照片共68幅，收集了有关技术数据和图表7张。

本资料可供炼油、化工及石油化工专业的研究、设计、制造和使用方面的工程技术人员参考。对于有关专业院校的师生也有一定的参考价值。

高 效 分 离 器

—— 国外大型炼油与化工装置关键设备技术水平资料之三 ——

*

兰州石油机械研究所印刷出版

(兰州市七里河区敦煌路167号)

开本787×1092毫米¹/₁₆·印张3⁹/₁₆·字数86千字

印数：2000 定价：0.50元

前言

随着我国炼油、化学及石油化学工业的迅速发展，特别是装置规模日益向大型化发展的趋势，使得能量的综合利用和环境保护等成为重要的问题。这些问题的解决，对建厂投资、产品成本和人民的身心健康有着直接的关系，因此，近年来已为国内外所广泛重视。

高效分离器是用于分离气体与尘埃的专用设备，它在能量回收、气体净化、催化剂回收及防大气污染等工程中，得到广泛应用，并且是其中的关键设备之一。

石油炼厂中的流化催化裂化装置，是炼厂主要二次加工装置之一，其中有大量能量可供回收。国外已采用烟气轮机能量回收系统，收到了良好的效果。国内对此亦十分重视，在新建炼厂的设计和老厂的技术改造中，都已考虑到能量回收。

为了保证能量回收装置的烟气轮机长期稳定操作，除不断改进再生器第一、二级分离器外，还必须在再生器与烟气轮机之间增设一台三级分离器，以保证烟气中催化剂浓度不超过 $0.1 \sim 0.15$ 克/米³（国内为 $0.15 \sim 0.20$ 克/米³），而大于 10μ 的催化剂微粒不超过3%（国内为3~5%）。因此，在建立烟气轮机能量回收系统时，除烟气轮机之外，再生烟气三级分离器也是一个关键设备。必须不断改进现有的，和探索新型高效的烟气分离设备，以满足流化催化裂化装置能量回收系统配套之需要。

为了配合国内在这方面的试验研究工作的开展,我们搜集了国外近期发表的文献及兄弟单位收藏的有关资料编译成此书,供大家参考。

“高效分离器”一书,是“全国化工与炼油机械行业技术情报网”1976年4至6月在重庆组织的“国外大型炼油与化工装置关键设备技术水平资料”编译工作的四大项目之一。鉴于在重庆集中编写时的人力和时间的限制,后决定由有关单位协助翻译,由兰州石油机械研究所曹纬同志负责编写。

为本书提供译文的有:湘东化工机械厂的叶若华、江西化工石油机械厂的邹宽贤、合肥通用机械研究所的袁春华、四川省化工第一设计院的姚庆期、甘肃工业大学的赵嘉荫以及浙江化工学院等。对以上诸同志和单位的大力支持与协助,谨致谢意。

由于我们学习马列著作和毛主席著作不够,业务水平有限,加之时间仓促,不妥以至错误之处诚所难免,希望得到同志们的批评指正。

编 者

一九七八年三月

目 录

绪 论	(1)
第一章 第三级分离器	(2)
一、三级分离器的兴起与来由	(2)
二、三级分离器的特性与要求	(2)
三、三级分离器的发展与研究	(3)
四、已知的三级分离器的类型介绍	(6)
(一) “机车发展委员会”型轴流式分离器	(6)
(二) “壳牌”三级旋风分离器	(7)
(三) “杜康”砂粒床过滤器	(19)
(四) 电除尘器	(23)
(五) 高效单体旋风分离器	(29)
五、可供考虑的外部辅助分离器的类型介绍	(31)
(一) 切向流入 (Tangential inlet) 组合式旋风分离器	(31)
(二) 轴向流入 (Axial inlet) 组合式旋风分离器	(32)
第二章 一、二两级分离器	(37)
一、概 述	(37)
二、结构介绍	(37)
三、设计与研究	(42)
第三章 提升管催化裂化的快速分离装置	(44)
第四章 其它型式的催化剂回收用设备	(47)
第五章 清除催化剂中毒物用的分离设备	(49)

绪 论

与化工厂一样,现代炼油厂,特别是采用深度加工的炼油厂,由于装置规模的扩大和二次加工能力的发展,一方面需要消耗大量的动力和热能,另一方面又有大量的动能和热能被白白地放空,造成浪费。

在国外,随着能量价格的不断上涨,燃料与动力费用已成为加工费用的一个主要因素。实践证明,如果采取适当的措施,把这些废热废能充分回收,加以利用,就可大量节约能量,降低产品成本。

流化催化裂化装置是炼油厂主要的二次加工装置,也是有较多能量可供利用的一个装置。

据估计,目前世界上流化催化裂化装置的总加工能力约为500万桶/日(~ 2.5 亿吨/年)以上,其相应的主风机需要的总功率大约为130万马力。如果按每马力一年的价格为50美元计算,则每年仅此一项就要花费动力费约6500万美元。如能回收流化催化裂化装置的烟气动能来带动主风机,就是一笔可观的节约^[1,2]。譬如,壳牌石油公司1960年建立的四套动能回收系统为该公司提供了价值约1500万美元的能量收益^[3]。

