

高等学校专修科教学用书

化学生产机器及设备

(初 稿)
中 册

华东化工学院化工机器及设备教研组编

人 民 教 育 出 版 社

高等学校专修科教学用书



化 学 生 产 机 器 及 設 备

(初 稿)

中 册

华东化工学院化工机器及设备教研组編

人 民 教 育 出 版 社

高等学校专修科教学用书



化 学 生 产 机 器 及 設 备

(初 稿)

下 册

华东化工学院化工机器及设备教研组編

人 民 教 育 出 版 社

本书是华东化工学院化工机器及设备专修科(二年制)所用的教材。在本教材中综合了“腐蚀与化工材料”、“化工过程及设备”、“泵与压气机”及“化学生产机器及设备”四门密切相联系的课程的内容。

全书分为上、中、下三册出版。上册包括绪论、基本构造材料及其结构特点、容器与设备的壳体、流体的流动与输送等四部分。中册包括非均一系的分离及分离设备、传热过程及设备两部分。下册包括化学反应设备、传质过程及设备、冷冻及深度冷冻设备、固体粉碎设备等四部分。

书中对各种典型的化学生产机器及设备,从材料选择、过程原理、结构分析、强度计算、设计步骤、运转要点等角度进行了全面分析。并且书中反映了我国化学工业和化工机械技术的大跃进情况,介绍了我国的创造发明和技术革命成就。此外,书中内容也密切与我国实际相结合,无论在材料选择,以及在设备选用方面,均注意到了我国具体条件。

。本书可供高等学校专修科、中等专业学校、半日制技术学校以及工厂业余大学化工机器及设备专业作为教材,亦可供化工企业部门中的化工机械工作人员作为工作中的参考。

化学生产机器及设备

(初稿)

中册

华东化工学院化工
机器及设备教研组

人民教育出版社出版

高等学校化学用书编辑室
北京宣武门内大街26号

(北京市书刊出版业营业许可出字第2号)

北京外文印刷厂印装

新华书店科技发行所发行

各地新华书店经售

统一书号:15010·972 开本 787×1092 1/16 印张 12 3/4

字数 309,000 印数 00001—10,000 定价 (7) 1.20

1961年3月第1版 1961年3月北京第1次印刷

本书是华东化工学院化工机器及设备专修科(二年制)所用的教材。在本教材中综合了“腐蚀与化工材料”、“化工过程及设备”、“泵与压气机”及“化学生产机器及设备”四门课程相联系的课程的内容。

全书分为上、中、下三册出版。上册包括绪论、基本构造材料及其结构特点、容器与设备的壳体、流体的流动与输送等四部分。中册包括非均一系的分离及分离设备、传热过程及设备两部分。下册包括化学反应设备、传质过程及设备、冷冻及深度冷冻设备、固体粉碎设备等四部分。

书中对各种典型的化学生产机器及设备,从材料选择、过程原理、结构分析、强度计算、设计步骤、运转要点等角度进行了全面的分析。并且书中反映了我国化学工业和化工机械技术的大跃进情况,介绍了我国的创造发明和技术革命成就。此外,书中内容也密切与我国实际相结合,无论在材料选择,以及在设备选用等方面,均注意到了我国具体条件。

本书可供高等学校专修科、中等专业学校、半日制技术学校、以及工厂业余大学化工机器及设备专业作为教材,亦可供化工企业部门中的化工机械工作人员作为工作中的参考。

化学生产机器及设备

(初稿)

下册

华东化工学院化工

机器及设备教研室

人民教育出版社出版

(北京市电报局挂号出版发行)

北京外文印刷厂印装

新华书店科技发行所发行

各地新华书店经售

统一书号 15010·886 开本 187×109 1/16 印张 17 1/2 插页 2

字数 377,000 印数 00001—10,000 定价(7) 1.70

1961年3月第1版 1961年3月北京第1次印刷

中册目录

第四章 非均一系的分离及分离设备.....255

一、气体的淨制.....255

- § 4-1. 气相非均一系.....255
- § 4-2. 气体的干法淨制.....256
- § 4-3. 气体的湿法淨制.....265
- § 4-4. 气体的过滤淨制.....274
- § 4-5. 气体的电淨制.....276

二、液相非均一系的沉降分离.....280

- § 4-6. 液相非均一系.....280
- § 4-7. 沉降原理.....281
- § 4-8. 沉降设备.....283
- § 4-9. 沉淀的洗涤.....288
- § 4-10. 水力旋风分离器.....289

三、过滤.....289

- § 4-11. 过滤过程.....290
- § 4-12. 简单的间歇过滤设备.....298
- § 4-13. 压滤机.....300
- § 4-14. 叶滤机.....306
- § 4-15. 轉筒連續真空过滤机.....308
- § 4-16. 其他型式的連續过滤机.....324
- § 4-17. 真空連續过滤机的裝置和运轉.....330
- § 4-18. 各种过滤机的比較和选择.....331

四、离心分离.....333

- § 4-19. 离心分离过程.....333
- § 4-20. 离心分离过程的工艺計算.....334
- § 4-21. 离心机主要部件的結構与强度.....340
- § 4-22. 离心机的分类.....347
- § 4-23. 人工操作的間歇式常速离心机.....347
- § 4-24. 自动操作的間歇式常速离心机——刮刀卸料式自动离心机.....354
- § 4-25. 自动連續离心机.....357
- § 4-26. 各式常速离心机的評述.....359
- § 4-27. 高速离心机.....360
- § 4-28. 离心机的运轉.....363

