

祁君田 等编著

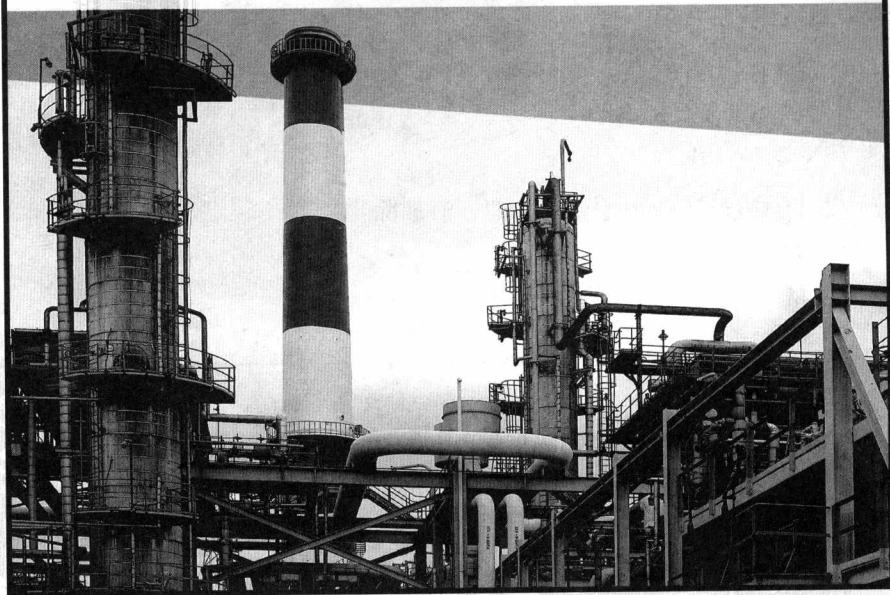
现代烟气 除尘技术



化学工业出版社

祁君田 党小庆 张滨渭 编著

现代烟气 除尘技术



化学工业出版社

· 北京 ·

本书是一部以高效除尘基本理论、电除尘器和布袋除尘器技术及工程应用为核心内容的专著,由多名除尘技术专家、学者共同编撰。书中翔实地汇集了近年来在电除尘器和布袋除尘器研究应用方面所取得的成果,阐述了气溶胶力学;烟尘物理性质及对除尘性能的影响;电除尘器技术原理、技术特点、本体结构和选型设计方法;不同燃煤煤种,不同工业窑炉,不同烟气工况对电除尘器的影响;电除尘器安装启动调试步骤和方法。运行与维护;电除尘器运行中常见故障分析及其处理方法;现役电除尘器“达标”技术改造措施;电除尘技术的发展;新型高低压电源技术;布袋除尘器的过滤机理、种类及特性;布袋除尘器清灰方式与分类;布袋除尘器选型原则和设计;布袋除尘器安装调试、运行与维护;布袋除尘器检修与管理;烟气除尘系统测试技术等。本书还选择介绍了具有代表性的典型工程实例,并配有翔实的工程(资料)图表。

本书可供从事环境保护以及工业窑炉烟气除尘技术研究、开发、设计和设备运行管理的工程技术人员使用,也可作为高等院校相关专业的教学参考书。

图书在版编目(CIP)数据

现代烟气除尘技术/祁君田,党小庆,张滨渭编
著. —北京:化学工业出版社,2008.2
ISBN 978-7-122-01980-6

I. 现… II. ①祁…②党…③张… III. 消烟除尘
IV. X701.2

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2008)第 010083 号

责任编辑:左晨燕

文字编辑:颜克俭 郑直

责任校对:李林

装帧设计:史利平

出版发行:化学工业出版社(北京市东城区青年湖南街13号 邮政编码100011)

印刷:北京永鑫印刷有限责任公司

装订:三河市延风装订厂

787mm×1092mm 1/16 印张44¼ 字数1176千字 2008年4月北京第1版第1次印刷

购书咨询:010-64518888(传真:010-64519686) 售后服务:010-64518899

网址: <http://www.cip.com.cn>

凡购买本书,如有缺损质量问题,本社销售中心负责调换。

定 价:120.00 元

版权所有 违者必究

京化广临字 2008—22 号

前言

随着人类社会的发展与进步,人们对生存环境和自身健康的要求愈来愈高。人们意识到人类只有一个地球,它是我们赖以生存的家园,只有保护好我们的生存环境,建立环境友好型社会,社会才能持续发展,人们才能真正提高生活质量。然而在人类的生产和生活活动中,尤其是在以煤为能源的大工业生产过程中产生了大量烟尘,排向大气,造成严重的粉尘污染,破坏了人类生存环境。尤其是颗粒小于 $10\mu\text{m}$ 的气溶胶粉尘,会长时间悬浮在空气中。一旦人们大量吸入了粉尘颗粒物,易患呼吸系统疾病,直接威胁着人体健康。所以治理和防治粉尘污染,保护大气环境是刻不容缓的历史性任务。

除尘器是人类控制固定粉尘污染源的重要设备和手段。随着粉尘污染排放标准日趋严格,在大工业生产中使用的传统除尘器如重力除尘器、惯性除尘器、旋风除尘器、湿式水膜和文丘里管除尘器等已满足不了现行粉尘污染物排放标准要求。本书舍去了那些不能满足排放标准要求的除尘器的内容。取名为“现代烟气除尘技术”,顾名思义,本书只介绍能满足现行排放标准要求的大工业应用的除尘技术。