此外,流化催化裂化装置中的再生气高温烟气,其温度高达650℃,除含有大量显热和动能外^[2],还带有部分CO的化学能。同时夹带着催化剂尘粒,如不采取有效的分离手段,势必造成催化剂的大量损失,污染空气,而烟气动能也将无法利用。

所以,采用设计完善的流化催化裂化装置烟气能量回收系统,不仅是节约基建投资,节约动力,减少燃料消耗和降低操作费用的有效措施,而且也能降低催化剂的损耗,逐渐成为减少空气污染的手段之一。

回收能量的方法很多,设计人员尽了很大努力,一直在设法提高能量的利用效率。实践证明,采用烟气轮机回收能量具有较高的效率^[2]。烟气轮机能量回收系统的效率,据统计相当于普通废热锅炉的4倍。并且此系统设备比较简单、投资低、收益快,是有发展前途的^[2]。

开始采用烟气轮机回收炼油厂的能量,这还是一九三六年的事。当时美国马克斯·虎克炼厂采用瑞士BBC公司设计制造的机组(功率900KW,轴流式)来回收胡得利固定床催化裂化装置中的烟气能量。1950年,国外又开始在流化催化裂化装置上试用烟气轮机能量回收系统,这是在美国俄亥俄州一个小炼油厂进行的试验。由于再生器内旋风分离器带出催化剂粉尘的问题没有解决,初期的试验并没有成功。因为烟气轮机中与夹带催化剂粉尘的高速气流接触的那些部件,受到强烈的冲蚀作用,很快就损坏,这些部件,特别是叶片,只能使用几天,而且在操作几小时后,烟气轮机效率就开始下降。俄亥俄州炼油厂的试验结果也表明,当时由于烟气分离技术所限,烟气携带的催化剂过多,使烟气轮机严重磨蚀,750小时后,烟气轮机叶片即报废^[2,4]。

显然,烟气分离技术直接影响到烟气能量回收系统的发展和利用。寻找出一种有效的烟

气分离设备,一直是设计人员思考问题的中心。今天,改进原有的分离设备和创造新型高效的分离设备仍然是提高催化剂的回收率、降低催化剂的损耗和提高能量利用效率的关键之一。

自五十年代中期以来,国外在烟气分离方面作了不断的试验和研究,先后出现了一系列供烟气能量回收系统采用的气-固分离设备。此外,尚有不少可供借鉴的专利报导。

第一章 第三级分离器

一、三级分离器的兴起与来由

讨论的流化催化裂化装置能量回收系统中的烟气分离器,主要是指再生器第三级分离器。这个第三级分离器和烟气轮机一样,都是催化裂化能量回收系统的关键设备。根据国外试验和使用情况来看,有无此一设备,结果大不一样:1950年埃利奥特公司(Elliott Co.)在美国伊利诺斯州(Illinois)作实验,没有第三级分离器,其结果喷口叶片运转了800小时后,冲蚀得很厉害^[6]。1954~1957年美国壳牌石油公司在加拿大的蒙特利尔(Montreal)炼油厂作试验,增设了第三级分离器,烟气轮机曾成功地连续运转了4000小时,效率并未下降,停机检查,叶片也无明显的冲蚀痕迹^[6],而烟气中几乎只含微量催化剂^[7]。

根据试验结果,为了保证烟气轮机的长期稳定运转,烟气中的催化剂微粒必须小于 10μ ,而且对于 $1\sim 10\mu$ 的催化剂微粒也应尽量减少,否则烟气轮机叶片会在短期内被冲蚀。再生器中的两级分离器不能满足这一要求,而且由于这种分离器对 10μ 以下的微粒的分离效率低^[5],即使再增设这样的一级分离器仍不能满足这一要求。因此,有必要探索和发展一种有更高效率的分离设备作为再生器的第三级分离器。

二、三级分离器的特性与要求

流化催化裂化装置能量回收系统所用的第三级烟气分离器,就其工质特性来说,实质上还是一种气-固分离设备。一般的气-固分离手段很多,但由于此系统的下述工作条件波动范围较大,因而都难以适应。这些工作条件是:

- (1) 气体流率大($20000\sim 200000$ 标呎³/分);
- (2) 气体温度较高($1100\sim 1200^{\circ}\text{F}$);
- (3) 开工率高(按连续操作两年以上计,为96%);
- (4) 当不正常操作(例如发生后燃现象长达一小时以上)时,温度 $>1500^{\circ}\text{F}$;
- (5) 气体中夹带的催化剂含量变动大(按重量计 $300\sim 30000\text{ppm}$)。