第五章 傳热过程与设备.....365

一、傳热学.....365

- § 5-1. 热傳导.....365
- § 5-2. 对流传热.....369
- § 5-3. 热輻射.....380
- § 5-4. 联合傳热.....384
- § 5-5. 間壁傳热計算.....384

二、加热、冷却与冷凝.....391

- § 5-6. 加热.....391
- § 5-7. 蒸汽加热.....391
- § 5-8. 冷凝水与不凝性气体的排除.....392
- § 5-9. 冷却与冷凝.....393

三、热交换器.....397

- § 5-10. 沉浸式蛇管热交换器.....397
- § 5-11. 噴淋式蛇管热交换器.....399
- § 5-12. 套管式热交换器.....401
- § 5-13. 列管式热交换器.....403
- § 5-14. 列管式热交换器的計算与設計.....408
- § 5-15. 傳热面用板做的热交换器.....422
- § 5-16. 热交换器的流体力学計算.....423
- § 5-17. 热交换器的流程.....424
- § 5-18. 各种类型热交换器的比較.....425
- § 5-19. 热交换器的設計程序.....428

四、蒸发.....429

- § 5-20. 基本概念.....429
- § 5-21. 蒸发的工业方法.....429
- § 5-22. 多效蒸发的計算.....433
- § 5-23. 蒸发设备.....438
- § 5-24. 蒸发器的若干結構問題.....443
- § 5-25. 除沫分离裝置.....445

下冊目錄

第六章 反应設備447	
一、反应鍋.....447	
§ 6-1. 反应鍋的物料衡算与热量衡算.....447	
§ 6-2. 反应鍋主寸尺寸的决定.....448	
§ 6-3. 反应鍋主要部件的构造.....448	
二、固定床接触反应設備.....466	
§ 6-4. 接触反应过程的概念.....466	
§ 6-5. 接触反应过程的最适宜操作条件及工艺計算.....467	
§ 6-6. 接触反应器的类型和结构.....473	
三、沸騰床反应設備.....480	
§ 6-7. 固体流态化的基本原理.....480	
§ 6-8. 硫鉄矿沸騰焙燒爐.....481	
第七章 傳质过程及設備485	
一、傳质学概念.....485	
§ 7-1. 傳质过程.....485	
§ 7-2. 各相组成的表示方法.....486	
§ 7-3. 相的平衡.....487	
§ 7-4. 分子扩散.....489	
§ 7-5. 对流扩散.....491	
二、蒸餾.....491	
§ 7-6. 概述.....491	
§ 7-7. 理想溶液的相平衡关系.....492	
§ 7-8. 非理想溶液的相平衡关系.....495	
§ 7-9. 简单蒸餾.....498	
§ 7-10. 水蒸汽蒸餾.....500	
§ 7-11. 精餾原理.....501	
§ 7-12. 精餾流程.....503	
§ 7-13. 精餾塔操作的計算.....504	
§ 7-14. 双組分系統連續精餾时理想板数的图解法.....509	
§ 7-15. 板效率实际塔板数与理想塔板数間的 关系.....511	
§ 7-16. 影响精餾塔操作的若干因素.....512	
§ 7-17. 精餾塔的附属設備.....515	
§ 7-18. 精餾塔理想塔板数的近似計算法.....515	
§ 7-19. 特殊蒸餾方法.....516	
三、吸收.....518	
§ 7-20. 概述.....518	
§ 7-21. 相平衡关系.....519	
§ 7-22. 吸收方程式.....521	
§ 7-23. 吸收設備.....523	
§ 7-24. 吸收塔操作的計算.....528	
§ 7-25. 傳遞单元法.....533	
§ 7-26. 等板高度法.....533	
§ 7-27. 吸收塔操作上的若干問題.....534	
四、萃取.....536	
§ 7-28. 概述.....536	
§ 7-29. 液体萃取中的相平衡关系.....536	
§ 7-30. 液体萃取設備.....538	
§ 7-31. 溶剂互不相溶时向流多級萃取的計算.....542	
§ 7-32. 溶剂部分互溶时向流多級萃取的計算.....543	
§ 7-33. 液体萃取操作上的若干問題.....545	
§ 7-34. 固体萃取設備.....546	
§ 7-35. 多級向流固体萃取的計算.....549	
五、塔器.....550	
§ 7-36. 概述.....550	
(一) 填充塔.....551	
§ 7-37. 填充特性.....551	
§ 7-38. 填充塔的流体力学.....554	
§ 7-39. 填充塔的尺寸及结构.....559	
(二) 泡罩塔.....567	
§ 7-40. 泡罩塔的流体力学.....567	
§ 7-41. 塔板的布置及主要尺寸的决定.....571	
§ 7-42. 泡罩塔结构.....575	
(三) 篩板塔.....577	
§ 7-43. 篩板塔的流体力学.....577	
§ 7-44. 篩板塔主要尺寸的决定.....580	
§ 7-45. 各种塔器的比較.....581	
六、干燥.....581	
§ 7-46. 概述.....581	
§ 7-47. 表征干燥介质状态的参数.....582	
§ 7-48. 湿空气的热焓图 ($I-x$ 图).....585	
§ 7-49. 干燥器的物料衡算和热量衡算.....587	
§ 7-50. 干燥速度.....592	
§ 7-51. 干燥流程.....595	
§ 7-52. 干燥器主要尺寸的計算.....597	
§ 7-53. 干燥器的类型.....599	
§ 7-54. 厢式干燥器.....600	
§ 7-55. 隧道式干燥器.....601	
§ 7-56. 帶攪拌器的干燥器.....602	
§ 7-57. 滾筒式干燥器.....602	
§ 7-58. 气流式干燥器.....603	
§ 7-59. 噴霧干燥器.....604	
§ 7-60. 轉筒干燥器.....606	
§ 7-61. 轉筒干燥器筒身的结构及其强度計算.....610	

