

仅供参考

化学工程师 技术全书

邝生鲁 主编

上册

www.ourcontrol.com.cn

北斗星自控工作室



化学工业出版社
工业装备与信息工程出版中心

化学工程师 技术全书

邝生鲁 主编

下册



化学工业出版社
工业装备与信息工程出版中心

化学工程师技术全书

(上 册)

邝生鲁 主编

化 学 工 业 出 版 社

工业装备与信息工程出版中心

·北 京·

化学工程师技术全书

(下 册)

邝生鲁 主编

化 学 工 业 出 版 社

工业装备与信息工程出版中心

·北 京·

目 录

上 册

第 1 章 化工单元过程	1
1.1 流体流动	1
1.1.1 流动过程衡算	1
1.1.2 阻力计算	2
1.1.3 管路计算	2
1.1.4 可压缩流体输送	3
1.1.5 非牛顿型流体流动	3
1.1.6 液体输送机械	4
1.1.7 气体输送机械	6
1.2 搅拌与混合	7
1.2.1 搅拌器类型与选型	7
1.2.2 搅拌过程的特征量	8
1.2.3 搅拌器的放大	9
1.2.4 其他物系的搅拌	9
1.3 气固分离与流态化	10
1.3.1 颗粒动力学	11
1.3.2 气固分离设备	11
1.3.3 固体流态化	13
1.3.4 流化床系统	14
1.4 液固分离	15
1.4.1 重力沉降分离	15
1.4.2 过滤	16
1.5 传热	17
1.5.1 导热	17
1.5.2 对流传热	18
1.5.3 辐射传热	21
1.5.4 传热过程的计算	22
1.5.5 换热器	23
1.6 蒸发	25
1.6.1 单效蒸发的计算	25
1.6.2 多效蒸发的计算	26
1.6.3 蒸发器类型与选型	27
1.7 结晶	28
1.7.1 结晶动力学	29
1.7.2 结晶器设计	29
1.8 气体吸收	30
1.8.1 气液平衡	30
1.8.2 传质速率	31

1.8.3 吸收计算	31
1.8.4 填料塔	35
1.9 蒸馏	36
1.9.1 汽液平衡	36
1.9.2 单级蒸馏	37
1.9.3 连续蒸馏计算	38
1.9.4 板式塔设计	40
1.10 液液萃取	41
1.10.1 萃取过程	41
1.10.2 萃取的相平衡	42
1.10.3 部分互溶物系的萃取计算	42
1.10.4 完全不互溶物系的萃取计算	43
1.10.5 萃取设备	44
1.11 离子交换	45
1.11.1 离子交换剂	45
1.11.2 离子交换器及其设计	45
1.12 膜分离	46
1.12.1 概述	46
1.12.2 反渗透	46
1.12.3 超滤和微滤	47
1.12.4 电渗析	48
1.12.5 其他膜过程	48
1.13 干燥	49
1.13.1 干燥速率与干燥时间计算	49
1.13.2 连续干燥过程的计算	50
1.13.3 干燥器	52
参考文献	54
第2章 生物化工	55
2.1 微生物工程技术	55
2.1.1 工业微生物学基础	55
2.1.2 微生物的培养	57
2.1.3 灭菌技术	63
2.1.4 均相酶催化反应动力学	67
2.1.5 固定化酶催化反应过程	73
2.2 微生物工程的应用	76
2.2.1 乙酸的生产	77
2.2.2 乳酸	78
2.2.3 柠檬酸	79
2.2.4 乙醇	81
2.2.5 甘油	82
2.2.6 青霉素和头孢霉素	84
2.2.7 肽类及缩肽类抗生素	89
2.2.8 大环内酯抗生素	90
2.2.9 多烯烃大环内酯抗生素	92
2.2.10 芳香族抗生素	93

2.2.11 维生素 B ₁₂	96
2.2.12 赤霉素	98
第3章 化工工艺设计	100
3.1 概述	100
3.2 设计阶段	100
3.3 设计内容	100
3.3.1 设计前期工作	100
3.3.2 初步设计阶段 (或国际项目报价)	101
3.3.3 基础工程设计阶段	101
3.3.4 详细工程设计阶段	102
3.4 设计计算	102
3.4.1 工艺专业设计计算	102
3.4.2 工艺系统专业设计计算	108
3.5 设计条件	117
3.5.1 接受的设计条件与资料	117
3.5.2 提出的设计条件与资料	119
3.5.3 主要设计条件的编制	120
3.5.4 主要设计条件图表样例	121
3.6 设计成品文件	148
3.6.1 设计成品文件内容	148
3.6.2 工艺系统专业主要设计成品文件编制	148
参考文献	158
第4章 常用化工设备的选择	159
4.1 容器系列	159
4.1.1 容器的分类与选择	159
4.1.2 普通碳素钢及低合金钢贮罐标准系列 (HG 5-1572—85~HG 5-1580—85)	159
4.1.3 球形贮罐标准系列 (JB/T 4711—92)	168
4.1.4 钢制机械搅拌容器标准系列 (GB 9845—88)	175
4.2 换热器系列	179
4.2.1 换热器的分类与选择	179
4.2.2 固定管板式换热器 (JB/T 4715—92)	180
4.2.3 立式热虹吸式重沸器 (JB/T 4716—92)	186
4.2.4 浮头式换热器和冷凝器 (JB/T 4714—92)	188
4.2.5 U形管式换热器 (JB/T 4717—92)	197
4.2.6 钢制固定式薄管板列管换热器 (HG 21503—92)	200
4.2.7 不可拆式螺旋板换热器 (JB/T 4723—92)	209
4.2.8 板式换热器 (GB 16409—96)	212
4.2.9 热管换热器	216
4.3 塔内件	217
4.3.1 圆泡罩 (JB 1212—73)	217
4.3.2 浮阀	219
4.3.3 填料	220
4.3.4 丝网除沫器 (HG/T 21618—98)	224
4.4 除尘器	227

4.4.1 除尘器的种类和选用	227
4.4.2 旋风除尘器	229
4.4.3 洗浴式除尘器	234
4.4.4 电除尘器	234
4.5 搪玻璃设备	236
4.5.1 搪玻璃开式搅拌容器 (HG/T 2371—92)	237
4.5.2 搪玻璃闭式搅拌容器 (HG/T 2372—92)	241
4.5.3 搪玻璃开式贮存容器 (HG/T 2373—92)	246
4.5.4 搪玻璃闭式贮存容器 (HG/T 2374—92)	249
4.5.5 搪玻璃卧式贮存容器 (HG/T 2375—92)	249
4.5.6 搪玻璃蒸发罐 (HG 5-38—79)	251
4.5.7 搪玻璃塔节 (HG 3-1232—79)	252
4.6 化工陶瓷设备	253
4.6.1 化工陶瓷设备的适用范围	253
4.6.2 产品介绍	253
4.7 机泵系列	257
4.7.1 风机的分类与选择	257
4.7.2 泵的分类与选择	262
参考文献	273
第5章 化工装置布置与管道设计	274
5.1 概述	274
5.2 化工装置设备布置	274
5.2.1 设备布置设计依据	274
5.2.2 设备布置图	274
5.2.3 设备布置原则	275
5.2.4 典型设备布置	279
5.2.5 设备布置的设计条件	286
5.3 化工装置管道布置	289
5.3.1 管道布置设计依据	289
5.3.2 管道布置图的绘制	289
5.3.3 管道布置原则	290
5.3.4 管道布置典型设计	301
5.3.5 管道布置图和轴测图上管子、管件、阀门及管道特殊件图例	310
5.4 化工装置管道材料控制	317
5.4.1 管道材料控制设计依据	317
5.4.2 管道材料设计工作内容	317
5.4.3 管道材料选用原则	318
5.4.4 管道材料常用标准	319
5.4.5 管道材料典型表格	322
5.5 化工装置管道机械	328
5.5.1 管道机械设计依据	328
5.5.2 管道机械设计工作内容	328
5.5.3 管道柔性分析	329
5.5.4 管道支架的选用	329
参考文献	330