一般的气-固分离手段,只是在较短时间和操作正常的情况下才能得到满意的结果。譬如液体洗涤(湿式涤气器)不适于在高温下使用,因为不仅耗水量大,而且会造成大量的水雾和较大的压降,多孔物质过滤(袋滤器)的工作温度不能太高,而且耐冲蚀能力也较差;

静电除尘（电除尘器）的运转费和维修费都较高，而且分离效率下降较快，长期运转中一般只能维持在90%左右，因而也不理想，一般的惯性分离（旋风分离器）手段对微米以下的粉尘分离效率很低。而该系统所需的第三级分离器，不仅要在无人看管的情况下长期连续操作、性能稳定，而且还要有较高的分离效率。

根据使用的要求，用于流化催化裂化装置的烟气分离设备应该具备以下的特性^[6,7]：

（1）耐用、可靠，在一次检修期内，能连续运转3年以上；

（2）能够有效地将微米以上的粉尘分离出去；

（3）在连续运转期内，能够维持较高的分离效率；

（4）能耐较高的运转温度。装于CO锅炉之后时，为550°F（288℃）；直接装于再生器之后时，为1,300°F（704℃），并要求能在短期内耐1,500°F（816℃）的高温（或更高的温度）；

（5）能够承受在催化裂化装置运转失常时突然增大的粉尘负荷而不致造成损坏。

总之，第三级分离器除了效率要求之外，还必须耐冲蚀，能经受由于再生器温度波动而可能达到的816℃高温，并且能负担在装置起动和停车时比正常运转条件下高20~30倍的催化剂负荷量。此外，这种分离器的压力降还要比一般分离器为低^[7]。

但是，在目前的催化裂化工业装置中，还没有一种烟气分离设备能同时满足上述要求^[6]。

由于上述原因，开发新的分离手段和制造新型的烟气分离设备以满足流化催化裂化发展的需要，一直是探讨的课题。

三、三级分离器的发展与研究

由于三级分离器工质特性和设备性能本身的要求，一般说，排除了采用象电除尘、液体洗涤和多孔物质过滤等一般的气-固分离手段的可能性。设计人员认为，当综合考虑一切因素时，就有一系列的理由推荐采用惯性分离器。这些理由包括：固体对气体的密度差适中；流体的粘度较低，尽管气体粘度随温度升高而增加，但惯性分离器本身的使用却不受温度的限制；长时间内能适应较高的固体浓度；能量损失较低；固体物料可以连续排除；机械结构坚固，以及工作性能不会愈来愈低。在各种类型的惯性分离器中，反流式（Reverse-flow）旋风分离器被认为是最合适的。这种分离器多年来一直被用作催化裂化装置的一、二级分离器，安装于再生器的内部，多级并联操作。但是如果再增加一台同类设备作为第三级分离器，并不能满足能量回收系统的性能要求。

由于当第一级和第二级旋风分离器损坏，因而工作情况恶化时，会给第三级分离器增加额外负担。所以，一台令人满意的第三级分离器，一般应能承担比正常情况大1~2倍的催化剂负荷，而对烟气轮机的效率影响很小。外部的三级旋风分离器应当比一般的内部旋风分离器可靠得多^[1]。

然而，一般普通的旋风分离器有不少缺点，如（1）细粒的粉尘不能充分除净；（2）气体在器内流动时阻力大，消耗的能量多；（3）尘粒对分离器壁有磨损；（4）当处理的气量与分离器的规定气量有差别时，将影响效率。

固然,增加气体在旋风分离器内的流速或减少气体回转运动的半径都可提高除尘的效率,但提高气流速度会使阻力增加。所以,为提高旋风分离器的效率,常采用减小直径的办法,即用若干小直径旋风分离器组来代替一个大直径旋风分离器。

几十年来,国外为探索适合于催化裂化装置用的三级分离器进行了大量的试验与研究工作,最初一批的考虑还是集中于惯性分离手段。根据对旋风分离特性的认识和以大量试验研究为基础,设计人员认为,如果一定要采用旋风分离手段作为第三级分离器的话,那么,这种分离器应该设计成这样的:即(1)采用轴向流入式结构,而不是通常的切向进入式结构。流体的旋涡式流动是靠螺旋导向叶片造成,而不是靠沿外筒切线方向进入外筒与内筒之间的环隙时产生的自然离心力的作用形成的;(2)采用圆筒形而不是锥形外筒(这样有利于尘粒的排除)和采用耐磨蚀的材料;(3)采用一个多管式的结构,而不是将若干个分离器并联使用,更不是采用一个大直径的分离器,这样可使分离器容易适应装置能力的较大变化,而不需要改动分离器单体的尺寸;(4)设计中要考虑各小管之间的平衡操作问题,即要求通过各小管的压力降都相等,以防止在小管中发生倒流,把催化剂粉尘抽回到气流中去,所以要有良好的防止倒流的措施;(5)设计合理的排放结构,要求能连续排走被分离出的固体,以防通道被堵塞。