能满足现行大工业固定污染源烟尘排放标准要求的除尘设备只有电除尘器和布袋除尘器。这两种除尘器在控制烟尘污染,改善环境方面起到了越来越重要的作用。在国民经济飞速发展的情况下,烟尘排放总量基本维持不增加,其中电除尘器和布袋除尘器“功不可没”。然而随着污染物排放标准的日趋严格,电除尘器和布袋除尘器面临着新的压力和挑战,需要用新思维、新理念来诠释现代烟气除尘器的设计、安装、运行、维护和管理,并为新技术的开发应用提供舞台。另一方面,有相当数量的现役除尘器已不能满足新排放标准要求,需要进行改造,这也给除尘技术的进步和发展带来了新的机遇。虽然,我国除尘技术产业已达到国际先进水平,其产品跻身世界先进行列,产业规模最大,并具有较强的国际竞争力,但就现代除尘技术整体而言仍存在较大差距,主要体现在基础理论研究、新技术的研发、传统技术与现代技术的结合、关键技术的提升和普及、实用技术的推广。凡此种种,都需要从事除尘技术研究工作的同仁们加倍努力。

本书在编撰过程中力求理论与实际相结合,新颖与实用相结合,力争为读者提供较全面的现代除尘技术参考书。编写文字力求层次分明、深入浅出、图文并茂、内容翔实,具有较强的参考和实用价值。本书分为除尘技术基础部分;电除尘技术部分;布袋除尘技术部分;测试技术部分。其中第一、十三、十四章由党小庆编写;第五章由张滨渭编写;第二、三、四、六、七、八、九、十、十一、十二和十五章由祁君田编写。祁君田担任全书统稿工作。

本书在编写过程中参考和引用了一些科研、教学、设计、生产部门的专家、学者、技术人员的成果和试验数据,在此深表谢意;有些引用的参考文献由于时间久远,一时很难查找到作者,有些没有署名,对这些作者也深表谢意;在编写和出版过程中得到马广大教授、张德轩教授、王毅总经理、田俊茂厂长及同仁们的支持和帮助,在此表示由衷感谢。西安建筑科技大学研究生任燕、翟瑛、李倩婧完成了布袋除尘器部分插图和全书的校核工作,在此也一并表示感谢。

由于作者学识、经验和水平有限,书中难免有欠妥之处,在此,殷切希望读者批评指正。

编著者

2008年1月

目 录

第一章 气溶胶理论	1
第一节 气溶胶的分类、大小	1
第二节 气溶胶的浓度	3
第三节 气溶胶的流体阻力	4
第四节 气溶胶输运性质	6
第二章 烟尘物理性质及对除尘性能的影响	23
第一节 烟气组成及表示	23
第二节 常用气体参数计算	26
第三节 粉尘的物理形态	32
第四节 粉尘粒径分布	37
第五节 粉尘粒径分布函数	41
第六节 粉尘物理性质	47
第七节 烟气参数对除尘性能的影响	54
第八节 粉尘特性对除尘性能的影响	59
第三章 电除尘器的基本原理	63
第一节 电除尘器的工作原理	63
第二节 气体电离和电晕放电	63
第三节 不均匀电场中的正负电晕	66
第四节 粉尘荷电和迁移率	71
第五节 带电粒子在电场中的行为	75
第六节 荷电粉尘的运动和捕集	83
第七节 多依奇公式	85
第八节 电除尘器的适应条件	94
第九节 电除尘器的分类	97
第四章 电除尘器的本体结构	101
第一节 主要构件的功能	101
第二节 收尘极	103
第三节 收尘极振打系统	107
第四节 放电极系统	114
第五节 槽形极板系统	126
第六节 烟箱及气流均布装置	128
第七节 灰斗及卸输灰装置	132
第八节 支座及辅助系统	139

第九节 壳体	142
第五章 电除尘器电源	147
第一节 高压系统概述	147
第二节 高压电源基本供电方式——晶闸管控制高压直流电源	151
第三节 变压器	155
第四节 控制单元	163
第五节 阻尼电阻	166
第六节 高压隔离开关、接地网和接地装置	167
第七节 晶闸管控制高压直流电源控制方式	168
第八节 低压控制系统	177
第九节 脉冲电源	180
第十节 恒流源	183
第十一节 高频开关电源	188
第十二节 三相电源	191
第六章 电除尘器的选型及设计	194
第一节 电除尘器设计原始参数	194
第二节 主要设计参数	198
第三节 烟气流量的确定	199
第四节 确定除尘方式	203
第五节 烟气流速的确定	203
第六节 选择同极距	206
第七节 比集尘面积	208
第八节 粉尘驱进速度	209
第九节 电场及电场长度的确定	215
第十节 收尘极和放电极配置形式	217
第十一节 振打系统的设计选型	229
第十二节 气流分布装置的确定	239
第十三节 钢结构壳体设计	250
第十四节 加热系统	260
第十五节 高压电源的选型	262
第十六节 低压电器的选型问题	263
第十七节 保温	266
第十八节 附属设备的选型问题	267
第十九节 接地装置	272
第七章 电除尘器的安装、调试和验收	273
第一节 施工准备	273
第二节 安装流程	274
第三节 基础部分	276
第四节 底梁安装及验收	279
第五节 灰斗和尘中走道的安装及验收	280