第 6 章 化工计算机辅助设计	331
6.1 概述	331
6.2 软件制作的方法和步骤	332
6.3 工程数据库的开发与应用	332
6.3.1 工程数据的特点	332
6.3.2 建立工程数据库的方法	333
6.4 数字化曲线线图的方法	339
6.4.1 基本原理	340
6.4.2 应用实例	341
6.5 程序设计举例	342
6.5.1 用 C 语言开发的柱塞泵的参数化设计程序	342
6.5.2 绘制管法兰零件图的程序	345
6.6 计算机设计常用函数	347
6.6.1 C 语言基本函数	347
6.6.2 Auto Lisp 基本函数	355
参考文献	361
第 7 章 化工产品的工艺流程	362
7.1 癸二酸二辛酯	362
7.2 碳纤维	363
7.3 聚乙烯醇	364
7.4 丙烯腈电解偶联法制己二胺	366
7.5 聚四氟乙烯	367
7.6 环氧树脂	368
7.7 本体法制聚苯乙烯	370
7.8 日本住友乳液法制聚氟乙烯	371
7.9 甲苯氧化法制苯甲酸 (SNIA) 法	372
7.10 苯催化加氢制环己烷 (富士制铁法)	373
7.11 丙烯氢氧化法制丙烯腈	374
7.12 丙烯腈硫酸水合法制丙烯酰胺	375
7.13 乙烯空气氧化法制环氧乙烷	377
7.14 甲醇高压羰基合成法制醋酸	378
7.15 乙烯直接水合法制乙醇	379
7.16 乙烯法制醋酸乙烯	380
7.17 马来酐加氟法制四氟呋喃	381
7.18 光气和一甲胺合成法制甲基异氰酸酯	382
7.19 发酵法乳酸	384
7.20 氯氨法制水合肼	385
7.21 甲醇和浓硫酸制硫酸二甲酯	386
7.22 高压尿素分解法制三聚氰胺	387
7.23 甲酸钠法制草酸	388
7.24 苛性钠吸收中和法制甲酸	389
7.25 鲁奇低压法合成甲醇	390
7.26 聚酯酸乙烯乳胶漆	391
7.27 聚氨酯清漆	392
7.28 匀染剂 OP (乳化剂 OP)	393

7.29	渗透剂 T	395
7.30	酞菁蓝 B	396
7.31	溶剂法生产氯化石蜡 70	398
7.32	发泡剂 AC (偶氮二甲酰胺)	399
7.33	防老剂 4010 (<i>N</i> -环己基- <i>N'</i> -苯基对苯二胺)	400
7.34	二月桂酸二丁基锡	401
7.35	氨基丙烯酸乙酯胶粘剂 (502 胶)	403
7.36	氯化石蜡 (合成牛蹄油)	404
7.37	亚硫酸化鱼油	405
7.38	酸法制 γ -Fe ₂ O ₃	406
7.39	4-正戊基-4'-氰基联苯	408
7.40	环氧灌封料	409
7.41	丙酸钙	411
7.42	乙氧喹	412
7.43	分子筛	413
7.44	开斯汀法制二氧化氯	415
7.45	离子膜法电解生产氯与烧碱	416
7.46	硫磺制硫酸	417
7.47	电炉制磷	419
7.48	热法磷酸	420
7.49	石灰氮 (氰氨化钙)	421
7.50	对苯二甲酸二辛酯 (DOTP)	422
7.51	氨、硫铵法排烟脱硫装置	423
7.52	有机化学工业废水处理流程	424
7.53	活性污泥法处理废水	425
	参考文献	426
第 8 章 化学工业清洁生产		427
8.1	我国化学工业污染现状及原因分析	427
8.2	清洁生产	427
8.3	化工清洁生产的内容	428
8.3.1	清洁原料	428
8.3.2	清洁的溶剂	430
8.3.3	清洁的产品	431
8.3.4	清洁的催化剂	433
8.3.5	化工反应过程的合理评价指标	435
8.3.6	清洁的化工高技术	439
8.3.7	清洁化工生产工艺	441
8.3.8	清洁环保技术	458
8.3.9	清洁的能源——煤的清洁利用	462
8.3.10	生物质资源的利用	475
8.3.11	VOC 的净化回收与污染治理	479
8.3.12	工艺过程闭路循环	480
8.3.13	化工固体废物的再利用	481
8.3.14	废旧高分子材料的回收与利用	486
	参考文献	488

第 9 章 自动控制与仪表	491
9.1 自动调节系统概要	491
9.1.1 自动化的主要内容	491
9.1.2 自动调节系统的组成	491
9.1.3 自动调节系统的分类	493
9.1.4 自动调节系统过渡过程和品质指标	493
9.2 测量仪表	493
9.2.1 温度测量仪表	494
9.2.2 压力测量仪表	495
9.2.3 流量测量仪表	495
9.2.4 物位测量仪表	496
9.2.5 过程分析仪表	497
9.3 显示和调节仪表	498
9.3.1 常规的显示和调节仪表	498
9.3.2 集散控制系统 (DCS)	498
9.4 执行器	499
9.4.1 气动执行器	499
9.4.2 电动执行器	500
9.4.3 电/气转换器和电/气阀门定位器	500
9.5 简单调节系统	500
9.5.1 简单调节系统的组成	500
9.5.2 被调参数的选择	500
9.5.3 调节参数的选择	500
9.5.4 滞后对调节系统的影响	501
9.5.5 调节器调节规律的选择	501
9.5.6 调节器正反作用的选择	502
9.5.7 调节系统间相互干扰及克服方法	502
9.6 复杂调节系统	503
9.6.1 串级调节系统	504
9.6.2 比值调节系统	504
9.6.3 均匀调节系统	505
9.6.4 分程调节系统	506
9.6.5 自动选择性调节系统	507
9.6.6 前馈调节系统	508
9.6.7 非线性调节系统	509
9.6.8 采样调节系统	509
9.7 典型化工单元的调节方案	509
9.7.1 流体输送设备的控制	509
9.7.2 传热设备的控制	512
9.7.3 锅炉设备的控制	517
9.7.4 化学反应器的控制	519
9.7.5 精馏塔的控制	522
参考文献	526
第 10 章 化工环境保护	527
10.1 化工污染及其污染物	527

10.1.1	化学工业废水的来源及污染特征	527
10.1.2	化学工业主要大气污染物的来源及污染特征	527
10.1.3	化学工业固体废弃物的来源及污染特征	528
10.2	化工废水的治理与控制	528
10.2.1	化工废水处理原则及方法	528
10.2.2	废水的物理治理方法	529
10.2.3	废水的化学治理方法	532
10.2.4	废水的物理化学治理方法	533
10.2.5	化学工业废水的物理法及化学法处理成套设备	536
10.2.6	废水的生物处理方法	538
10.2.7	化工废水处理工程实例	541
10.3	化工废气的排放控制技术	547
10.3.1	颗粒污染物的排放控制技术	548
10.3.2	化学工业有害气体的排放控制方法	554
10.3.3	含硫废气的净化与利用	556
10.3.4	含氮氧化物废气的净化与利用	561
10.3.5	含氟废气的净化与利用	566
10.3.6	酸雾及含氟废气的净化技术	567
10.4	固体废弃物治理与利用	568
10.4.1	概述	568
10.4.2	硫酸渣的处理与利用	569
10.4.3	铬渣的处理与利用	569
10.4.4	氯碱厂废渣的综合利用	572
10.4.5	磷石膏的综合利用	573
10.5	环境质量标准	574
	参考文献	584
第 11 章	化工腐蚀与防护	586
11.1	概述	586
11.1.1	腐蚀的分类	586
11.1.2	腐蚀程度评定	586
11.1.3	腐蚀控制的基本方法	587
11.2	常用防腐蚀方法	587
11.2.1	正确选用耐蚀材料	587
11.2.2	耐腐蚀隔离层	598
11.2.3	表面处理法	608
11.2.4	缓蚀剂	610
11.2.5	电化学保护	612
11.3	腐蚀监测方法	616
	参考文献	618