五十年代初期国外出现的三级旋风分离器就是根据以上考虑设计的。如“机车发展委员会”型的旋风分离器和“壳牌”三级旋风分离器都是这种多管圆筒型分离器。尤其是“壳牌”三级旋风分离器,自问世以来,几经改进,至今一直为国外流化催化裂化装置烟气轮机能量回收系统中所采用。

国外对这种分离器和烟气轮机的整个系统的研究发现,决定分离器工作性能的因素和使烟气轮机易受磨蚀的因素是相似的。实际上两者都是属于惯性分离系统。分离器的工作性能(分离效率)是可以估计的。利用泰勒(Taylor)的关于尘粒在稳定的单向气流中作斯托克运动的无因次方程式,以确定如下的无因次群^[1]:

$$K = \frac{1}{18} \left(\frac{\rho_p}{\rho_g} \right) \left(\frac{D_p}{L} \right) \left(\frac{V_0 D_p}{\nu_k} \right) \dots \dots \dots (1)$$

式中:K—相似常数;

ρ_p —尘粒密度;

ρ_g —气体密度;

D_p —尘粒直径;

L—特征尺寸;

V_0 —气流速度或被夹带尘粒的速度;

ν_k —运动粘度。

如果K为常数,则可维持系统的相似性。经过重新排列以后,兰兹(Ranz)提出如下的参数:

$$ND = \left(\frac{\rho_p V_0}{18 \mu L} \right)^{1/2} D_p \dots \dots \dots (2)$$

式中:ND—兰兹尺寸参数;

μ —绝对粘度,

所以 $ND = K^{1/2} \dots \dots \dots (3)$

兰兹经过分析和试验,证明在一定条件下,在一个系统中(尘粒在垂直于圆筒或沿着叶片的边缘运动的气流中)存在着一个不会和物体或筒壁碰撞的最小尘粒尺寸。对于圆筒来说,当 $ND \cong 0.3$ 时,不发生碰撞,而对于叶片边缘来说,当 $(2\pi n)^{1/2}ND \cong 0.1$ 时,不发生碰撞(n 为气流在叶片边缘或旋风分离器筒壁内回转次数)。如果将特征尺寸与典型条件代入上述方程式,则直径约小于1~2微米的尘粒将通过能量回收烟气轮机,而不碰撞叶片,或只是由于扩散作用才沉积下来。用相似的方式可以说明,直径大于10~12微米的尘粒会碰撞叶片的表面。当类似的推论应用到分离器上时,则在一个尺寸设计得很合理的分离器中,几乎所有直径大于10~12微米的固体尘粒都可以分离下来。由此可见,分离器的一般要求是比较容易规定的。它须将直径大于10微米的尘粒差不多全部除掉,对直径在1~10微米范围内的尘粒分离效率则要求尽可能高一些,而不需要分离任何<1.0微米的尘粒。

戴哲尔特(Dygert)等人也讨论了“机车发展委员会”型的分离器的各种因素,认为应当合理地处理各种因素之间的关系。研究表明,应当选择较高的入口速度,这样虽然压力损失略高,但气体停留时间却缩短了,使得整个分离器体积可以比较小,轴向入口速度、出口速度和携带气(下吹烟气)速度都比较低,因而就有利于整个分离器的设计。

关于如何选择合理的进气速度问题也进行了研讨。在不同的流化过程中,压力和温度等工艺条件是不同的,加上气流速度在很大范围内的变化,故要求用一些可行的方法来设计分离器[5]。

通常用来确定旋风分离器特性的重要参数为:

$$d_f \cong \alpha \left(\frac{\mu D_0}{\rho_p V_v} \right)^{0.50} \dots \dots \dots (4)$$

- 式中: d_f —尘粒中能分离的最小直径(进入分离器的尘粒中,直径小于此值的部分都不能分离出来,而被气体带走);
 α —比例因数(或尘粒冲击角);
 μ —气体粘度;
 D_0 —旋风分离器直径;
 ρ_p —表面尘粒密度;
 V_v —分离器进口叶片喉部气体速度。

经验证明,对于一定几何形状的旋风分离器,可用方程式(4)确定它的特性。

国外的试验结果表明,某直径为 D_0 的分离器,可除去80%的微粒(20%被气体带走),则分离器的临界直径为 16μ 。如工艺条件不变,几何形状相同,但直径为 $2D_0$ 的分离器,所能分离的尘粒的临界直径为 $\left(\frac{2}{1}\right)^{0.50}d_f = 1.4d_f$,即为 22μ 。此时的分离效率为70%(有30%,即为原来的1.5倍的尘粒被气体带走)。

方程(4)表明, $\frac{D_0}{V_v}$ 的比值一定时,分离效率应该不变。在一定范围内此说法是正确的,但当速度超过一定值后,直径增大的影响不能再由增大速度加以弥补。如果进气速度很高,可以引起一个不按比例的“二次再夹带”量的增加,这是由于尘粒从螺旋导向器上弹