第六节 立柱安装与验收	281
第七节 大梁和墙板的安装及验收	283
第八节 进出气烟箱的安装与验收	284
第九节 放电极系统的安装与验收	286
第十节 收尘极板安装及检测	289
第十一节 收尘极与放电极振打装置的安装	292
第十二节 附属设备的安装	294
第十三节 电除尘器的调试和验收	296
第八章 电除尘器的运行、维护和检修	301
第一节 电除尘器的运行	301
第二节 电除尘器的调整试验	303
第三节 电除尘器的热态性能考核试验	306
第四节 电除尘器的节能降耗	307
第五节 电除尘器的管理	312
第六节 电除尘器的维护	320
第七节 电除尘器的检修	321
第八节 电除尘器常见故障及对策	327
第九节 电除尘器的评价体系	330
第九章 电除尘器在电力工业的应用	333
第一节 电力工业的发展过程	333
第二节 我国煤炭资源	334
第三节 发电用煤的基本性质	336
第四节 粉尘成分分析和矿物相成分分析	339
第五节 粉尘的形成过程及分类	347
第六节 粉尘成分及矿物相组分对比电阻的影响	350
第七节 煤含硫量对除尘性能的影响	357
第八节 烟气含湿量的影响	359
第九节 烟气温度、压力对电除尘器的影响	361
第十节 粉尘密度和黏附力问题	363
第十一节 烟气含尘浓度的影响	364
第十二节 工业应用实例	365
第十三节 燃煤电厂电除尘器基本要求	377
第十章 电除尘器在其他工业部门的应用	383
第一节 在建材工业中的应用	383
第二节 在钢铁工业中的应用	389
第三节 在有色冶金工业中的应用	394
第四节 在其他工业领域的应用	397
第十一章 现役电除尘器达标排放技术改造措施	402
第一节 技术改造原因	402

第二节	技术改造原则和步骤	405
第三节	本体结构技术改造措施	406
第四节	工程改造实例	410
第五节	烟气喷水调质	419
第六节	化学调质	426
第十二章	电除尘器技术的发展	435
第一节	带辅助电极电除尘器	435
第二节	双区式电除尘器	439
第三节	移动电极式电除尘器	440
第四节	透镜式电除尘器	441
第五节	组合式除尘技术	444
第六节	膜电除尘技术	450
第七节	双极静电凝聚器	453
第八节	其他新技术的发展动态	457
第九节	电源技术的发展	461
第十三章	布袋除尘器	464
第一节	概述	464
第二节	布袋除尘器的过滤机理	464
第三节	布袋除尘器的分类	470
第四节	布袋除尘器的结构形式	474
第五节	布袋除尘器的性能	476
第六节	滤料种类及特性	479
第七节	布袋除尘器用滤袋	491
第八节	滤袋配件	497
第九节	机械振打布袋除尘器	500
第十节	脉冲布袋除尘器	503
第十一节	反吹风布袋除尘器	516
第十二节	布袋除尘器的选型和设计	526
第十三节	布袋除尘器设计阶段试验	542
第十四节	布袋除尘器在燃煤电厂的应用	546
第十五节	布袋除尘器在其他行业的应用	551
第十六节	新型布袋除尘器	565
第十七节	应用实例	567
第十四章	布袋除尘器的运行与维护	575
第一节	布袋除尘器运行与维护注意事项	575
第二节	布袋除尘器的运行	577
第三节	布袋除尘器的维护	582
第四节	布袋除尘器的常见故障及排除	587
第十五章	测试技术	590
第一节	燃煤的工业及元素分析	590

第二节	粉尘的成分分析	598
第三节	粉尘密度测定	598
第四节	粉尘粒径分布的测定方法	600
第五节	粉尘摩擦角及黏附性测定	610
第六节	粉尘比电阻测定	612
第七节	烟气流量及相关参数测量	616
第八节	烟气流速及流速测量	625
第九节	粉尘采样	630
第十节	除尘器基本性能测量	637
第十一节	电除尘器性能试验	641
第十二节	布袋除尘器特性试验	650
第十三节	烟尘排放连续监测仪检测方法	658
第十四节	气力输灰系统性能试验方法	667
第十五节	除灰系统试验方法	669
附录		674
附录 1	国际单位制的基本单位	674
附录 2	国际单位制中具有专门名称的导出单位	674
附录 3	国家选定的非国际单位制单位	674
附录 4	用于构成十进制倍数和分数单位的词头	675
附录 5	常用气体一般性质(标准状态)	675
附录 6	气体的黏度(压力 101325Pa)	676
附录 7	烟气的运动黏度示例(压力 101325Pa)	676
附录 8	常用计量单位及换算关系	676
附录 9	煤、灰近似堆积比重计自然堆积角	679
附录 10	主要国家电厂排放标准的一般比较	679
附录 11	中国内地部分城市大气压力及大气温度	681
附录 12	空气的物理参数(101325Pa)	682
附录 13	火电厂大气污染物排放标准	685
附录 14	水泥工业大气污染物排放标准	690
附录 15	锅炉大气污染物排放标准	695
参考文献		699

第一章 气溶胶理论

气态介质和悬浮在这种连续介质里的分散粒子所组成的系统称为气溶胶。最常见的气态介质是空气，此外还有空气和蒸气（例如水蒸气）的混合物以及其他气体。气溶胶粒子有固态的和液态的。气溶胶粒子的尺度一般处于 $10^{-3} \sim 10^3 \mu\text{m}$ 的范围内。在工程技术中，特别是环境工程中，为区别于洁净空气，通常用含尘气体或污染气体来称呼气溶胶。从流体力学角度，气溶胶实质上是气态为连续相，固、液态为分散相的多相流体。