下 册

第 12 章	化工安全	619
12.1	概述	619
12.2	安全设计人员工作参考表	619
12.3	生产的火灾、爆炸危险性分类	620

12.3.1 生产的火灾危险性分类	620
12.3.2 贮存物品的火灾危险性分类	622
12.4 化学反应危险度分类及其安全措施	622
12.5 贮罐安全	626
12.6 配管的危险性及其安全措施	628
12.7 防爆	629
12.7.1 爆炸的特征	629
12.7.2 爆炸分类	629
12.7.3 可燃性粉尘爆炸	630
12.7.4 可燃性气体混合物爆炸	636
12.7.5 防爆事项	640
12.8 防静电	640
12.8.1 产生静电的条件与影响因素	640
12.8.2 产生静电的途径	643
12.8.3 各种状态物质的带电危险	643
12.8.4 静电的危害	644
12.8.5 防止静电危害的方法	645
12.8.6 防静电措施	648
12.9 防雷	650
12.9.1 易受雷击的地区、时间与条件	650
12.9.2 防雷规定	650
12.10 防毒	652
12.11 防火	652
12.11.1 火灾类别和建筑灭火器配制场所的危险等级	652
12.11.2 灭火器的设置与主要技术性能	654
12.11.3 各类灭火剂适用范围	657
12.11.4 建筑构件的耐火极限	657
12.11.5 防火间距	663
12.12 化学危险品安全知识	666
12.13 致癌物质	708
参考文献	709
第13章 化工技术经济	710
13.1 概述	710
13.1.1 技术经济评价的原则与评价指标体系	710
13.1.2 技术经济工作的方法和步骤	713
13.2 项目经济要素的估算	715
13.2.1 投资估算	715
13.2.2 成本估算	721
13.2.3 销售收入和销售税金估算	724
13.2.4 利润估算	725
13.2.5 现金流量计算	726
13.3 项目财务评价	728
13.3.1 项目经济评价的基本原则	728
13.3.2 项目财务评价的方法	728
13.3.3 基础数据和财务报表的编制	736

13.4 不确定性分析	738
13.4.1 不确定性分析的方法和内容	739
13.4.2 盈亏平衡分析	739
13.4.3 敏感性分析	741
13.4.4 概率分析	743
13.5 多方案比较	744
13.5.1 多方案比较的含义	744
13.5.2 多方案比较的方法	744
13.6 改、扩建与更新改造项目的经济评价	745
13.6.1 改、扩建与更新改造项目经济评价的特点	745
13.6.2 改、扩建与更新改造项目效益和费用确定的原则	746
13.7 中外合资经营项目、技术引进项目的经济评价	747
13.7.1 中外合资经营项目的经济评价	747
13.7.2 技术引进项目的经济评价	751
13.8 附录	752
参考文献	754
第14章 化工项目管理	755
14.1 工程项目管理总则	755
14.1.1 工程项目建设总承包和项目经理负责制	755
14.1.2 工程公司(经营生产部分)的组织机构	755
14.2 工程项目建设总承包简要程序	757
14.2.1 概述	757
14.2.2 程序	757
14.3 项目管理和控制	763
14.3.1 概述	763
14.3.2 项目管理和控制的理论基础	763
14.3.3 项目费用/进度综合控制	764
14.3.4 工程公司的组织机构	770
14.3.5 项目管理工作程序	771
14.3.6 项目初始阶段的工作	771
14.3.7 项目管理的组织机构	778
14.3.8 项目矩阵管理方式说明	778
14.3.9 项目管理人员的能力评价	779
14.3.10 项目管理部	780
14.4 设计管理	780
14.4.1 概述	780
14.4.2 工程公司的设计组织机构	781
14.4.3 项目的设计组织机构	781
14.4.4 设计工作的矩阵方式管理	782
14.4.5 设计工作流程图	782
14.4.6 项目设计计划	783
14.4.7 设计质量的管理与控制	784
14.4.8 设计数据的管理与控制	786
14.5 施工管理	787
14.5.1 概述	787

14.5.2 工程公司施工部组织机构	787
14.5.3 工程公司施工部的职责范围和主要任务	787
14.5.4 项目实施各阶段施工管理的主要内容	788
14.5.5 项目施工管理组织机构	789
14.5.6 现场施工管理组织机构	789
14.5.7 项目施工经理	789
14.6 开车管理	790
14.6.1 概述	790
14.6.2 开车阶段的划分	790
14.6.3 工程公司开车部的组织机构	791
14.6.4 开车部的职责范围和主要任务	791
14.7 工程项目计算机管理	791
14.7.1 工程项目管理软件 PMS 的主要特点	791
14.7.2 工程项目管理软件 PMS 的组成	791
14.7.3 PMS 实施项目管理和控制的基本流程	792
参考文献	793
第 15 章 化工标准化	794
15.1 标准化情报工作	794
15.1.1 标准化情报工作概念	794
15.1.2 化工标准化情报的分类、检索和收集	795
15.1.3 标准化情报的管理	807
15.2 标准体系和标准体系表	808
15.2.1 化工标准体系和标准体系表	808
15.2.2 化工企业标准体系表及编制方法	814
15.3 标准的制定和修订	816
15.3.1 制定、修订标准的原则	816
15.3.2 技术标准制定与修订的一般程序	817
15.4 化工技术标准的编写	819
15.4.1 编写基本要求	819
15.4.2 标准编写的办法	819
15.4.3 产品标准主要技术内容	828
15.5 化工标准的实施	831
15.5.1 化工标准实施的重要性	831
15.5.2 实施化工标准的一般程序	831
15.5.3 化工标准的实施监督	834
15.5.4 标准监督检查的主要方法	835
15.5.5 标准实施监督检查结果的判定	835
参考文献	840
第 16 章 化工情报信息检索	841
16.1 情报信息检索基础知识	841
16.1.1 文献检索与检索工具	841
16.1.2 文献检索途径及语言	841
16.1.3 检索的一般步骤、方法与技巧	842
16.2 中文科技文献报道与化工文献检索刊物简要介绍	842
16.2.1 科技文献报道	842

16.2.2 《中国化学化工文摘》	843
16.3 知识产权基础知识与专利文献	843
16.3.1 知识产权	843
16.3.2 专利及专利类型	844
16.3.3 专利文献	844
16.3.4 国际专利分类表 (IPC)	845
16.4 中国专利及其检索	845
16.4.1 概述	845
16.4.2 中国专利文献的编号	846
16.4.3 中国专利文献检索工具	846
16.4.4 中国专利文献检索实例	846
16.5 德温特 (Derwent) 公司出版物 (WPI) 及其检索	847
16.5.1 德温特世界专利索引体系出版物概况	848
16.5.2 德温特文摘类出版物	848
16.5.3 德温特索引周报类出版物	850
16.6 《化学文摘》 (CA)	853
16.6.1 CA 特点	853
16.6.2 CA 的组织与排列	854
16.6.3 CA 索引体系	857
16.6.4 CA 索引的组织及查找	857
16.6.5 CA 索引的查找归纳	864
16.7 《工程索引》 (Ei)	864
16.7.1 Ei 特点	864
16.7.2 出版物载体形式	864
16.7.3 组织与排列	864
16.8 计算机信息检索	866
16.8.1 计算机检索基础	866
16.8.2 计算机情报信息检索的基本方法	866
16.8.3 计算机信息检索系统	867
16.8.4 数据库检索	868
16.9 因特网 (Internet) 资源及其检索	877
16.9.1 概况	877
16.9.2 网上资源查寻基本方法	878
16.9.3 网上免费查寻美国专利与获取专利全文	879
16.10 会议联系方式	880
16.11 商贸联系方式	881
参考文献	885
第 17 章 化学前沿	886
17.1 声化学	886
17.1.1 声物理化学效应	886
17.1.2 声化学体系	886
17.1.3 声化学应用	887
参考文献	898
17.2 微波化学	899
17.2.1 概述	899

17.2.2 低压条件	901
17.2.3 高压条件	903
17.2.4 利用固体的微波介电损失的反应	907
参考文献	914
17.3 等离子体化学	914
17.3.1 概述	914
17.3.2 等离子体化学的应用	916
参考文献	924
17.4 富勒烯	925
17.4.1 概述	925
17.4.2 富勒烯的表征及性质	926
17.4.3 富勒烯的制备	931
17.4.4 富勒烯的分离与精制	932
17.4.5 富勒烯单晶的制备	933
17.4.6 富勒烯薄膜的制备	934
17.4.7 富勒烯的化学性质	936
17.4.8 富勒烯盐	938
17.4.9 富勒烯聚合物	939
17.4.10 富勒烯配合物	940
17.4.11 $C_{n-x}M_x$ 金属杂碳烯	941
17.4.12 水溶性富勒烯的制备	941
17.4.13 富勒烯的应用	942
参考文献	944
17.5 洁净环境中的电化学	945
17.5.1 概述	945
17.5.2 处理污染物的电化学过程	945
17.5.3 气态污染物的电化学转化	947
17.5.4 电化学膜基分离	947
17.5.5 减少环境污染的电化学工业	948
17.5.6 修复被污染的土壤	948
17.5.7 水的电化学消毒	948
17.5.8 洁净的电化学能源	949
17.5.9 电化学传感器	950
参考文献	951
17.6 力化学	952
17.6.1 概述	952
17.6.2 力化学过程理论基础	953
17.6.3 力化学研究领域	954
17.6.4 力化学应用	955
参考文献	956
17.7 微乳液化学	957
17.7.1 概述	957
17.7.2 微乳液的应用	958
参考文献	963
17.8 纸张保存的化学	963