开的结果。大多数工业用分离器在速度增高时，分离效果不明显增高，而单纯增大直径又会使分离器效率降低。考虑到经济性，设计时应选用接近最大值的最佳速度。

四、已知的三级分离器的类型介绍

自1950年以来，国外先后发展了多种用作催化裂化三级分离器的气体净化设备。现就人们所熟悉的几种简介如下。

(一) “机车发展委员会”型轴流式分离器^[5,8] (Locomotive Development Committee Separator)

这种结构原是供燃煤燃气轮机上使用的。图1为分离器的单管构成。其特点是，管子的上部采用了一般的轴向流入的螺旋导向叶片结构。采用圆筒形外管，而不用锥形的。这种形式较通常采用的切向进口的分离器性能优越。这一结构可以说是后来一切带螺旋导翼的轴流式旋风分离器的“雏型”。

图2a为加拿大蒙特利尔（Montreal）炼油厂试验用的四管催化剂分离器。

图2b为一种十管式催化剂分离器设计（Ten-Tube Catalyst Separator Design）。它的性能在各方面都是足够良好的。但是外形太庞大，是个缺点。



图1 “机车发展委员会”（L.D.C.）型分离器的单管结构

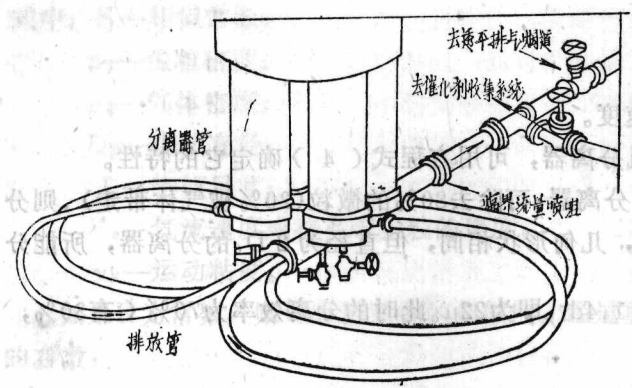


图2a 蒙特利尔炼油厂试验用的四管式分离器

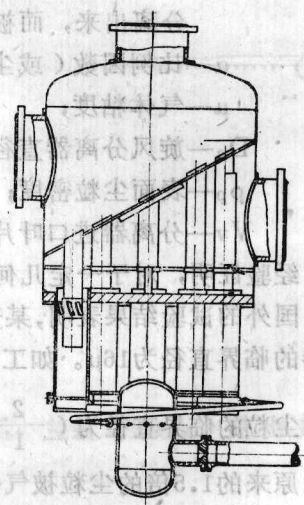


图2b 十管式催化剂分离器

此类分离器相当于若干个分离器并联使用。多个分离器组合使用时，最常见的问题是，如果一个分离器的工作失常，会对于总的分离效率产生影响。发生故障时，分离出来的催化

剂会由集料斗流向被部分堵塞的管子出口。所以，在组合分离器中，各管之间应该有防止倒流的措施。这样，即使在某一根管子失常时，也不会影响其它管子，而且发生故障的管子仍能尽量接近设计水平继续分离。为了防止各管互相牵连影响，要求有大的通道以避免堵塞，同时要产生足够的压力降以防止倒流。

(二) “壳牌”三级旋风分离器

(Shell Development Co.'s Third-stage Separator)

“壳牌”三级旋风分离器的雏形，如戴哲尔特(Justin C. Dygert)等人于1957年7月19日提出的专利申请。此设计于1960年6月21日获得专利权，专利号为No.2941621，后因将专利权出让给美国壳牌石油公司，因而得名。

这种分离器通称为“多管圆筒式分离器”，为一种轴流式多管旋翼结构。它是一台单壳体多管设备，借助离心力以分离较大的催化剂尘粒。其明显的特点是，工质轴向进入分离器。

1. 结构^[1,9,10,11,12]

分离器的外观犹如一圆锥形壳体。此种旋风分离器的详细结构参见图3所示。它的壳体上部为一圆筒5，下部为一圆锥段6，其下再接着一个较小的底锥7。而壳体的内部安装有上、下两块管板8与9，将壳体分隔成上部的净化气集气室10、中部的进气室11和下部的集尘室12。进气管(中心立管)13沿中心线通过壳体顶部和上管板8向下伸延，在管子的底部位于进气室11的下面有一个凹形贮槽14，管子13上有筛网15屏蔽在侧面开口上，含尘气体从管子13经过筛网进到进气室(两块管板之间的空间)，粗粒子被筛网阻挡并落入凹形贮槽中。在壳体的顶部开有人孔16，用盲板17封闭，排气管(一个或数个均可)18将净化气从集气室10排出。在排气管(净化气或烟气的出口)18之下安装一块扇形挡板19(大于180°)，以促使上管板8上面区域的压力均匀，并保证排气管18的压力均匀。底锥7的下端有一个排尘管(尘粒或催化剂的出口)20，被分离出的尘粒和携带气(下吹烟气)从集尘室通过此管排出。