在除尘技术中，是通过一些技术措施捕集分离气溶胶中的固态或液态颗粒的，因此在讨论除尘装置之前，必须研究气溶胶的分类、气溶胶颗粒的大小和形状、气溶胶颗粒在不同力场中的运动规律等。

第一节 气溶胶的分类、大小

一、气溶胶的分类

气溶胶的分类一定要照顾到气溶胶颗粒形成过程的差别，又要考虑到颗粒形成以后是属于固态还是液态。这两点都影响到气溶胶颗粒的大小和形状，颗粒的大小和形状影响到颗粒在气体介质中作相对运动时的气流阻力，进而还牵涉到不同力场中的运动规律。

1. 按气溶胶颗粒形成过程分类

机械分散系——固体或液体经机械作用形成颗粒状或粉末状，再经气流的震荡、流动等作用由粉末状转化成悬浮状态而悬浮于气体介质中的，称为机械分散系。机械分散系的气溶胶颗粒一般比较粗。

凝结分散系——固体或液体经过高温燃烧转化为气态，或直接升华为气态，当温度下降或饱和而凝结为悬浮状的气溶胶的，称为凝结分散系。一般固体物质经熔融、蒸发或升华为气态而又凝结成为固体微小颗粒者，称这微小颗粒为“**炱 (fume)**”。炱的形状一般都呈不规则形状。如果凝结成为液体小珠，则称为液珠，一般呈球形。

2. 按气溶胶颗粒的物态分类

按气溶胶颗粒的物态可分为固态分散系和液态分散系。

作为除尘技术中除尘对象的气溶胶颗粒，一般称为粉尘或尘埃。对于常见的作为大气污染物的气溶胶，采用以下符合习惯的名称。

粉尘 (dust)：指气体介质中悬浮的固体小粒子。粉尘通常由固态物质的破碎、分级、研磨等机械过程生成，也可能由土壤的风蚀和岩石风化生成。颗粒的尺寸范围一般为 $1 \sim 200 \mu\text{m}$ 。属于粉尘类的大气污染物的种类很多，如黏土粉尘、石英粉尘、煤粉、水泥粉尘、各种金属粉尘等。

烟炱 (fume)：指冶金过程中生成的固态粒子气溶胶，是由熔融物料中升起的蒸气在空气中凝结而成。烟炱粒子的尺度为 $0.01 \sim 1 \mu\text{m}$ 。

飞灰 (fly ash)：指由燃料燃烧产生的烟气中夹带的分散得较细的灰分粒子。

黑烟 (smoke)：指由燃烧产生的能见气溶胶。

在某些情况下,粉尘、烟炱、飞灰、黑烟等小固体颗粒气溶胶的界限很难明显区分开,在各种文献特别是工程文献中,名称使用得较混乱。根据我国的习惯,一般将冶金过程和化学过程形成的固体颗粒气溶胶称为烟尘;将燃料燃烧过程产生的飞灰和黑烟,在不需仔细区分时,也称为烟尘;在其他情况下,或泛指小固体颗粒的气溶胶时,则通称粉尘。

微滴 (droplet): 指在静止气体中能沉降,在紊流条件下能保持悬浮的小液体粒子,其主要尺度范围在 $200\mu\text{m}$ 以下。

轻雾或霭 (mist): 指气体中微滴悬浮体的总称。这是一个不严格的名称。与轻雾相对应的气象学能见度小于 2km 但大于 1km 。

雾 (fog): 指气体中微滴悬浮体的总称。与雾相对应的气象学能见度小于 1km 。

化学烟雾: 又分为硫化烟雾和光化学烟雾。

硫化烟雾 (sulfurous smog): 二氧化硫或其他硫化物与未燃烧的煤粉及高浓度液珠混合后起化学作用而形成。硫化烟雾又称为伦敦型化学烟雾或经典化学烟雾。硫化烟雾引起的刺激作用和生理反应等危害,要比 SO_2 气体大得多。

光化学烟雾 (photochemical smog): 汽车尾气经光化作用而形成的再生污染质,亦称洛杉矶型化学烟雾。光化学烟雾的刺激性和危害要比一次污染物强烈得多。

在我国的环境空气质量标准中,还根据粉尘颗粒的大小,将其分为总悬浮颗粒物和可吸入颗粒物。

总悬浮颗粒物 (TSP): 指能悬浮在空气中,空气动力学当量直径 $\leq 100\mu\text{m}$ 的颗粒物。

可吸入颗粒物 (PM_{10}): 指悬浮在空气中,空气动力学当量直径 $\leq 10\mu\text{m}$ 的颗粒物。

粉尘在大气中根据其大小,可以长期漂浮在空中,也可以很快沉降到地面。烟与炱是燃烧的产物,有时经光化作用再生成为光化气溶胶,大小从 $0.1\sim 10\mu\text{m}$,如金属炱、油珠、沥青珠、硫酸雾珠等,能长期悬浮在大气中,故称为飘尘。而在机械分散系中,由机械作用破碎的尘屑在 $10\mu\text{m}$ 以上,且在大气中经重力作用很快就沉降者,称为降尘。

另外,还有 $\text{PM}_{2.5}$ 是指大气中直径小于或等于 $2.5\mu\text{m}$ 的颗粒物,也称为可入肺颗粒物。它的直径还不到人头发丝粗细的 $1/20$ 。虽然 $\text{PM}_{2.5}$ 只是地球大气成分中含量很少的组分,但它对空气质量和能见度等有重要的影响。与较粗的大气颗粒物相比, $\text{PM}_{2.5}$ 粒径小,富含大量的有毒、有害物质,且在大气中的停留时间长、输送距离远,因而对人体健康和大气环境质量的影响更大。