17.8.1 概述	963
17.8.2 纸张受损的主要化学机理	963
17.8.3 保存和恢复纸张的方法	965
参考文献	967
17.9 利用太阳能进行化学反应	967
参考文献	969
17.10 一锅合成法	969
17.10.1 概述	969
17.10.2 应用	969
参考文献	972
17.11 甲烷的电化学转化	972
17.11.1 概述	972
17.11.2 常温和中温下的电化学转化	973
17.11.3 常温下 CH_4 的转化	973
17.11.4 CH_4 的电化学转化	974
参考文献	976
17.12 热化学循环由水制氢	977
17.12.1 概述	977
17.12.2 基本原理	977
17.12.3 循环效率	979
17.12.4 热化学循环示例	979
参考文献	981
17.13 低温固液相变贮能	981
17.13.1 概述	981
17.13.2 低温贮热物质的性能要求	981
17.13.3 低温贮热物质	981
17.13.4 研究低温贮热材料的方法	984
参考文献	985
17.14 贮氢材料	985
17.14.1 概述	985
17.14.2 金属氢化物贮氢原理	985
17.14.3 贮氢材料	987
17.14.4 金属型氢化物的应用	989
参考文献	990
17.15 天然气利用技术	991
17.15.1 概述	991
17.15.2 天然气直接替代石油与煤	991
17.15.3 天然气间接替代技术	992
17.15.4 煤与天然气联合利用系统	993
17.15.5 天然气在工业和民用方面的应用	993
参考文献	994
17.16 二氧化碳在化学合成上的应用	995
17.16.1 概述	995
17.16.2 有机合成	995
17.16.3 合成高分子化合物	998

17.16.4 Carnol 系统	998
17.16.5 其他	999
参考文献	999
17.17 烯烃/链烷烃分离工艺进展	1000
17.17.1 吸收分离法	1000
17.17.2 吸附分离法	1002
17.17.3 萃取蒸馏	1002
17.17.4 膜分离法	1002
参考文献	1003
17.18 CH_4 转化为 CH_3OH 作运输燃料的系统	1003
17.18.1 CH_4 转化为 CH_3OH 作运输燃料的系统	1004
17.18.2 合成 CH_3OH 新技术	1004
17.18.3 CH_3OH 作车用燃料	1006
参考文献	1007
第 18 章 化工前沿	1009
18.1 CO_2 的化工开发	1009
18.1.1 概述	1009
18.1.2 CO_2 的活化	1009
18.1.3 CO_2 与过渡金属配合物的配位与反应	1013
18.1.4 CO_2 的配位催化反应	1017
18.1.5 CO_2 与金属卟啉配位反应	1023
参考文献	1024
18.2 相转移催化	1024
18.2.1 概述	1024
18.2.2 PTC 体系的分类	1025
18.2.3 相转移催化剂	1025
18.2.4 PT 催化剂的选择	1029
18.2.5 影响 PTC 循环的因素	1030
18.2.6 相转移催化剂在合成上的应用	1031
18.2.7 PTC 机理	1037
18.2.8 PTC 反应的模拟	1039
18.2.9 LLPTC 体系的模拟	1041
18.2.10 SLPTC 体系的模拟	1044
18.2.11 不溶性 PTC	1047
18.2.12 PTC 的非典型应用	1052
18.2.13 工业中的 PTC	1052
18.2.14 PTC 反应的工艺发展	1053
参考文献	1055
18.3 超细粉末	1056
18.3.1 概述	1056
18.3.2 特殊效应与物化性质	1056
18.3.3 超细粉末制备技术	1058
18.3.4 超细粉末的应用	1066
18.3.5 超细粉末制备中的两个重要的研究领域	1069
18.3.6 超细粉末制备的单元过程的研究	1070

参考文献	1071
18.4 可降解塑料	1072
18.4.1 概述	1072
18.4.2 光降解塑料	1072
18.4.3 生物降解塑料	1072
18.4.4 降解机理与降解时控性	1077
18.4.5 可降解塑料的应用	1078
参考文献	1079
18.5 超临界流体	1079
18.5.1 概述	1079
18.5.2 超临界流体的相行为	1081
18.5.3 超临界流体萃取	1081
18.5.4 超临界流体沉析	1084
18.5.5 超临界流体的应用	1085
参考文献	1092
18.6 声化工	1093
18.6.1 概述	1093
18.6.2 声化工原理	1093
18.6.3 应用领域	1094
参考文献	1096
18.7 稀土元素的开发与利用	1096
18.7.1 概述	1096
18.7.2 稀土的提取和生产工艺	1097
18.7.3 稀土的特性	1099
18.7.4 稀土的应用	1099
18.7.5 对发展我国稀土工业的几点看法	1100
参考文献	1101
18.8 烃类晶格氧选择氧化	1101
18.8.1 概述	1101
18.8.2 烃类晶格氧选择氧化	1101
18.8.3 晶格氧选择氧化的应用	1102
参考文献	1103
18.9 环境保护涂料	1103
18.9.1 概述	1103
18.9.2 低 VOC 涂料	1104
18.9.3 粉末涂料	1105
18.9.4 液体无溶剂涂料	1107
参考文献	1109
18.10 氯氟烃 (CFC) 的替代物	1110
18.10.1 概述	1110
18.10.2 CFC 替代物的开发	1111
参考文献	1113
18.11 铬盐工业中的绿色技术	1113
18.11.1 概述	1113
18.11.2 铬盐生产绿色工艺	1113

参考文献	1114
18.12 制革工业中的绿色化学技术	1114
18.12.1 概述	1114
18.12.2 制革污染的来源	1114
18.12.3 绿色的制革技术	1115
参考文献	1117
18.13 甲醇催化脱氢制无水甲醛	1117
18.13.1 概述	1117
18.13.2 热力学基础	1118
18.13.3 甲醇脱氢催化剂	1118
参考文献	1119
18.14 共生工程及其在化工上的应用	1120
18.14.1 概述	1120
18.14.2 能量共生工程	1120
18.14.3 能质共生工程	1122
18.14.4 物种共生工程	1122
18.14.5 功能共生工程	1123
18.14.6 共生型化工企业	1123
参考文献	1124
18.15 导电高聚物的合成与应用	1124
18.15.1 概述	1124
18.15.2 导电机制	1124
18.15.3 典型的导电高聚物	1125
18.15.4 应用前景	1125
参考文献	1130
第19章 化工物性数据	1131
19.1 物质的一般性质	1131
19.1.1 气体和液体的膨胀和压缩系数	1131
19.1.2 气体状态方程常数	1133
19.1.3 物质的临界常数	1136
19.1.4 真实气体的逸度系数和压缩因子	1139
19.1.5 扩散系数	1142
19.1.6 物质的热物理性质	1145
19.1.7 介电常数	1155
19.1.8 粘度、偶极矩、折射率、表面张力与温度的关系	1159
19.2 矿物特性	1176
19.3 热化学、热力学和平衡常数数据	1184
19.3.1 热容	1184
19.3.2 纯物质的相变焓(热)	1198
19.3.3 有机物的燃烧焓	1206
19.3.4 物质的溶解焓	1210
19.3.5 物质的生成焓、标准生成自由能和标准熵	1215
19.3.6 物质的热力学性质数据	1225
19.3.7 化学平衡	1237
19.4 溶液与相平衡	1239

19.4.1 物质的平衡蒸气压数据	1239
19.4.2 溶解度数据	1254
19.4.3 熔点、沸点和相转变温度数据	1274
19.4.4 聚合物和溶剂的溶解度参数	1281
19.5 化学动力学	1286
19.5.1 化学反应速率	1286
19.5.2 原子、离子及自由基的反应	1287
19.5.3 均相反应	1291
19.5.4 复相反应	1295
19.5.5 催化反应	1296
19.6 电化学数据	1300
19.6.1 电解质溶液	1300
19.6.2 可逆电池的电动势	1307
19.7 表面性质与胶体数据	1316
19.7.1 界面张力测定与计算方法	1316
19.7.2 表面性质	1318
19.7.3 胶体性质	1331
19.8 其他数据表	1332
参考文献	1338
附录	1339
参考文献	1354