在壳体内部和进气管13的周围垂直地布置着数十根带螺旋导翼的分离管21(如42根)，如图3所示。每个分离管包含一个外管22，往下伸延通过下管板9上的孔，并加以密封，外管可以焊在下管板9上，也可以胀接在下管板9上。分离管还有一个直径较小的内管23，它与外管同心，并往下伸延，通过上管板8的孔。螺旋导翼24焊在管23上，并位于内外管的环形空间中。当气体向下流动通过二管间的环形分离空间25(参见图4)时，叶片使它得到一个螺旋运动，每根内管23都有一个环形支持板26焊在上管板8上，叶片可以在外管中滑动(即叶片外径比外管内径略小)。组装时先将各外管焊在下管板9上，然后将内管23插入上管板8的孔中，使他们的管端位于外管22之中，将板26焊在上管板8上。每根管子有一个底盖27和一个环形槽口(排放槽)28，用来排除粉尘和下吹携带气。槽口28可直接开在底盖上或者有一个合适的空间。内管23的底端位置高于槽口的平面。裙板29靠环形部分31固定在槽口上方的管壁上，裙板与管壁间的径向间隙很小，沿槽口周围构成一个排放通道(环道)30，此通道在底部直接开口(排放口)。分离管的最下部分32位于槽口之下，其直径与槽口28相同，用由裙板伸出的径向支承杆33固定着。

进气管的底部14中心开孔，安装一个挠性泄放管34，它向下伸延，通过一个用法兰连接

的刚性管35穿过壳体，在刚性管35上装有阀门36。同样，每个封盖27上也有一个中心孔37，连接一个挠性泄放管38，并通过法兰连接的刚性管39伸延而穿过壳体，在39上装有截止阀40。

在操作时，含粉尘的气体通过进气管13进入，然后通过筛网15与颗粒较小可以通过筛网的粉尘一起由径向流入到进气室中，气体再进入各个分离管22。通过叶片24时，得到一个螺旋运动。在离心力的作用下，粉尘在内管23的端部以下和环形通道25中被甩向外管壁。气流中心的净化气则由内管进入到净化气集气室10中，然后由集气室经排气管18排出。落到各分离管底部的被分离出的粉尘与下吹携带气一起经由槽口28及环形通道30向下排入集尘室12，然后再由排尘管20一起排出。裙板可以防止由一根分离管排出的物体吹进相邻的另一根分离管的槽口，而干扰该管的操作。因此，裙板的功能相当于空气动力学上的“解脱装置”。此外，环形通道30增加了流动阻力，所以，除了对各根分离管的互相牵连影响到解脱的作用外，还有助于使各根分离管排出的下吹携带气量均衡。随催化剂一起带出的携带气量，约为全部进气量的2%。

当装置在较低的温度下开车而进气又含有可以凝析的物质时，可在起动阶段将阀门36和40打开，将凝析液及粉尘一起泄放出去，以免造成阻塞。当设备温度升高后，将这些阀门再关闭。颗粒粗大而不能通过筛网的尘粒可以陆续由泄放管34排出。应当指出，当排放槽口28高于封盖27时，泄放管38特别有用；当槽口直接位于封盖之上时，此管可以不要。

挡板19可保证使各分离管间和各排气管18(当有几个排气出口时)间有均衡的气体流动，虽然各净化气排气管18都位于壳体的一侧。这种布置在将净化气引向几个装置时显得特别有利(例如引向装在分离器壳体同一侧的几台烟气轮机)。如果没有这个挡板，则各个排气管必须在壳体上作120°等距离布置，以保证气体均匀流动，但这样一来会使管线增加。

分离管的布置，要求使各管的工作负荷平衡，以尽量减少压力损失。为了使分离管21平稳地操作和使各排气管18中气体分布均匀，分离器中相邻两根分离管的气流回旋方向应相反，也就是将它们螺旋导向叶片呈相反方向布置，使气流按图5中所示的不同的箭头方向旋转。这样的排列可使排到集气室中的净化气没有单纯的旋转惯量，从而减少了气体由于旋转运动而对挡板的冲击(即减少了烟气进入集气室中的旋转气流)。同样，进入到集气室12的下吹携带气也不会产生不希望的旋转气流。

还应该注意的是，各分离管的内、外管子22和23分别固定在上、下两块管板8和9上，而且可在轴向方向相对运动。这一结构可以消除热胀冷缩所引起的应力。当由于热胀冷缩而使上、下管板8和9之间距离发生变化时，这些管子可以进行轴向相对运动