二、气溶胶颗粒大小及颗粒之间的作用

气溶胶颗粒一般在 $10^{-3}\sim 10^3\mu\text{m}$,根据牛顿万有引力定律:两物体之间存在着吸力,吸力大小与两物体的质量乘积成正比,而与距离的平方成反比。既然是万有引力,吸力不仅存在于大块物体之间,也存在于微观小颗粒、组成固体与液体的分子或原子之间。既然吸力大小与距离的平方成正比,那么是否分子或原子之间的距离越小吸力越大,而距离以零为极限时则吸力无穷大,最后两分子或两原子相互碰撞而摧毁了呢?显然这不是自然界的客观事实。根据物质不会被碰撞而摧毁的推理,在很小距离内必定存在一斥力,而事实上原子之间力的作用变化与距离的关系如图 1-1(a) 所示。原子之间的相互作用与其用力的关系表示,还不如用位能表示更便利,如图 1-1(b) 所示。

力与位能关系为:

$$F = -\frac{D(\text{位能})}{d(\text{距离})}$$

即在任意位置上任意两原子之间的作用力(可能是斥力也可能是吸力)等于在该位置点

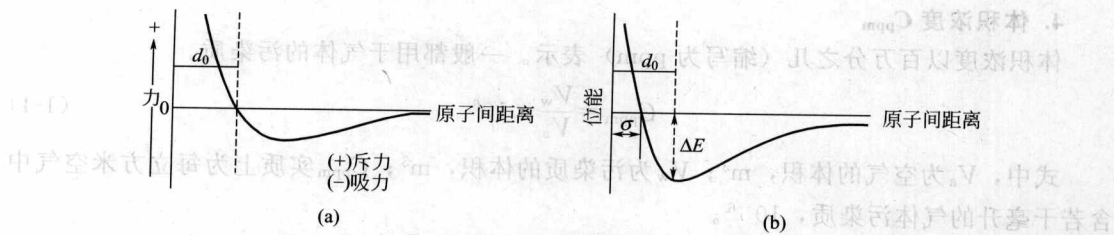


图 1-1 原子间的作用

位能曲线上导数的负值。当两原子相距很远时，它们之间所具有的位能为零，它们之间的作用力也是零。

从图 1-1(a) 和 (b) 中可以看出，当位能达到最小值时所处的距离为 d_0 ，它们之间的作用力也是零。这个距离可以是原子的间距或分子的间距，这个距离就是两个原来处于静止的原子由很远距离彼此逼近的最小距离。

由此可知，宏观规律到微观世界有本质的不同，而气溶胶颗粒研究对象是 $10^{-3} \sim 10^3 \mu\text{m}$ 这个范围很宽的系统，从它的下限转到上限时，不仅气溶胶的全部物理性质会有量的变化，而且表示这种变化规律性的本身也有质的改变。

气溶胶既然是气体介质中悬浮着的固态或液态颗粒，根据气体分子运动理论，气体分子在一定温度与一定压力下，以一定速度做不规则运动，按统计规律，分子运动自由路径长度有一平均值，称为平均自由程 λ 。在常温常压下，空气的平均自由程 $\lambda = 0.1 \mu\text{m}$ 左右，而相应可见光的平均波长 $l = 0.55 \times 10^{-1} \mu\text{m}$ 左右。因而，气溶胶的几种重要物理性质规律，会随着气溶胶颗粒大小的改变而改变，而改变阶段是与气体分子平均自由程有联系的，或与可见光的平均波长相联系。

第二节 气溶胶的浓度

气溶胶颗粒群体的性质除表现在分散度外，颗粒在气体介质中的浓度也是很重要的一种性质。在除尘技术中有时用气体的颗粒荷载来描述气体中的颗粒含量，一般是指气体中的颗粒总质量，更确切地描述颗粒的含量是用浓度的概念。当然，浓度不仅专指固态或液态的污染物，也包括气态的污染质。

一、四种浓度表达方法

1. 质量浓度 C_m

即颗粒的质量 m_p 除以运载流体的质量 m_f 与颗粒质量 m_p 的总和，它的单位为 kg/kg 。

$$C_m = \frac{m_p}{m_p + m_f} \quad (1-1)$$

2. 体积浓度 C_v

即颗粒的体积 V_p 除以运载流体体积 V_f 与颗粒体积 V_p 的总和。

$$C_v = \frac{V_p}{V_f + V_p} \quad (1-2)$$

3. 质量体积浓度 C_{mv}

即颗粒的质量 m_p 除以运载流体体积 V_f 与颗粒体积 V_p 之和。

$$C_{mv} = \frac{m_p}{V_p + V_f} \quad (1-3)$$

4. 体积浓度 C_{ppm}

体积浓度以百万分之几（缩写为 ppm）表示。一般都用于气体的污染质。

$$C_{\text{ppm}} = \frac{V_w}{V_a} \times 10^6 \quad (1-4)$$

式中， V_a 为空气的体积， m^3 ； V_w 为污染质的体积， m^3 ； C_{ppm} 实质上为每立方米空气中含若干毫升的气体污染质， 10^{-6} 。

在式(1-1)到式(1-3)中如果运载流体为空气，则把下角标 f 改为 a。

二、不同浓度的换算

不同浓度之间存在如下基本关系：

$$\begin{aligned} m_p &= \rho_p V_p \\ m_f &= \rho_f V_f \text{ 或 } m_a = \rho_a V_a \end{aligned}$$