第 1 章 化工单元过程

1.1 流体流动

在很多加工过程的单元操作中，流体的流动和流体的性质都是很重要的。气体、液体和蒸汽都有流体的性质，并且都服从很多相同的定律。

如果流体受压力变化的影响很小，则称之为不可压缩流体。大多数液体是不可压缩的。气体是可压缩的流体。但是当气体的温度和压力变化的百分比很小时，它的密度变化很小，可按不可压缩流体处理。

1.1.1 流动过程衡算

1.1.1.1 连续性方程

流体在管内连续、定常流动时，满足质量守恒定律：

$$\rho_1 u_1 A_1 = \rho_2 u_2 A_2 \quad (1.1)$$

式中 A_1 、 A_2 为管段两段的横截面积， m^2 ； u_1 、 u_2 为管段两段的平均速度， m/s ； ρ_1 、 ρ_2 为管段两段的流体密度， kg/m^3 ；

式 (1.1) 称为流体在管内稳定流动时的连续性方程。

对不可压缩流体在管内流动， ρ 为常数，则：

$$u_1 d_1^2 = u_2 d_2^2 \quad (1.2)$$

1.1.1.2 机械能衡算

对连续稳定流动系统可建立机械能衡算式：

$$g\Delta z + \frac{\Delta u^2}{2} + \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{\rho} = w_e - \sum w_f \quad (1.3)$$

式中 w_e 为单位质量流体流经泵等获得的机械能， J/kg ； w_f 为单位质量流体由截面 1 至截面 2 的能量损失， J/kg 。

式 (1.3) 用于不可压缩流体时即为柏努利方程。在不同状况下，柏努利方程有几种表达式，见表 1.1。

表 1.1 柏努利方程的表达式

状 况	表 达 式	单 位	说 明
实际流体	$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + w_e = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum w_f$	J/kg	以单位质量流体衡算
	$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H_e = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \sum h_f$	J/N 或 m	以单位质量流体衡算
	$gz_2\rho_1 + p_1 + \frac{\rho_1 u_1^2}{2} + w_e\rho_1 = gz_2\rho_2 + p_2 + \frac{\rho_2 u_2^2}{2} + \rho_2 \sum w_f$	N/m^2	以单位体积流体衡算
理想流体	$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2}$	J/kg	无外功加入
静止流体	$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho}$	J/kg	静力学基本方程

1.1.1.3 动量守恒

在流动系统中动量守恒原理一般表达为：作用于控制体上所有外力的总和等于流体通过控制体的动量变化率。

假定截面上的建度为均匀分布，动量方程可写成为：

$$\begin{aligned} \sum F_x &= W(u_{2x} - u_{1x}) \\ \sum F_y &= W(u_{2y} - u_{1y}) \\ \sum F_z &= W(u_{2z} - u_{1z}) \end{aligned} \quad (1.4)$$

式中 W 为流体的质量流量， kg/s ； $\sum F_x$ 、 $\sum F_y$ 、 $\sum F_z$ 为作用于控制体上的外力之和在三个坐标轴上的分量。

1.1.2 阻力计算

流体的管路阻力(或称压力降)一般指直管阻力和局部阻力。直管阻力系流体在管内流动时由内摩擦引起的压力降;局部阻力则是流体流过管路中的弯头、三通、阀门等管件处的压力降。

1.1.2.1 直管阻力

流体沿直管流动时的阻力损失 w_f 按下式计算:

$$w_f = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2} \quad (\text{J/kg}) \quad (1.5)$$

或

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2g} \quad (\text{J/N 或 m}) \quad (1.6)$$

式中 l 、 d 分别为管长和管径, m; u 为管内平均流速, m/s; λ 为摩擦因数, 无因次, $\lambda = 4f$ (f 为范宁因子)。

摩擦因数 λ 与 Re 数和管壁相对粗糙度 ϵ/d 有关, 可由 Moody 图求出, 也可以按表 1.2 所列公式计算。

表 1.2 λ 的计算式

区 域	计 算 式	适用 范围
层流区	$\lambda = \frac{64}{Re}$	$Re < 2000$
水力光滑管区	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2\lg(Re \sqrt{\lambda}) - 0.8$ $\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$	$\epsilon/d < 15/Re$ $3 \times 10^3 < Re < 4 \times 10^6$ $3 \times 10^3 < Re < 10^5$
阻力平方区	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 - 2\lg\left(\frac{2\epsilon}{d}\right)$	$\epsilon/d \geq 560/Re$
过渡区	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 - 2\lg\left(\frac{2\epsilon}{d} + \frac{18.7}{Re \sqrt{\lambda}}\right)$	$\frac{15}{Re} \leq \frac{\epsilon}{d} \leq \frac{560}{Re}$

非圆管的阻力损失也可按上述公式计算, 式中的圆管直径应以当量直径 d_e 代替。当量直径的定义式:

$$d_e = \frac{4 \times \text{管道截面积}}{\text{润湿周边长}} = \frac{4A}{\pi} \quad (1.7)$$

化工上常用管道的绝对粗糙度 ϵ 示于表 1.3。

表 1.3 某些工业管道的绝对粗糙度

管 道 类 别		ϵ , mm	管 道 类 别		ϵ , mm
金 属 管	无缝黄铜管、钢管及铅管	0.01~0.05	非 金 属 管	玻璃管	0.0015~0.01
	新的无缝钢管、镀锌铁管	0.1~0.2		橡皮软管	0.01~0.03
	新的铸铁管	0.3		木管道	0.25~1.25
	轻度腐蚀无缝钢管	0.2~0.3		陶土排水管	0.45~6.0
	显著腐蚀无缝钢管	0.5 以上		很好整平的水泥管	0.33
	旧的铸铁管	0.85 以上		石棉水泥管	0.03~0.8

1.1.2.2 局部阻力

管路的局部阻力是各个管件的局部阻力之和。每一管件的局部阻力可用阻力系数法或当量长度法计算。即:

$$w_f = \xi \frac{u^2}{2} \quad (1.8)$$

或

$$w_f = \lambda \frac{L_e}{d} \cdot \frac{u^2}{2} \quad (1.9)$$

式中 ξ 、 L_e 各自为管件的阻力系数和当量长度。

常用管件的 ξ 值和 L_e 值见表 1.4。

阻力系数法和当量长度法计算所得结果往往不一致, 它们都是近似估计值。实际应用时, 长距离输送以直管阻力为主, 车间管路则往往以局部阻力为主。

1.1.3 管路计算

管路按其配置情况分为简单管路和复杂管路。管路计算按其工程目的分为设计计算和操作计算两大类。

表 1.4 管件、阀门的阻力系数与当量长度 (管内湍流)

名 称	阻力系数 ξ	当量长度 L_e/d	名 称	阻力系数 ξ	当量长度 L_e/d
弯头 45°	0.35	17	标准截止阀		
弯头 90°	0.75	35	全开	6.0	300
三通	1	50	半开	9.5	475
同弯头	1.5	75	角阀, 全开	2.0	100
管接头	0.04	2	止逆阀		
活接头	0.04	2	球式	70.0	3500
闸阀			摇板式	2.0	100
全开	0.17	9	水表, 盘式	7.0	350
半开	4.5	225			

1.1.3.1 简单管路

简单管路是由相同管径或若干根异径管串联而成, 流体只有一个流向。简单管路的特点是:

- ① 流体通过各管段的流体流量不变;
- ② 整个管路的压力降等于各管段直管阻力与局部阻力之和。

1.1.3.2 复杂管路

复杂管路有两种形式, 即并联管路和串联管路。

对不可压缩流体, 并联管路有如下特点:

$$V = V_1 + V_2 + V_3 \quad (1.10)$$

$$h_{01} = h_{02} = h_{03} = h_1 \quad (1.11)$$

各支管的流量分配服从下式:

$$V_1 : V_2 : V_3 = \sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 L_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2 L_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{\lambda_3 L_3}} \quad (1.12)$$

对不可压缩流体, 分支管路有如下特点:

$$V = V_1 + V_2 \quad (1.13)$$

$$\frac{p_0}{\rho} + gz_0 + \frac{u_0^2}{2} = \frac{p_1}{\rho} + gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \sum h_{0 \rightarrow 1} = \frac{p_2}{\rho} + gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \sum h_{0 \rightarrow 2} \quad (1.14)$$