§ 7-62. 轉筒的支承裝置.....	612	§ 8-14. 氮預冷的一次节流膨脹循環.....	656
§ 7-63. 轉筒的傳動及功率.....	620	§ 8-15. 具有二次节流膨脹的循環.....	657
§ 7-64. 轉筒的進出料及密封.....	623	§ 8-16. 具有膨脹機的中溫中壓循環.....	658
§ 7-65. 轉筒的安裝運轉注意事項.....	624	§ 8-17. 具有膨脹機的高溫高壓循環.....	660
第八章 冷凍及深度冷凍設備.....	626	§ 8-18. 具有膨脹機的低温低壓循環.....	661
一、冷凍.....	626	§ 8-19. 各種深度冷凍循環的比較.....	662
§ 8-1. 冷凍原理、冷凍系數、冷凍能力及功率計算.....	626	§ 8-20. 逐級液化工作循環.....	663
§ 8-2. 冷凍操作的物理基礎.....	627	四、空氣的分离.....	664
§ 8-3. 冷凍機和冷凍劑.....	629	§ 8-21. 空氣的蒸發和冷凝.....	664
§ 8-4. 壓縮蒸汽冷凍機.....	635	§ 8-22. 空氣的分凝和精餾.....	665
§ 8-5. 壓縮冷凍機組成部分.....	640	§ 8-23. 制氧設備.....	667
§ 8-6. 渦流管冷凍.....	641	第九章 固体粉碎設備.....	676
§ 8-7. 冷凍機的应用.....	643	§ 9-1. 粉碎过程.....	676
二、深度冷凍.....	644	§ 9-2. 顎式破碎機.....	683
§ 8-8. 深度冷凍的物理基礎.....	645	§ 9-3. 錐式破碎機.....	687
§ 8-9. 节流膨脹.....	646	§ 9-4. 滾碎機.....	691
§ 8-10. 作外功的絕熱膨脹.....	649	§ 9-5. 輪碾機.....	693
§ 8-11. 熱力学图表.....	650	§ 9-6. 環碾研磨機.....	698
§ 8-12. 循環的冷凍能力.....	651	§ 9-7. 利用撞擊作用的粉碎機.....	698
三、深度冷凍工作循環.....	653	§ 9-8. 迴轉圓筒式磨.....	701
§ 8-13. 一次节流膨脹循環及其計算.....	653	§ 9-9. 超細磨.....	710

第四章 非均一系的分离及分离设备

一、气体的淨制

§ 4-1. 气相非均一系

在任一物系中,一切具有相同的物理性质与化学性质的均匀部分的总合(与物质的量及其是否为整块或分为许多小块无关)称为“相”。例如由水和冰构成的物系具有两个相,水为一相,而所有的冰,无论其为一整块或分散成许多小块,构成另一相。

物系中如果只有一个相,则该物系称为均一系。

非均一系为由两个或更多的相组成的物系。

在两相非均一系中,一般其中之一相是以微细的分散状态存在,称为分散物质或分散内相;另一相则是连续的,围绕在分散物质粒子的周围,成为分散物质粒子分散于其中的介质,称为分散介质或分散外相。

应该指出,在两种以上的物质组成的均一系中,亦有分散介质与分散物质之分,只是在均一系中分散物质以分子或原子的状态存在,如糖的水溶液。在非均一系中,分散物质以众多分子或原子构成的微粒(或小块)存在。

一物系内,分散物质和分散介质可以以任一物态(固态、液态或气态)存在。

气相非均一系中,分散介质为气体,而分散物质为固体或液体的微粒。可以认为气相非均一系是固体或液体微粒在气体中的悬浮系统。

表示微粒大小的长度单位一般用[微米],1微米等于 10^{-3} [毫米](即 10^{-6} [米]或 10^{-4} [厘米])。当分散物质的微粒小到1微米以下时,开始发生布朗运动;小到0.1微米以下时,布朗运动很显著,此时微粒已经不会在重力作用下自行沉降下来,而会永远保持悬浮状态存在。

气相非均一系根据其生成原因,可分为机械性的与凝聚性的两大类,它们间的主要区别是粒子大小不同。

机械性的气相非均一系,系将固体研成粉末,或将液体喷成雾沫分散于气体中而形成;固体粉末粒子的大小常在5—50微米之间。

凝聚性的气相非均一系中,悬浮质点的生成系由气体或蒸气质点的凝聚或由两种气体或蒸气经过化学反应产生了微粒而得;若凝聚所得微粒为固体,则称为烟,若为液体则称为雾。例如氯化氢与氨相遇,发生氯化铵烟,三氧化硫与水汽相遇,发生硫酸雾。此种物系中颗粒的大小常在0.3—3微米之间。

工业上常见的气相非均一系中悬浮微粒的大小见表4-1。

应当指出,凝聚系统的粒子有可能结成比较大的团,以致其大小变得比机械悬浮物的粒子还大;另一方面,由燃烧固体物质(例如在粉状硫铁矿焙烧炉中)、喷雾法干燥等所得到的悬浮于气体中的固体粒子,其大小又可能与凝聚的粒子相近。