解式(1-2)中的 V_p/V_f 得出：

$$\frac{V_p}{V_f} = \frac{C_v}{1 - C_v} \quad (1-5)$$

把这些方程应用于式(1-1)，则 C_m 与 C_v 的关系式为：

$$C_m = \frac{\rho_p C_v}{\rho_f (1 - C_v) + \rho_p C_v} \quad (1-6)$$

而由式(1-2)、式(1-3)得出 C_{mv} 与 C_v 的关系为：

$$C_{mv} = \rho_p C_v \quad (1-7)$$

一般在污染质的浓度较小及颗粒密度较大的情况下，可用近似公式，即式(1-5)及式(1-6)近似为：

$$\frac{V_p}{V_f} \approx C_v$$

$$C_m \approx \frac{\rho_p}{\rho_f} C_v$$

从式(1-4)与式(1-5)可以得出 C_v 与 C_{ppm} 的关系：

$$C_v = \frac{C_{\text{ppm}}}{10^6 + C_{\text{ppm}}} \approx 10^{-6} C_{\text{ppm}} \quad (1-8)$$

如果运载气流完全是气体，则按式 $\rho_f = \frac{P}{RT}$ 计算，对于空气 $R = 287 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$ ， P 为混合气体的压力。对于气体及蒸气污染质浓度很小时，完全气体的气体方程仍可用，则

$$\rho_w = \frac{PM_w}{8314.3T} \quad (1-9)$$

式中， M_w 为污染质的相对分子质量； P 为混合物的压力。

设流经一断面的体积流量为 Q ，则质量流量为：

$$m_w = C_{mv} Q \quad (1-10)$$

第三节 气溶胶的流体阻力

一、绕流阻力

当气溶胶颗粒在整个气溶胶处于运动状态下，即使在紊流的情况下，气流的流线与粉尘

颗粒的运动轨迹之间,可能出现两种情况:①速度大小与方向完全相同;②两者速度大小不一致,方向也不一致。前者只有在理想状态下才会实现,后者则会导致粉尘颗粒与运载气体之间的相对运动。

流体微团的运动方向与颗粒运动方向一致,但流体速度 u_0 大于颗粒速度 v_0 , 即 $v_0 < u_0$ 。这样可以简化为粉尘颗粒不动,而流体以 $u_0 - v_0$ 的速度运动。同理,若 $v_0 > u_0$, 可简化为流体不动,而颗粒以 $v_0 - u_0$ 的速度运动。若气流与颗粒的运动方向不一致,则两者的速度矢量差值代表相对速度的矢量。经上述简化,粉尘颗粒在气流中就会出现流体阻力 F_D , 即绕流阻力。

流体阻力与粉尘颗粒的形状及颗粒处于流场的相对位置有关。绕流阻力可分为形状阻力 F_x 与摩擦阻力 F_m 。摩擦阻力可用附面层理论求解,形状阻力一般靠实验来确定。绕流阻力的计算式如下:

$$F_D = C_D A \frac{\rho u^2}{2} \quad (1-11)$$

式中, F_D 为物体所受的绕流阻力; C_D 为无量纲的阻力系数; A 为物体的投影面积,如主要受形状阻力时,采用垂直于来流速度方向的投影面积; u 为颗粒与流体之间的相对运动速度; ρ 为流体的密度。

二、流体阻力系数

关于流体阻力系数 C_D 的求法,可进一步简化颗粒的形状为球形,然后求球形体的阻力系数 C_D 。

1. 层流区

设球形体做匀速直线运动,如果流动的雷诺数 $Re_p = \frac{ud_p}{\nu}$ (d_p 为圆球直径) 很小,在忽略惯性力的前提下,可以推导出:

$$F_D = 3\pi\mu d_p u \quad (1-12)$$

称为斯托克斯公式。

此时,颗粒处在斯托克斯区,即层流区。

若用式(1-11)来表示,则

$$F_D = 3\pi\mu d_p u = \frac{24}{\frac{ud_p\rho}{\mu}} \times \frac{\pi d_p^2}{4} \times \frac{\rho u^2}{2} = \frac{24}{Re_p} \times A \times \frac{\rho u^2}{2}$$

由此得

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \quad (1-13)$$

如果以雷诺数为横坐标, C_D 为纵坐标,绘在对数坐标纸上,则式(1-13)是一条直线。若把不同雷诺数下的实测数据绘在同一图上,则在 $Re_p < 1$ 的情况下,斯托克斯公式是正确的。但这样小的雷诺数只能出现在黏性很大的流体(如油类),或黏性虽不大但球体直径很小的情况。故斯托克斯公式只能用来计算空气中微小尘埃或雾珠运动时的阻力。在此区间内大致认为粒径范围为 $1\mu m < d_p < 100\mu m$ 。

2. 湍流过渡区

当 $1 < Re_p < 500$ 时,因惯性力不能完全忽略,因此斯托克斯公式就不适用了。此时,是层流向紊流的转变过程,称为湍流过渡区。

可用伯德(Bird)公式计算:

$$C_D = \frac{18.5}{Re_p^{0.6}} \quad (1-14)$$

在该区内, 粒径大约为 $100\mu\text{m} < d_p < 1000\mu\text{m}$ 。

3. 紊流区

当 $500 < Re_p < 10^5$ 时, 颗粒运动处于湍流状态, 该区为紊流区, 亦即通常所说的牛顿区域。 C_D 几乎不随 Re_p 变化, 此时可认为 $C_D = 0.44$ 。