由上述关系式可确定分支管路流量分配。

1.1.4 可压缩流体输送

气体有较大的压缩性, 其密度随压力而变。气体在水平管内作等温流动时, 按下式计算压降:

$$p_1^2 - p_2^2 = \lambda \frac{L G^2 R T}{d M} \left(1 + \frac{2d}{\lambda L} \ln \frac{p_1}{p_2} \right) \quad (1.15)$$

在管道很长、压降不是很大时上式中第二项可略。此时上式变为:

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho_m} = \lambda \frac{L}{d} \left(\frac{G}{\rho_m} \right)^2 \times \frac{1}{2} \quad (1.16)$$

式中 ρ_m 为平均压力 $(p_1 + p_2)/2$ 下的密度。

在通常管路中, 流动更接近于绝热条件, 相应关系式为:

$$\frac{G^2}{k} \ln \frac{p_1}{p_2} + \frac{k}{k+1} \left(\frac{p_1}{v_1} \right) \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k+1}{k}} - 1 \right] + \lambda \frac{L}{2d} G^2 = 0 \quad (1.17)$$

在此过程中 $p v^k = \text{常数}$, k 为多变指数, $1 < k < \gamma$ ($\gamma = c_p/c_v$, 约为 1.2~1.4)。

1.1.5 非牛顿型流体流动

1.1.5.1 非牛顿型流体的类型

不遵循牛顿粘性定律的流体是非牛顿型流体。这类流体的剪应力与剪切率的关系为非直线或不经过原点的直线。非牛顿型流体可分为广义牛顿流体、依时性流体和粘弹性流体三类。

广义牛顿流体有假塑性流体、胀塑性流体、宾汉塑性流体等, 其流变行为与流体受剪切的时间无关。假塑性流体和胀塑性流体的流变行为可表达为幂律关系:

$$\tau = K \dot{\gamma}^n \quad (1.18)$$

式中 K 是稠度系数, $\text{Pa} \cdot \text{s}^n$; n 是流动行为指数, 无量纲。 $n < 1$, 假塑性流体; $n > 1$, 胀塑性流体。

宾汉塑性流体与牛顿流体的差别是其剪应力和剪切率的关系是不通过原点的直线, 为使流体开始流动需要一定大小的屈服剪应力。

依时性流体(触变流体和 Rheopectic 流体)在一定的剪切率下, 剪应力随剪切持续时间的延续而降低或增大。

粘弹性流体具有恢复在流动过程中产生的变形的弹性, 它们同时表现出粘性和弹性。在剪应力撤除后, 一部分形变会复原。

1.1.5.2 广义牛顿流体的层流流动

(1) 流动性质

对于遵循幂律式的流体, 其 $d\Delta p/4L$ 对 $8u/d$ 的关系为:

$$\frac{d\Delta p}{4L} = K' \left(\frac{8u}{d} \right)^{n'} \quad (1.19)$$

$d\Delta p/4L$ 是壁面处的剪应力, $8u/d$ 正比于壁面处的剪切速率。 K' 和 n' 是毛细管法确定的流动特性。大多数流体的 K' 和 n' 在很大的 $8u/d$ 或 $d\Delta p/4L$ 范围内均为常数。

(2) 管内流动方程式

非牛顿型流体在圆管中层流流动时摩擦损失的压降 Δp , 按式 (1.19) 求解。另一个方法是用牛顿型流体的范宁摩擦系数法计算压降, 但是, 要使用广义雷诺数。

广义雷诺数的定义为:

$$Re_{gen} = \frac{d^{n'} u^{2-n'} \rho}{K' 8^{n'-1}} \quad (1.20)$$

1.1.5.3 湍流流动和通用摩擦系数法

非牛顿型流体在光滑圆管中的湍流的理论方程用图 1.1 表示, 图中范宁摩擦系数对广义雷诺数作图。对聚合物溶液及悬浮体在 n' 为 0.36~1.0, $Re_{gen} = 2900 \sim 3600$ 范围内与实验很好相符。

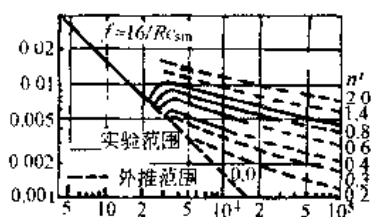


图 1.1 时间无关型非牛顿和牛顿型流体在光滑管中流动的范宁摩擦系数 f 与广义雷诺数 Re_{gen} 的关系图

对于不同 n' 值的曲线, 从层流转变为过渡流的雷诺数是不同的。当 $n' = 1.0$ (牛顿型流体), 过渡区从 $Re_{gen} = 2100$ 开始。由于许多幂律流体具有较高的表观粘度, 因此经常处于层流状态, 此时, 光滑管的关系也适用于粗糙管。

1.1.6 液体输送机械

1.1.6.1 系的分类

泵的种类很多, 按工作原理可分为三大类: 叶片式泵、容积式泵和流体动力式泵。

叶片式泵 利用高速旋转的叶轮, 通过叶片对液体做功来输送液体。这类泵有离心泵、旋涡泵、混流泵和轴流泵等。

容积式泵 利用工作室容积的周期性变化来增加液体的能量, 使液体得以吸入并压出。这类泵有活塞泵、柱塞泵、隔膜泵、齿轮泵、螺杆泵、转子泵和滑板泵等。

流体动力式泵 利用工作介质的动力来输送液体。这类泵有喷射泵和水锤泵等。

1.1.6.2 各类系的比较与选择

由于化工生产的特殊性, 因此在选用泵时要充分考虑介质的物理、化学性质和操作条件以及工艺要求, 如介质的粘度、挥发度、pH 值、温度、是否有毒、是否易燃以及是否含有固体颗粒等。只有在确信泵的类型及材料选择符合化工生产的特殊要求后, 才能进行基本参数的确定。

化工装置中用得较多的是离心泵、容积泵和旋涡泵。

在选择泵时应首先考虑采用离心泵, 因为其结构简单、操作调节方便、价格相对较低, 但其他种类泵所具有的特殊性能在满足生产上特殊要求时仍有其独到之处, 在一定场合还是需要采用的。离心泵、往复泵和旋涡泵的大致使用范围如图 1.2 所示。它们对输送任务适应性方面的比较与区别如表 1.5 所示。

1.1.6.3 离心泵

离心泵有单吸、双吸、单级、多级、卧式、立式及高

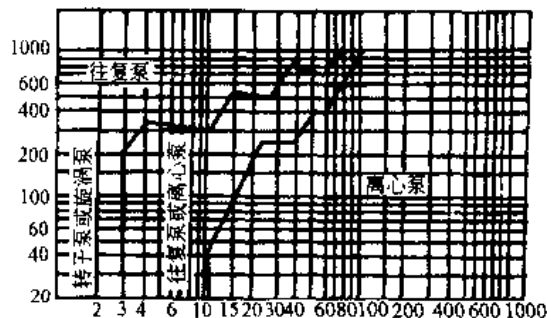


图 1.2 各类泵的适用范围

速离心泵等。目前高速离心泵的转速已达24700r/min,单级扬程达1700m。我国单吸泵的流量为5.5~300m³/h,双吸泵的流量为120~20000m³/h。

表 1.5 泵的特性比较

类 型		离 心 泵	往 复 泵	旋 转 泵
泵 的 性 能	出口压力	小	大	大
	流量	大	较小	小
	功率	随流量增加而增加	随压头增加而增加	随压头增加而增加
	效率	0.6~0.8,最高达0.9	0.7~0.9	0.6~0.9
	转速	高	低	中
特 性	出口流体	连续	脉冲	连续
	流量	随压头变	恒定	恒定
	调节	出口阀	旁路调节	旁路调节
性 能 变 化	Q	正比于 n(转速)	n	N
	H	正比于 n ²	—	—
	N	正比于 n ³	n	n
使 用 方 法	启动时出口阀	关	开	开
	预先灌水	要	不要	不要
	噪声	大	小	中
	维修	易	中	难
用 途	出口压力	低压~高压	高压	中压
	粘稠液体	不适用	低速适用	适用
	淤浆液	适用	可	不适用

(1) 特性曲线

离心泵的扬程 H 、效率 η 、轴功率 N 均与输液量 Q 有关,其间关系可列表或用泵的特性曲线表示,其中尤以扬程和流量的关系最为重要。

在任意给定的转速下离心泵只能沿 $H \sim Q$ 曲线操作,不可能偏离该曲线。随流量增大,扬程减小。改变离心泵转速和叶轮直径,特性曲线改变。

对低粘 [$< (5 \times 10^{-2}) \text{ Pa} \cdot \text{s}$] 物系,粘度对扬程没有影响,粘度较大时需加以修正。密度对 $H \sim Q$ 曲线也无影响,但选择电动机功率时一定要考虑密度对其的影响。