表 4-1. 工业上常见的气相非均一系

微 粒 种 类	微粒直径(微米)	微 粒 种 类	微粒直径(微米)
粉末:		烟:	
水泥	40	烟草	0.25
面粉	15—20	氯化铍	0.1—1
锌粉(喷雾的)	15	氯化锌	0.05
煤	10	雾:	
颜料	2—5	硫酸(浓缩时产生)	0.16 —1.1
锌粉(凝聚的)	2	焦油(发生炉气或	0.001—0.1
氧化锌	0.5	焦炉气中)	

气体的净制即是上述微粒从气体中除去的过程。在化学工业中气体的净制的主要目的是:

1. 除去对生产有害的微粒,并保证产品质量。例如,在接触法硫酸制造中,必须把原料气中砷、硒化合物的微粒除尽,否则将使触媒中毒。
2. 收集微粒状的成品,如炭黑制造中炭黑的收集。
3. 从工业废气中回收有用的物质,如炼焦工业中从煤气中回收焦油,制糖工业的由干燥气流中收回糖粉等。
4. 为了劳动保护和城市卫生,例如工业废气中灰尘及酸雾的去除等。

气体净制的方法,大致可分为四类:

1. 干法净制,即是使微粒受重力作用或离心力作用而沉降。
2. 湿法净制,即是使气体与水或他种液体接触,分散物质的微粒为液体所洗去。
3. 过滤净制,即是使气体通过一种过滤介质,将分散物质的微粒截留。
4. 电净制,即是使气体中的微粒在高压电场内沉降。

净制方法的选择视微粒的大小,对净制程度的要求,分散物质的性质和微粒的有用与否而定。

§ 4-2 气体的干法净制

气体的干法净制,亦称机械净制,系利用机械力(重力或离心力)的作用使悬浮的微粒沉降而达到分离的目的。

1. 利用重力作用的气体净制——沉降器

(1) 微粒的沉降速度 当物体在真空中降落时,其瞬时速度可依下式求得:

$$w = g\tau \quad (4-1)$$

式中 w ——瞬时的降落速度, [米/秒]; τ ——降落时间, [秒]; g ——重力加速度, 等于 9.81 [米/秒²].

用此公式也可相当准确地求出大物体在空气(或气体介质)中的降落速度, 因为此时介质的阻力不大, 整个地心引力不过降低 0.05—0.1%。

但是当个体积很小的物体(如 ≤ 100 微米的微粒)降落时, 则气体介质的阻力的影响就显

得相当大。微粒降落时最初为加速运动,经过一个比较短的时间后,介质的摩擦阻力即与重力相等,此时即变为等速运动。这一等速下降的速度称为沉降速度,以 w_0 [米/秒] 表示。

球形微粒在气体中沉降时所遇到的介质阻力 S , 可用牛顿阻力定律求之, 即

$$S = \frac{\zeta' F \gamma_2 w_0^2}{2g} \text{ [公斤]}. \quad (4-2)$$

式中 F ——球形微粒在其降落方向上的投影面积 [米²]; γ_2 ——气体的重度 [公斤/米³]; ζ' ——阻力系数。

设 d 为球形微粒的直径 [米], 则 $F = \frac{\pi d^2}{4}$, 故式 (4-2) 又可写为

$$S = \zeta' \frac{\pi d^2}{4} \gamma_2 \frac{w_0^2}{2g} \text{ [公斤]}. \quad (4-3)$$

作用于球形微粒上的重力应等于微粒的重量减去气体介质对微粒的浮力, 即

$$G = \frac{\pi d^3}{6} (\gamma_1 - \gamma_2) \text{ [公斤]}, \quad (4-4)$$

式中 G ——作用于微粒上的重力, [公斤]; γ_1 ——分散物质(微粒)的重度, [公斤/米³].

当微粒等速下降时, $S = G$, 即

$$\frac{\pi d^3}{6} (\gamma_1 - \gamma_2) = \zeta' \frac{\pi d^2}{4} \gamma_2 \frac{w_0^2}{2g}. \quad (4-5)$$

由此可得阻力系数 ζ' 之值

$$\zeta' = \frac{4gd(\gamma_1 - \gamma_2)}{3\gamma_2 w_0^2}. \quad (4-6)$$

介质的阻力与介质的物理性质(重度 γ_2 , 粘度 μ), 微粒的大小和形状, 以及微粒沉降的速度 w_0 等有关。从实验得知, 阻力系数 ζ' 亦为雷诺准数 Re 之函数, 与流体在管内流动时的阻力情况类似。此处, 雷诺准数之值为:

$$Re = \frac{dw_0\gamma_2}{\mu g}, \quad (4-7)$$

式中, d ——微粒直径, [米]; w_0 ——沉降速度, [米/秒]; γ_2 ——分散介质(气体)之重度, [公斤/米³]; μ ——分散介质之粘度, [公斤·秒/米²]; g ——重力加速度, 等于 9.81 [米/秒²].