在该区内, 粒径大约为 $d_p > 1000\mu\text{m}$ 。

4. 滑动修正系数

当粉尘颗粒很小时, 大约为小于 $1\mu\text{m}$ 的微细颗粒时, 它的大小已经接近气体分子的自由程 $\lambda (0.1\mu\text{m})$, 此时再把气体假设为连续介质就不够准确了。在这种情况下, 流体对粉尘颗粒的阻力将比按照经典连续假设的斯托克斯理论值要小一些。肯宁汉 (Cunningham) 在 1910 年根据气体运动理论分析, 粉尘颗粒在连续介质中会出现“滑动”现象, 并提出了肯宁汉修正值, 亦称肯宁汉系数, 符号为 C 。

$$C = 1 + K_n \left[1.257 + 0.400 \exp \left(-\frac{1.10}{K_n} \right) \right] \quad (1-15)$$

肯宁汉系数的值取决于努森 (Knudsen) 数 $K_n = 2\lambda/d_p$, 其值适用于常压下的空气中, 温度应小于 80°C 。

流体阻力的计算公式为: $F_D = \frac{3\pi\mu d_p u}{C}$

气体分子平均自由程可按式 (1-16) 计算:

$$\lambda = \frac{\mu}{0.499\rho\bar{v}} = \frac{\nu}{0.499\bar{v}} \quad (1-16)$$

式中, μ 为动力黏滞系数; ν 为运动黏滞系数; $\bar{v}$ 为气体分子的算术平均速度, 其公式如下。

$$\bar{v} = \sqrt{\frac{8RT}{\pi M}} \quad (1-17)$$

式中, R 为通用气体常数, $R = 8.314\text{J/mol} \cdot \text{K}$; T 为气体温度, K ; M 为气体的摩尔质量, kg/mol 。

肯宁汉系数 C 与气体的温度、压力和颗粒大小有关, 温度越高、压力越低、粒径越小, C 值就越大。据粗略估计, 在 293K 和 101325Pa 下, $C = 1 + 0.165/d_p$, 其中 d_p 的单位为 μm 。

第四节 气溶胶输运性质

气溶胶输运也就是粒子在空气中进行沉降、扩散、电迁移和热泳等各种形式的运动, 输运理论是气体净化装置和气溶胶采样器设计的基础, 粒子物质由大气除脱也是一种输运过程。

一、气溶胶粒子的沉降

除尘过程的机理就是在某种力的作用下使尘粒相对气流产生一定的位移, 并从气流中分离沉降下来。颗粒的尺度体系不同, 则作用在颗粒上的力不同, 对颗粒的动力学影响不同。颗粒捕集过程所要考虑的力有外力、流体阻力和相互作用力。外力一般包括重力、离心力、惯性力、静电力、磁力、热力和泳力等, 声波、核力等也可能存在。作用在颗粒上的流体阻力, 对所有捕集过程来说都是最基本的作用力。颗粒间的相互作用力, 在颗粒浓度不很高时

皆可忽略。下面即对流体阻力和在重力、离心力、静电力、热力和惯性力等作用下颗粒的沉降规律作一介绍。

1. 气溶胶粒子的重力沉降

设一粉尘颗粒在气体中从静止位置开始做重力沉降。起始沉降速度 $u=0$ ，颗粒只受重力作用力及流体对颗粒的浮力，因 $u=0$ ，故流体阻力 $F_D=0$ 。向下的有效作用力为：

$$F = \frac{1}{6} \pi d_p^3 (\rho_p - \rho) g$$

根据牛顿第二定律，从静止开始颗粒以重力加速度 g 的加速状态做加速沉降运动，只要颗粒沉降过程中有一沉降速度 u ，则必定产生流体阻力 $F_D = C_D A \frac{\rho u^2}{2}$ ，这个阻力是速度的函数。如果颗粒很小，整个沉降过程都是在层流范围，则阻力与速度的一次方成正比，如果是紊流沉降，颗粒从静止位置开始沉降以后，随着有沉降速度 u 及 u 的增加，阻力也随之而增大。故在加速沉降过程中，先是 $F_D < F$ ，最后是 $F_D = F$ ，则沉降速度 u 达到最大的沉降速度 u_s ，称为末端沉降速度。于是加速过程结束，进入匀速沉降过程。

(1) 加速沉降过程 在加速过程中，沉降速度 u 是随时间 t 变化的。根据牛顿运动定律，粒子向下的净加速度 du/dt 与其质量 m_p 之积应等于所受各力之和，因而有：

$$m_p \frac{du}{dt} = F_g - F_b - F_D = g(m_p - m_f) - F_D \quad (1-18)$$

式中， u 为粒子的沉降速度； t 为粒子的沉降时间； m_p 为粒子质量； F_g 为重力， $F_g = g m_p$ ； F_b 为浮力， $F_b = g m_f$ ； m_f 为粒子取代的流体质量。

对于球形粒子， $m_p = \frac{\pi}{6} \rho_p d_p^3$ ， $m_f = \frac{\pi}{6} \rho_f d_p^3$ ，代入上式得：

$$\frac{du}{dt} = g \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_p} \right) - \frac{F_D}{m_p} = g \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_p} \right) - \frac{3}{4} C_D \times \frac{\rho_f}{\rho_p} \times \frac{u^2}{d_p} \quad (1-19)$$

为了将上式变成无量纲形式，用 $\mu \text{Re}_p / \rho_f d_p$ 代替 u ，并引入两个描述流体-粒子系统的性质的参数：伽利略数和弛豫时间。