图3 原专利提出的“壳牌”三级旋风分离器的结构

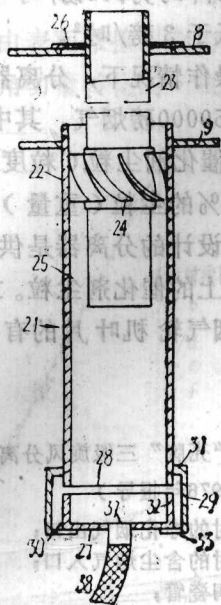


图4 原专利提出的“壳牌”三级分离器的单管（见图3中的单管）

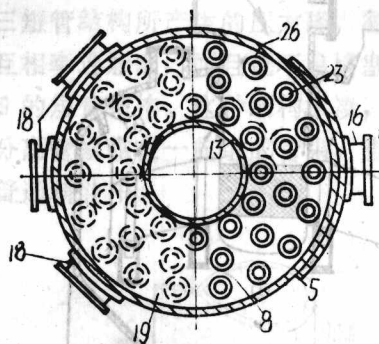


图5 原专利提出的“壳牌”三级分离器的分离管螺旋叶片的排列方向（见图3中的A—A剖视图）

2. 设计[1,3,10]

“壳牌”三级旋风分离器是按冷壁容器设计的，外壳为钢制，采用4吋厚的绝热层。早期使用的整个管子和小斗也都是钢制的，管组在高温下操作。实际上三级分离器中并不产生温降，并且只有很小的压力降。后者是三级分离器设计中一个最重要的因素。

三级旋风分离器的整体设计和零部件都经历了不断的改进和演变，结构越来越完善，耐磨蚀性能越来越好，分离效率越来越高。

图6a是1964年报导的经过改进后的“壳牌”三级旋风分离器结构。图6b是1976年报导的最新型的“壳牌”三级旋风分离器结构。直径26呎的容器为冷壁设计，内衬4吋厚的绝热和耐磨材料。2 $\frac{1}{4}$ 吋的穹形管板悬挂在碳钢制的壳壁上，借膨胀节与中心立管相连，以适应操作不稳定的伸缩。穹形管板支持着分离管，分

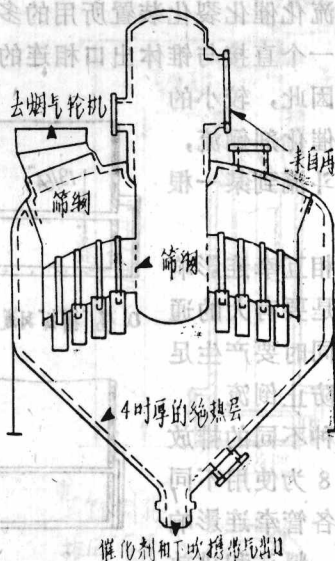
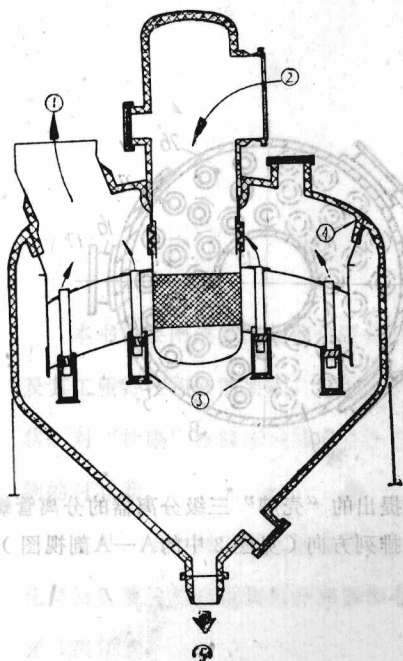


图6a 改进后的“壳牌”三级旋风分离器结构（1964年报导）



离管中的压力降约为1.5磅/时²，而分离器总压降则低于3磅/时²。

在正常操作情况下，分离器的吸入能力为每小时550000磅烟气，其中包括约每小时300磅的催化剂尘粒（粒度范围为1/2~60 μ ）。86%的尘粒（重量），其大小在10 μ 以上。设计的分离器是供最大限度地除去10 μ 以上的催化剂尘粒。10 μ 或更小的粉尘对于烟气轮机叶片的有害影响甚微。

图 6 b 最新型的“壳牌”三级旋风分离器结构（1976年报导）

- 1—60吋的净化烟气出口；
- 2—62吋的含尘烟气入口；
- 3—衬陶瓷管；
- 4—4吋厚的绝热层；
- 5—20吋的催化剂和下携带气出口

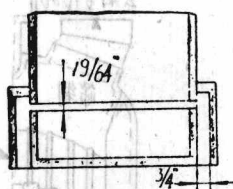
3. 分离管与耐磨蚀性能[1,3,5,13]

螺旋分离管是三级旋风分离器的关键元件，而排放结构的设计和耐磨蚀性能又直接决定着分离管的寿命，从而影响到整个分离器的性能和效率。

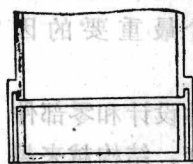
在早期的流化催化裂化装置所用的多个轴向流入式旋风分离器组中，利用重力将分离出的催化剂排到一个直接与锥体出口相连的料斗中。这样在管的下端和料斗之间，只有很小或者没有压力差。因此，较小的扰动也可造成催化剂倒流，使催化剂由料斗流到某一根管子中。