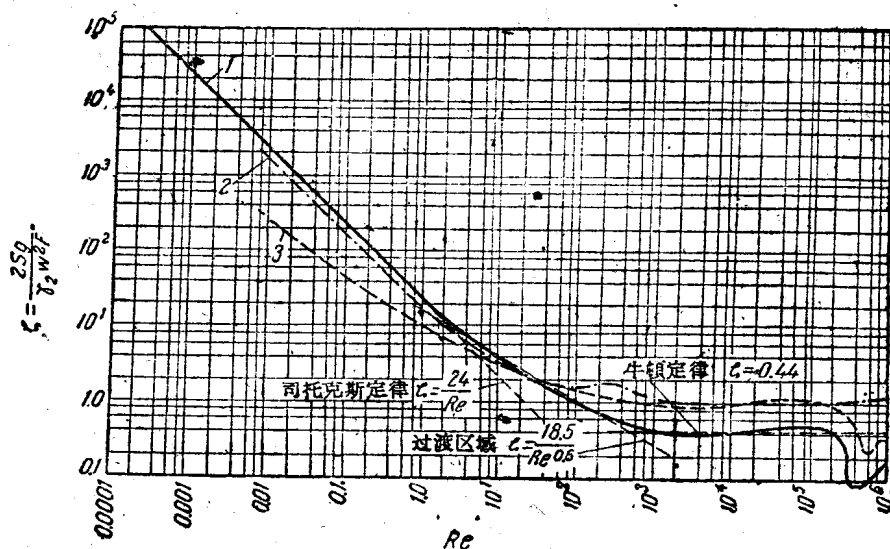
球形微粒、圆柱形微粒与圆盘形微粒在沉降时, 阻力系数 ζ' 与雷诺准数 Re 的关系的实验数据标绘于图 4-1。由图可见, 其变化规律与流体在管内流动时的阻力规律是相类似的。当 $Re < 1$ 时, ζ' 与 Re 之关系呈直线关系, 此时称为滞流区域。当 $Re = 500 - 150000$ 时, ζ' 趋近于常数 0.44 之值, 此时称为湍流区域。当 $Re = 1 - 500$ 时, ζ' 与 Re 成指数关系, 此时称为过渡流区域。当 $Re > 150000$ 时, ζ' 骤然减小, 呈现不规则的现象。

为了便于计算, 对于球形物体, 各区域中的 ζ' 与 Re 之关系也可按下列诸公式计算:

a. 滞流区域, $Re < 1$;

$$\zeta' = \frac{24}{Re}; \quad (4-8)$$

b. 过渡流区域, $Re = 1 - 500$, 可以近似地取

图4-1. 不同形状的微粒沉降时 ζ' 与 Re 的关系:

1—圆球形; 2—圆盘形; 3—圆柱形。

$$\zeta' = \frac{18.5}{Re^{0.5}}; \quad (4-9)$$

B. 湍流区域, $Re = 500-150000$

$$\zeta' = 0.44. \quad (4-10)$$

对于滞流区域, 可将式(4-8)代入式(4-6), 得到滞流时沉降速度的公式

$$w_0 = \frac{d^2(\gamma_1 - \gamma_2)}{18\mu} \quad [\text{米/秒}], \quad (4-11)$$

此式又称为斯托克斯定律。由上式可见, 此时沉降速度与微粒直径的平方及微粒与介质的重度差成正比, 而与介质的粘度成反比。

对于湍流区域, 可将式(4-10)代入式(4-6), 得到湍流时的沉降速度公式,

$$w_0 = 1.74 \sqrt{\frac{gd(\gamma_1 - \gamma_2)}{\gamma_2}} \quad [\text{米/秒}]. \quad (4-12)$$

对于过渡流, 只能由式(4-9)算出 ζ' 之值, 然后代入式(4-6)从中解出 w_0 之值。

$$w_0 = \sqrt{\frac{4gd(\gamma_1 - \gamma_2)}{3\gamma_2\zeta'}} \quad [\text{米/秒}]. \quad (4-13)$$

显然, 式(4-13)亦适用于任何区域。

由于 ζ' 为 Re 之函数, 亦即 w_0 之函数, 故在作上面的计算时必须用试差法。实际上, 可根据估计的沉降区域而采用较简单的式(4-11)或(4-12)以求得 w_0 , 然后以 Re 之数值复验之。对气相非均一系而言, 气体介质的重度 γ_2 远较微粒的重度 γ_1 为小, 因此在式(4-11)、式(4-12)及式(4-13)中亦可将 γ_2 自 $(\gamma_1 - \gamma_2)$ 一项中略去, 而得到下列简化公式:

$$\text{a. 对滞流区域,} \quad w_0 = \frac{d^2\gamma_1}{18\mu}; \quad (4-14)$$

6. 对湍流区域, $w_0 = 1.74 \sqrt{\frac{gd\gamma_1}{\gamma_2}}$ (4-15)

B. 对任何区域, $w_0 = \sqrt{\frac{4gd\gamma_1}{3\gamma_2\zeta'}}$ (4-16)

上述公式均系根据光滑的球形粒子导出,但实际上工业中遇到的微粒多非球形,也不一定光滑。对于非球形体,各式中之直径 d 须代以相当于球形微粒的当量直径 d_s ; 当量直径可由下式计算:

$$d_s = 1.24 \sqrt[3]{\frac{G_1}{\gamma_1}} \quad (4-17)$$

式中, G_1 ——粒子重量[公斤]; γ_1 ——粒子重度[公斤/米³].

非球形微粒的实际沉降速度约为上述各式算出之理论沉降速度的 50—60%。

(2) 沉降器的生产能力 当一固体微粒随同气体进入一沉降器时, 固体微粒受重力作用以 w_0 的沉降速度下降而同时以等于气流速度 w 的速度通过沉降器。此粒子的绝对运动速度为 w_0 与 w 二速度的向量之和, 可以用 w_0 与 w 所组成的一平行四边形的对角线表示, 如图 4-2 所示。因此, 沉降器应有适当的长度 l , 才能使此粒子在随气体离开沉降器之前有足够的時間沉降到器底。