伽利略数：

$$G_a = \frac{4}{3} g \frac{(\rho_p - \rho_f) \rho_f d_p^3}{\mu^2} \approx \frac{4}{3} \quad (1-20)$$

(对于 $\rho_f \ll \rho_p$)

弛豫时间：

$$\tau = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu} \quad (1-21)$$

则粒子运动方程(1-19)最后变成：

$$\frac{d\text{Re}_p}{dt} = \frac{G_a - C_D \text{Re}_p^2}{24\tau} \quad (1-22)$$

在 $t=0$ 时，取 $u=u_0$ ， $\text{Re}_p = \text{Re}_{p0}$ ，其解应为积分：

$$t = 24\tau \int_{\text{Re}_{p0}}^{\text{Re}_p} \frac{d\text{Re}_p}{G_a - C_D \text{Re}_p^2} = \frac{4\rho_p d_p^2}{3\mu} \int_{\text{Re}_{p0}}^{\text{Re}_p} \frac{d\text{Re}_p}{G_a - C_D \text{Re}_p^2} \quad (1-23)$$

对上式的积分， C_D 的情况不同会有不同结果。

当流体的阻力在层流范围内，即斯托克斯粒子，运用式(1-13)积分，积分从 $\text{Re}_p=0$ 到 Re_p ，则

$$t = \tau \ln \frac{\text{Re}}{\text{Re}_s - \text{Re}} \quad (1-24)$$

对于斯托克斯粒子, $C_D Re_p^2 = 24 Re_p$

对于同一颗粒及同一流体, 式(1-24) 用速度来表示, 即:

$$t = \tau \ln \frac{u}{u_s - u} \tag{1-25}$$

其中, u_s 为粒子获得的稳定向下的沉降速度, 即末端沉降速度。

粒子垂直运动微分方程的重要情况是当 $du/dt=0$ 时的状态, 这也是相当于 $d(Re_p)/dt=0$, 并代表一种稳定运动状态。实质上这可以理解为粒子达到了一个稳定的垂直向下的速度, 称为 u_s 。若粒子初始速度 $u_0 > u_s$, 粒子将减速, 若 $u_0 < u_s$, 粒子将加速, 直到达到 u_s 为止。因此称 u_s 为粒子的末端沉降速度。达到末端沉降速度的条件是 $G_s = C_D Re_s^2$ 。

从理论上说, 沉降速度达到末端沉降速度的时间, 按照式(1-25) 计算将为无穷大。实际上, 在重力作用下, 沉降时间 $t=5\tau$ 时, 粒子的速度 u 已达到末端沉降速度 u_s 的 99.3% 以上, 以至在实际中大多数粒子可以看成全部时间皆以其末端沉降速度沉降。

(2) 均匀沉降过程 对于均匀沉降过程为 $G(\text{重力}) = F_D$ 的情况, 则

$$\frac{1}{6} \pi d_p^3 (\rho_p - \rho_f) g = C_D \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot \frac{\rho_f u_s^2}{2}$$

故
$$u_s = \sqrt{\frac{4}{3 C_D} \times \frac{(\rho_p - \rho_f) d_p}{\rho_f} g} \tag{1-26}$$

① 层流范围 如果全部沉降过程都是在层流范围, 即 $Re_p < 1$ (更严格的说应该是 $Re_p < 0.2$), 则 $C_D = \frac{24}{Re_p}$ 或 $F_D = 3\pi\mu d_p u_s$, 故

$$u_s = g \frac{(\rho_p - \rho_f) d_p^2}{18\mu} \tag{1-27}$$

u_s 又称为斯托克斯沉降速度。

② 紊流范围 如果沉降在紊流范围, 即 $Re_p > 500$, 则取 $C_D = 0.44$, 沉降速度

$$u = u_s = 1.73 \sqrt{\frac{(\rho_p - \rho_f) d_p}{\rho_f} g} \tag{1-28}$$

③ 层流范围的极限 在计算沉降速度时, 仅知颗粒大小与流体密度还不可能直接计算, 因 Re_p 值在哪一沉降范围仍不知道。现计算一下在层流沉降范围内允许的最大颗粒粒径。假设 $Re_p \leq 1.0$ 是层流沉降范围, 则

$$u_s = \frac{(\rho_p - \rho_f) d_p^2}{18\mu} g \approx \frac{g \rho_p d_p^2}{18\mu} \tag{1-29}$$

$$Re = \frac{\rho_f d_p u_s}{\mu} = \frac{\rho_p \rho_f d_p^3 g}{18\mu^2} \leq 1.0$$

对于标准状态下的空气, $\mu = 1.84 \times 10^{-5} \text{ kg/(m} \cdot \text{s)}$, $\rho_f = 1.185 \text{ kg/m}^3$, 代入上式, 得

$$d \leq \frac{136.8}{\sqrt[3]{\rho_p}}$$

根据不同的 ρ_p 值, 即可算出最大粒径 d_p 。表 1-1 为不同密度的颗粒在层流沉降范围的可能最大粒径。

表 1-1 层流沉降的最大粒径

粉尘颗粒密度 $\rho_p / (\text{kg/m}^3)$	在层流范围最大直径 $/\mu\text{m}$	粉尘颗粒密度 $\rho_p / (\text{kg/m}^3)$	在层流范围最大直径 $/\mu\text{m}$
100.0	137	400.0	86.2
200.0	109	500.0	80
300.0	95.2		