(2) 离心泵的工作点

离心泵的工作点为离心泵的特性曲线和管路特性曲线的交点。一般正常运行时泵的工作点应落在泵特性曲线的高效区。

离心泵最简单的流量调节方法是在离心泵出口管路上安装调节阀。改变阀门的开度即改变管路特性曲线,使工作点发生改变。另一类调节方法是改变泵的特性曲线,如改变转速、切削叶轮等。

(3) 安装高度

泵装置的流量、扬程满足之后,能否有效地工作,还必须校核吸入性能是否可靠。

为了避免气蚀现象发生,泵的安装高度必须合理确定。最大允许安装高度 H_g 可由下式计算:

$$H_g = \frac{p_a - p_v}{\rho g} - \sum h_{fs} - \Delta h \quad (1.21)$$

式中 p_a 为当地大气压; p_v 为操作温度下液体饱和蒸汽压; $\sum h_{fs}$ 为吸入管路压头损失; Δh 为泵样本提供的允许气蚀余量。

也可以由泵样本所列允许吸上真空高度 H_s 计算安装高度 H_g 。通常先将 H_s 换算成 Δh :

$$\Delta h = 10 - H_s \quad (1.22)$$

再由 (1.21) 式计算。

(4) 离心泵的类型与选用

离心泵的种类很多,化工生产中常用的离心泵有清水泵、耐腐蚀泵、油泵、液下泵、屏蔽泵、杂质泵、管道泵和低温泵等。

选用离心泵时原则上分两步进行:

- ① 根据被输送液体的性质和操作条件,确定泵的类型;
- ② 根据管路对流量和压头的要求确定泵的型号。

1.1.6.4 容积式泵

容积式泵有往复式和旋转式两类。往复泵和旋转泵可以用在压力很高的场合。

容积式泵在转速恒定时, 输送流体的流量也是恒定的, 其流量与管路特性无关。所产生的压头取决于原动机功率和泵的部件的机械强度。

通常容积式泵的总效率高于离心泵的总效率, 因为其内部损失小, 但其流量调节不灵活, 一般采用旁路调节和改变转速调节。

1.1.7 气体输送机械

气体输送机械和压缩机械往往按其出口压力(终压)和压缩比的大小, 分为四类:

① 通风机, 终压一般不大于 15kPa (1500mmH₂O) (表压), 压缩比为 1~1.15;

② 鼓风机, 终压为 1.5~30Pa (0.15~3kgf/m²) (表压), 压缩比<3;

③ 压缩机, 终压>30Pa (3kgf/m²) (表压), 压缩比>3;

④ 真空泵, 终压为当地当时的大气压, 压缩比则根据所造成的真空度而定。

若按其操作原理分为三类: 容积式、速度式和流体作用式。

1.1.7.1 通风机

常用的通风机有轴流式和离心式两类。

轴流式风机的结构与轴流泵类似, 有圆盘式和螺旋桨式两种。轴流式通风机排风量大, 但所产生的风压小, 一般只用来通风换气, 而不用来输送气体。化工生产中, 在空冷器和冷却水塔的通风方面, 轴流式通风机的应用还是很广的。

离心式通风机的工作原理与离心泵类似, 其构造与离心泵也大同小异。为适应输送量和压头高的要求, 通风机叶轮直径一般比较大。通风机的叶片形状有直叶、前弯叶片、后弯叶片三种。

气体通过通风机获得能量, 以全风压表示。全风压由静风压 ($p_2 - p_1$) 和动风压 $\rho u^2/2$ 构成。

离心通风机的特性曲线类似于离心泵的特性曲线。离心通风机的性能随温度、转速和气体的密度的变化而改变。通风机的性能数据是基于特定条件 [101.325kPa (760mmHg)、20℃ 空气] 测定的, 选型时全风压必须加以校正。

1.1.7.2 鼓风机和压缩机

鼓风机常用的有罗茨鼓风机和离心鼓风机。前者属于容积型, 其风量与转速成正比, 而与出口压力无关。风量一般为 2~500m³/min, 出口压力不超过 80kPa。后者属于离心式, 由于单级不可能产生很高的风压 (一般不超过 50kPa), 故压头较高的离心鼓风机都是多级的。因其风压不高, 压缩比不大, 不需要冷却装置, 各级叶轮尺寸基本相等。

压缩机中以往复式压缩机用的最多, 其基本结构和工作原理与往复泵相似。压缩机的工作循环包括膨胀、吸入、压缩和排出四个阶段。压缩过程可分为等温、绝热和多变三种情况。等温过程功耗最小, 绝热压缩功耗最大, 多变压缩介于两者之间。实际过程多为多变压缩, 则压缩后气体的温度和一个循环所耗功分别为:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (1.23)$$

$$W = p_1 V_c \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (1.24)$$

式中 k 为多变指数, V_c 为吸入容积。

p_2/p_1 为压缩比, 随压缩比增高, T_2 和 W 增大。生产过程中压缩比一般限制在 4 左右, 若压缩比超过 8 应采用多级压缩。

1.1.7.3 真空泵

利用机械、物理、化学或物理化学方法对容器进行抽气, 以获得真空的机械或器械, 都称为真空泵。真空泵常用型式有水环真空泵、往复式真空泵和喷射式真空泵等。

真空泵的主要性能参数如下。

① 抽气速率 (简称抽速): 对于给定气体, 在一定温度、压力下, 单位时间内从泵吸气口平面处抽除的气体容积, 单位 L/s。

② 抽气量: 对于给定气体, 在一定温度下, 单位时间内从泵吸气口平面处抽除的气体量, 单位为 Pa·L/s。

③ 极限真空：真空泵在给定条件下，经充分抽气后所达到的稳定的最低压力。

④ 最大反压力：需要前级真空的真空泵，在一定的负荷下运转时，其反压力升高到某一定值时，则泵失去正常的抽气能力，该压力称为最大反压力。

⑤ 起动压力：真空泵能够开始启动工作的压力。

往复真空泵的构造和作用原理与往复压缩机的基本相同。它适用于化工厂中的真空蒸馏、蒸发、结晶、干燥和过滤等过程中抽除气体。往复真空泵属于干式真空泵。若其抽吸气体中含有大量蒸汽，则必须将可凝性气体通过冷凝方法除去之后再进入泵内。

水环真空泵属于湿式真空泵，最高真空度可达85%。这种真空泵结构简单紧凑，没有活门，经久耐用。运转时必须不断向泵内补充水，以维持泵内的水环，也为了冷却泵体。

目前水环真空泵的最大气量为 $300\text{m}^3/\text{min}$ ；单吸泵的极限真空可达 4kPa (30mmHg)，两级泵达 2kPa (15mmHg)，与喷射器串联的达到 $0.26\sim 0.66\text{kPa}$ ($2\sim 5\text{mmHg}$)。

喷射泵属于流体作用式机械，它的特点是构造简单、紧凑，没有运动部件，但效率很低，蒸汽消耗大，因此，一般不用作输送气体用，在用于产生较高的真空时，却比较经济。故在化工生产中，喷射泵最常用于抽真空。

喷射泵的工作流体可以是蒸汽（称蒸汽喷射泵），也可以用水（称水喷射泵）或其他流体。单级蒸汽喷射泵可以产生 13.332kPa (100mmHg)（绝）的低压。若要得到更高的真空，可以采用多级喷射泵。当采用5级喷射泵时，绝对压力可以低至 6.666Pa (0.05mmHg)。

1.2 搅拌与混合

搅拌与混合在化学工业和其他许多加工工业中都有广泛的应用，其操作的目的大致有：①互溶液体的混合；②不互溶液体的分散与接触；③气体在液体中分散；④强化液体和传热面之间的传热；⑤固体颗粒在液体中悬浮或分散以产生均一性、强化传质或引发化学反应；⑥减小颗粒团聚尺寸等。

搅拌装置由搅拌釜、搅拌器和若干附件组成。工业上常用的搅拌釜是一个圆筒形容器，其底部侧壁的结合处以圆角过渡，以消除流动不易达到的死角。搅拌器由电机直接传动或通过减速装置传动。根据工艺的要求，釜外可加夹套，并通以蒸汽、冷却水等介质。