为了使粒子的沉降少受干扰, 气体水平流过沉降器时的气体流动的雷诺准数应保持在滞流范围之内, 通常小于 1400—1700, 即

$$Re_\alpha = \frac{Dew\gamma_2}{\mu g} \leq 1400-1700, \quad (4-18)$$

式中, De ——气体所通过的沉降器的截面的当量直径[米]; w ——气体水平通过沉降器的流速[米/秒]; 其余符号同前。

沉降器的生产能力可以以每秒钟所能处理的气体的体积, 亦即气体的体积流量 V_v [米³/秒], 表示之。参阅图 4-2, 以 l 为沉降器的长度, H 为其高度, b 为其宽度, 单位均为[米]。

令 $\tau = \frac{H}{w_0}$ [秒] 代表悬浮粒子的沉降时间; 又令 $\tau' = \frac{l}{w}$ [秒] 代表气体流过沉降器的时间。显然粒子沉降所需时间 τ 必须小于(至多等于)气体在沉降器内停留的时间 τ' , 否则粒子未及沉降, 已为气流所带走。故沉降器的尺寸应满足下列条件:

$$\tau \leq \tau'; \quad \frac{H}{w_0} \leq \frac{l}{w} \quad (4-19)$$

沉降器垂直于气体流动方向的截面积为 $F' = bH$, 由此

$$V_v \leq F'w = bHw = bH\left(\frac{l}{\tau'}\right) = bl\frac{H}{\tau'} = F\frac{H}{\tau'}$$

式中, $bl = F$ 为沉降器的水平截面积, 由于 $\tau' \geq \tau$, 故 $\frac{H}{\tau'} \leq \frac{H}{\tau}$, 而 $\frac{H}{\tau} = w_0$, 由此可知沉降器的生产能力为

$$V_v \leq Fw_0 \text{ [米}^3\text{/秒]} \quad (4-20)$$

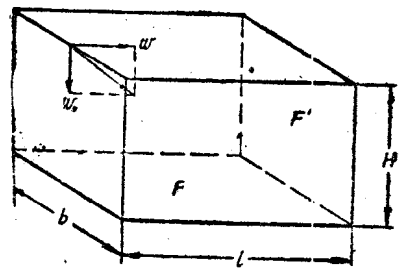


图 4-2. 沉降器的计算。

由式(4-17)可知;沉降器的生产能力在理論上与其高度及容积无关,而仅与其水平截面积及粒子的沉降速度有关。

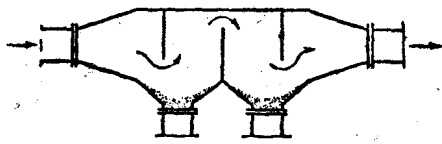


图 4-3. 降尘气道。

(3) 沉降器的构造 最简单的沉降器为“除尘气道”,即在气体管路中安装一扩大部分,如图 4-3 所示。为了使灰尘沉降更完全,有时在气道中装上一些垂直挡板,使气体流过时改变方向,所含微粒的一部分与挡板相撞而

下沉。

为了除去热的燃烧炉气中的灰尘,可采用除尘室(图 4-4),除尘室的墙用砖砌成,中间放有许多水平隔板。隔板常用钢板制造,板间的距离通常为 40—100[毫米]。沉降在除尘室内的灰尘经过一定时间用耙扫出。为了保证操作的连续性,不致因扫除沉积的灰尘而停止生产,通常设置两个除尘室,或者将一个除尘室分为两部,交替使用。

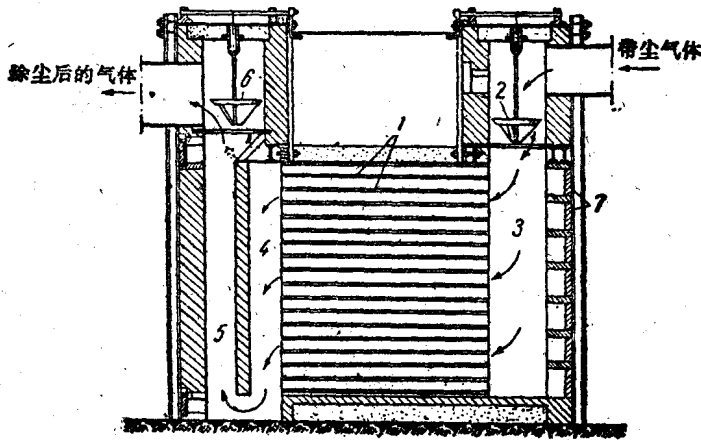


图 4-4. 除尘室:

1—隔板; 2、6—调节阀; 3—气体分配道; 4、5—气体聚集道;
7—除尘口。

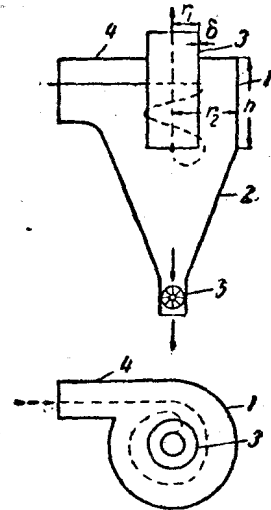


图 4-5. 旋风分离器的结构简图:

1—外壳; 2—底; 3—出口管; 4—导管;
5—排出口。

沉降器的净制程度一般不超过 40—70%, 因此只能用在气体净制的初步处理中。对于含有较细微粒的气体, 沉降器效率很差, 须采用其他方法。沉降器的缺点是设备笨重而效率不高。

2. 利用离心力作用的气体净制——旋风分离器 在离心力作用的沉降器(旋风分离器)内, 气体作迴旋运动而产生离心力; 悬浮的粒子由于具有较大的质量而具有相当大的惯性, 在离心力作用下, 除随气流旋转外, 并产生径向的运动, 因而与气体的主流分开而向器壁甩去, 碰到器壁而后落下。图 4-5 为旋风分离器的示意图; 气体由切线方向进入旋风分离器, 在器内旋转若干圈后由中央的出口管 3 出去。微粒降落于器壁上, 沿锥形底下落而自排出口 5 排出。