防止各管相互牵连影响的基本方法，是要有大的通道以免堵塞，同时要产生足够的压力降以防止倒流。

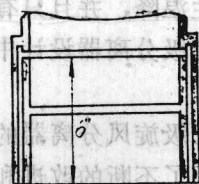
图 7 为几种不同的排放结构方案。图 8 为使用不同方案时为免除各管牵连影响所需的压力降。料斗和排放槽（槽口）间的压力差由三部分组成：



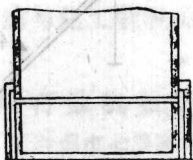
a 19/64"槽 1/4"通道



b 1/4"槽 1/4"通道



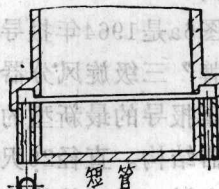
c 1/4"槽 1/4"通道



d 1/8"槽 1/8"通道



e 1/8"槽 1/8"通道



f 19/64"槽 3/8"短排放管 管径 35/64"

图 7 Emeryville型分离器上试用的排放结构

(1) 一个为速度二次

方的函数；

(2) 由表面摩擦引起的一个一次方函数；

(3) 角动量转化的一次方函数。当排放槽较宽时，角动量的影响超过其它因素。最突出的是三短管结构所产生的压力降，很适用于解脱各管的互相牵连影响，而且也不易堵塞。最后设计了如图9的短管结构。这种结构紧凑，便于制造，便于各分离管紧靠在一起组成管束，直接向下排放到一个普通料斗中。

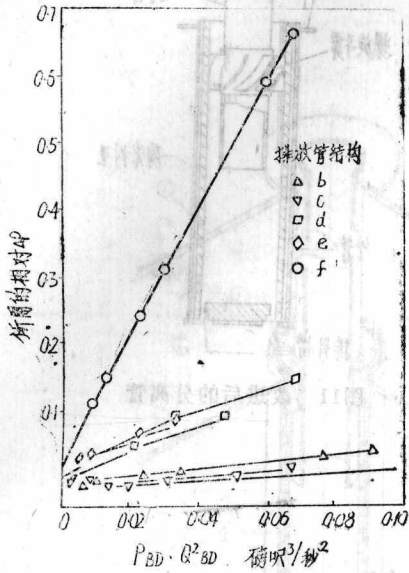


图8 不同结构时排放管压力降的变化

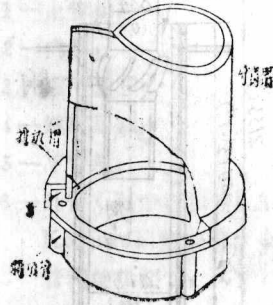


图9 短管排放结构

当初多使用如图10所示的单管结构。整个管子都是钢制的，在使用六个月之后，发现其耐磨蚀性能很差，有些小斗底盖已被磨穿。主要原因是底部积聚了一部分粒度较大的催化剂，不能及时排出。这部分催化剂在气流的作用下，在小斗底部呈高速旋涡运动，直到被磨碎成小粒后，才能排出斗外。与此同时，小斗底盖也被磨穿。

根据以上分析，把小斗底部改成平底的活动金属盖，如图11所示。改进后的结构避免了积聚催化剂，经受了中等程度的磨蚀，已经两次修理，并使用了36个月以上。这次磨蚀严重的却在另外两个部位，而需要更换小斗和底盖。这主要是由于再生器内的旋风分离器工作性能变坏，引起了大量催化剂损失而造成的。很明显，第三级分离器的耐磨蚀性能必须提高好几个数量级，才能适应在装置操作长期不正常时遇到的催化剂大量损失的情况，以保证分离器不被磨坏。因此，又作了再次改进，即选用陶瓷材料和改进底盖的结构（见图12）。

图12表示重新设计的陶瓷管分离管。除了螺旋翼片本身以及只与很小的尘粒接触的底盖以外，凡

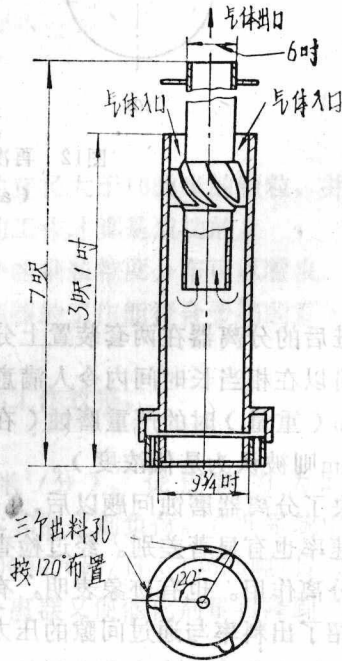


图10 初期工业应用的分离管设计