(1) 沉降速度 设 G 为固体粒子的重量, w 为其旋转的圆周速度, r 为旋转半径, 则粒子所受的离心力为

$$C = \frac{Cw^2}{gr} \text{ [公斤]}. \quad (4-21)$$

自式(4-2)得知, 气体对粒子的摩擦阻力为

$$S = \frac{\zeta' F \gamma_2 w_0^2}{2g} \text{ [公斤]}. \quad (4-2)$$

設粒子的直徑为 d , 其重度为 γ_1 , 則 $G = \frac{\pi}{6} d^3 \gamma_1$ 而 $F = \frac{\pi}{4} d^2$.

当摩擦阻力与离心力达到平衡时, $S = C$, 即

$$\zeta' \frac{\pi d^2}{4} \gamma_2 \frac{w_0^2}{2g} = \frac{\pi d^3 \gamma_1}{6} \cdot \frac{w^2}{gr}.$$

由此可求出粒子的沉降速度 w_0 , 即

$$w_0 = \sqrt{\frac{4d\gamma_1}{3\zeta'\gamma_2} \cdot \frac{w^2}{r}} \text{ [米/秒]}. \quad (4-22)$$

將式(4-22)与式(4-16)比較, 可知在式(4-22)中以离心加速度 $\frac{w_0}{r}$ 代替了式(4-16)中的重力加速度 g 。由于 $\frac{w_0}{r}$ 常較 g 为大, 故旋风分离器中的沉降速度較沉降器为大。

当 $Re \leq 1$ 时, 对球形粒子, $\zeta' = \frac{24}{Re} = \frac{24\mu g}{dw_0\gamma_2}$ 。將 ζ' 之值代入式(4-22), 可得:

$$w_0^2 = \frac{d^2 \gamma_1}{18\mu g} \cdot \frac{w^2}{r} \text{ [米/秒]}. \quad (4-23)$$

由此式可見, 在旋风分离器內, 悬浮粒子的沉降速度 w_0 随气体旋轉速度 w 的增大而增大, 随旋轉半徑 r 的增大而减小。微粒的沉降速度理論上为两个速度的合量, 即: (1)由重力作用而产生的向下的沉降速度; (2)由离心力作用而产生的沿徑向的沉降速度。但由于前者远較后者为小, 所以实际上重力的影响可略而不計。

由式(4-23)亦可看出, w_0 与 w 成平方关系; 因此, 如果旋风分离器不在所設計的全負荷下操作, w 的降低將使 w_0 大为降低, 也就是会使旋风分离器的效率大为降低。

以上所述, 系假定悬浮尘粒相互間不发生作用。实际上当气体中悬浮尘粒的濃度比較大时, 尘粒間可能发生聚結現象, 大粒子亦可携带小粒子沉降, 就等于增大了粒子的直徑, 因此实际沉降速度一般較計算的为高。

(2) 旋风分离器的构造 最简单的旋风分离器如图 4-6 所示, 它由一个圓柱形的筒身配以錐形底构成。气体进口管的截面成矩形, 气体出口管伸入器內, 其下口略低于气体进口管的底边。

改进的簡單旋风分离器示于图 4-7。这种型式是苏联列宁格勒劳动保护研究所 (ЛИОТ) 設計的, 它的特点是有一个螺旋形的擋板, 可阻止气流向上扩展, 而引导使向一个方向前进, 这种結構中各部分尺寸的比例注于图上。

图 4-8 示苏联工业及卫生气体淨制科学研究所 (НИИОГАЗ) 設計的旋风分离器。它的特点是淨制程度較高, 但缺点是阻力較大。这种結構各部分尺寸的比例示于图上。这种旋风分离器可处理含尘量很高 (每立方米气体中几百克尘粒) 的气体。灰尘可由灰斗中間歇地取出, 亦可連續地取出; 当連續排灰时, 可用一螺旋运输机代替閘板。这类旋风分离器的直徑可达 800 [毫米];

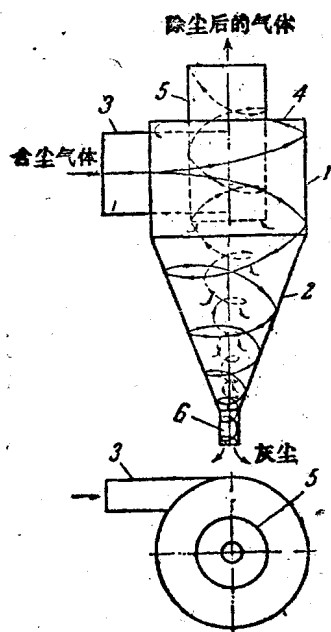


图 4-6. 旋风分离器简图。

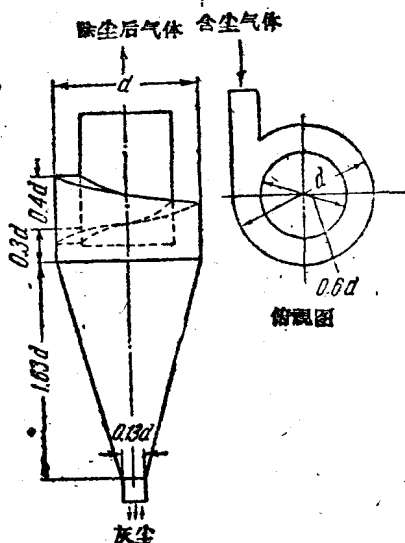


图 4-7. 改进的旋风分离器。

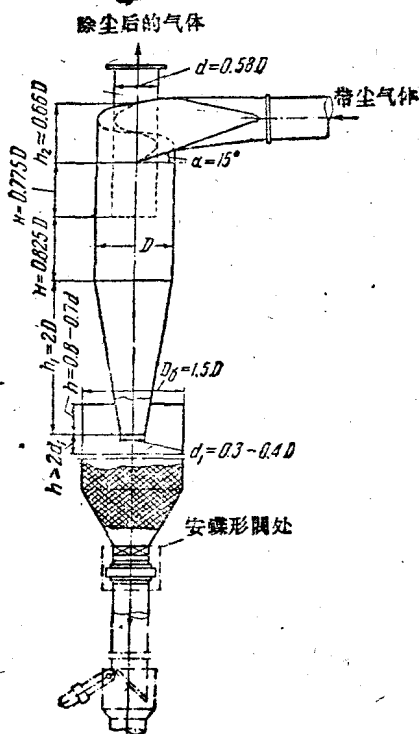


图 4-8. НННОВА3 型旋风分离器。

当气量较大时可以数个一组并列安装(最多可达六个)。旋风分离器锥底部为负压区, 因之不能靠空气从卸灰口漏入, 否则会带起尘粒, 大大影响除尘效率。

由式(4-22)及式(4-23)可以看出, 增加气流速度或减小气体迴转半径, 都可使粒子沉降速度加大。然而增大气流速度将使旋风分离器的阻力大为增加, 而且当气流速度增加到一定程度时, 由于涡流的增加, 反可使旋风分离器的效率下降。如果采用减小迴转半径的办法, 即缩小旋风分离器的半径, 则可使离心力与微粒沉降速度增大, 而无其他不良后果。因此, 在设计旋风分离器时, 不宜采用较大的直径。

旋风分离器组的设计原理, 即是以多个小的旋风分离器来代替单个大的旋风分离器, 以提高分离效率。图 4-9 示一个具有 20 个小直径(150—250[毫米])的旋风分离元件的旋风分离器组。图 4-10 为其中单个元件的详细图。在旋风分离器组中, 当所处理气体的量有变动时, 可隔断几个元件, 使每个元件中的气流速度保持不变, 即可使效率保持不变, 这是其特殊的优点。

旋风分离器的分离效率以气体中尘粒含量的变化表示之, 即

$$\eta = \frac{c_1 - c_2}{c_1}$$

式中 η ——分离效率; c_1, c_2 ——进料气体和净制后气体中灰尘的浓度, [克/米³]。

旋风分离器的分离效率一般为 0.7—0.8, 故一般用于气体的初步净制。旋风分离器能分离的最小粒子的直径为 1 微米。

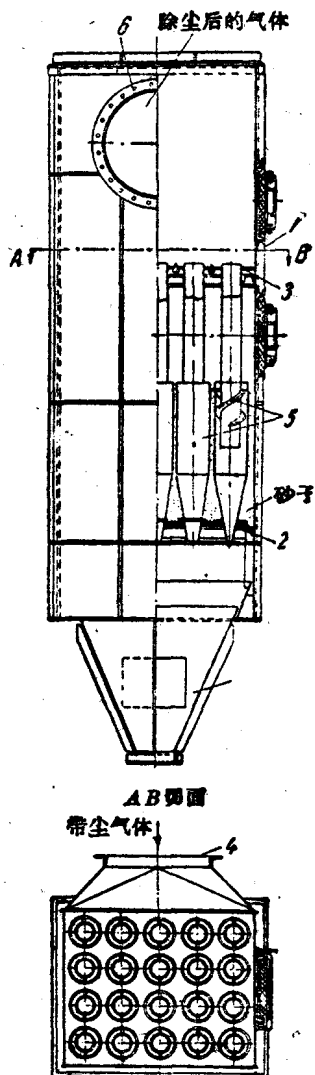


图 4-9. 旋风分离器组:

1—外壳; 2, 3—花板; 4—气体入口; 5—旋风分离器
元件; 6—气体出口; 7—锥形底。

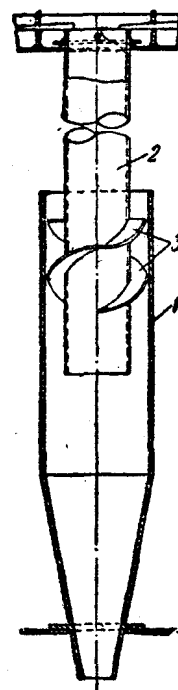


图 4-10. 旋风分离器组的元件:

1—外壳; 2—出口管; 3—螺旋叶片。

旋风分离器的阻力一般在 40—85[毫米水柱]左右。

旋风分离器可用于很高的温度(达 400°C 以上)。

对于湿度很高的气体, 旋风分离器是不适用的, 因为潮湿的灰尘有将排尘口堵塞的可能。由于同样的理由, 旋风分离器亦不适用于含有粘着性尘粒的气体。

处理含有蒸汽的气体时, 为了避免蒸汽在旋风分离器器壁或尘粒上冷凝, 气体的温度应保持在露点以上。

(3) 旋风分离器的计算 旋风分离器进口处的气流速度一般取为 $w_B = 18—20$ [米/秒], 气流在旋风分离器内的速度略低于进口速度, 一般约取为 $w = 12—14$ [米/秒]; 气流在出口管中的速