1.2.1 搅拌器类型与选型

搅拌器的具体结构形式很多，图1.3给出几种常用的结构形式。这些搅拌器基本上可以归纳为三种类型：推进式、涡轮式和桨式。

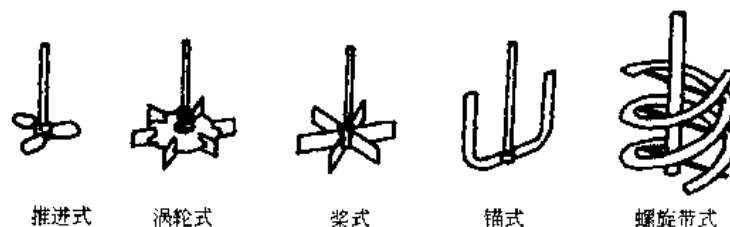


图 1.3 搅拌器类型

影响搅拌设备选择的主要因素有工艺要求、工艺流体的流动特性、设备费用以及结构材料等。所选设备应当满足所有工艺要求且总费用最低。总费用包括设备折旧费和操作费，最佳化通常基于相似的混合操作。工艺要求一般可以与相似操作一致，但是有时还得经试验以确定满意的设计并找到最小转速和功率。由于介质的粘度对搅拌有很大的影响，因此在搅拌器选型时要特别重视介质粘度这个因素。其选型条件见表1.6。

表 1.6 搅拌器型式适用条件

搅拌器型式	流动状态			搅 拌 目 的								釜容积范围 m^3	转速范围 r/min	最高 粘度 $\text{Pa}\cdot\text{s}$
	对流 循环	湍流 扩散	剪切 流	低粘液 体混合	高粘液 体传热	分散	溶解	固体 悬浮	液相 反应	结晶	传热			
推进式	○	○		○		○	○	○	○	○	○	<1000	100~500	50
平直叶涡轮式	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	○	1~100	10~300	50
折叶涡轮式	○	○		○		○	○	○	○	○	○	<1000	10~300	50
平直叶桨式	○	○	○	○	○		○	○	○	○	○	1~200	10~300	2

续表

搅拌器型式	流动状态			搅拌目的							釜容积范围 m ³	转速范围 r/min	最高 粘度 Pa·s
	对流 循环	湍流 扩散	剪切 流	低粘度 体混合	高粘度 体传热	分散	溶解	固体 悬浮	液相 反应	结晶 传热			
锚式	○				○		○				1~100	1~100	100
螺杆式	○				○		○				1~50	0.5~50	100
螺带式	○				○		○				1~50	0.5~50	100
布尔马金式	○	○	○	○	○		○		○	○	1~100	10~300	50

注：○表示适用，空白为不适用或未定。

1.2.2 搅拌过程的特征量

1.2.2.1 桨叶雷诺数

搅拌釜内湍流程度由桨叶雷诺数关联：

$$Re_M = d^2 n \rho / \mu \quad (1.25)$$

式中 n 为转速，r/s； d 为桨叶直径，m； ρ 为液体密度，kg/m³； μ 为粘度，Pa·s。

当 $Re_M > 10000$ 时釜内的流动为湍流，在 $Re_M = 10 \sim 10000$ 是过渡区，在桨叶区湍流，而在远离桨叶区为层流，当 $Re_M < 10$ 时流动为层流。

不仅流动类型与桨叶雷诺数有关，而且诸如混合时间、桨叶排液量、桨叶功率以及传热和传质系数等操作性能特征都能与 Re 数相关联。

1.2.2.2 搅拌功率

搅拌功率与流体密度、粘度、转速、桨叶直径等有关：

$$P = N_p n^3 d^5 \rho \quad (1.26)$$

式中 P 为搅拌功率，W； N_p 为功率准数。

N_p 仅与雷诺数有关，可由图 1.4 查得。

图 1.4 所示的功率曲线只适用于几何相似的搅拌装置，其误差约为 20%。也适用于雷诺数小于 300 时无挡板搅拌器的功率计算，若雷诺数较大（如 10^4 ），误差可达 20%。

对于非牛顿型流体功率消耗亦可由上图的曲线计算，其中粘度应由粘度-剪切率曲线确定。剪切率按下述方法计算：

$$\text{对胀流性流体} \quad \gamma = 13n(d/D)^{0.5} \quad (1.27)$$

$$\text{对假塑性和宾汉流体} \quad \gamma = 10n \quad (1.28)$$

式中 γ 为平均剪切率，s⁻¹； d 为桨叶直径，m； D 为搅拌釜直径，m； n 为转速，s⁻¹。

1.2.2.3 循环流量和输出流量

循环流量 Q_C (m³/s) 与混合时间密切相关，而与循环时间 T_C (s) 关系如下：

$$Q_C = V / T_C \quad (1.29)$$

其中， V 为釜内流体体积。无因次循环流量数 N_{qc} 定义如下：

$$N_{qc} = Q_C / nd^3 \quad (1.30)$$

另一方面，从搅拌桨顶端输出的流量 Q_d (m³/s) 是

引起循环流的重要因素。其无因次数与输出流量的关系定义如下：

$$N_{qd} = Q_d / nd^3 \quad (1.31)$$

在湍流条件下， N_{qd} 与 N_{qc} 之间大致有以下关系：

$$N_{qc} = N_{qd} [1 + 0.16(D/d)^2 - 0.16] \quad (1.32)$$

而功率准数 N_p 与 N_{qd} 之间大致有下列关系：

$$N_{qd} = 0.16(rnb/D)^{1/3} \sqrt{(DH/d) N_p / 1.2} \quad (1.33)$$

其中， H 为搅拌器对单位重量流体所做的功； r 可用下式近似计算：

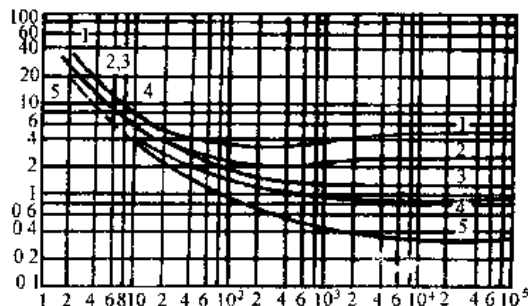


图 1.4 搅拌器功率曲线

- 1—六平叶涡轮搅拌器， $d/D=5$ ， $D/B=12$ ；
2—六平叶开式涡轮搅拌器， $d/D=8$ ， $D/B=12$ ；
3—六折叶开式涡轮搅拌器， $d/D=8$ ， $D/B=12$ ；
4—螺旋桨搅拌器，间距 $2d$ ， $D/B=100$ ；
5—螺旋桨搅拌器，间距 d ， $D/B=100$
 B ：叶片的厚度

$$r = 0.53 (d/D)^{0.73} \quad (1.34)$$

1.2.2.4 混合时间

混合时间 θ_m (s) 是达到规定的混匀标准时所需时间。混合时间的无因次关系式如下:

$$\frac{1}{n\theta_m} = 0.092[(d/D)^3 N_{qd} + 0.21(d/D) \cdot (N_p/N_{qd})^{1/2}] [1 - e^{-13(d/D)^2}] \quad (1.35)$$

式中 右边第一项为循环流量的混合作用, 第二项为湍流的混合作用。

高粘度液体的混合特性, 当层流时, 也包含各种高粘度用搅拌器的特性。层流区的混合时间基准值可由下式计算:

$$\frac{1}{n\theta_m} = (9.8 \times 10^{-5})(d^3/D^3 H)(N_p \cdot Re) \quad (1.36)$$

1.2.3 搅拌器的放大

由于搅拌问题的复杂性, 很难建立搅拌效果与搅拌器几何尺寸及转速之间的定量关系, 以供设计之用。因此只能通过模型试验来解决放大问题。

选择若干种不同类型的小型搅拌装置, 在其中加入与实际生产相同的物料并改变搅拌器的转速进行试验, 从中确定能满足混合效果的搅拌器。

确定了搅拌器类型后, 将选中的小型搅拌装置按一定准则放大为几何相似的生产装置, 即确定其尺寸、转速和功率。所用放大准则应能保证在放大时混合效果保持不变。对于不同的搅拌目的和搅拌过程, 有以下一些放大准则可供选择:

$$n_1 d_1^2 = n_2 d_2^2 \quad (\text{雷诺数相等}) \quad (1.37)$$

$$n_1 d_1^2 = n_2 d_2^2 \quad (\text{韦伯数相等, 即单位体积能耗相等}) \quad (1.38)$$

$$n_1 d_1 = n_2 d_2 \quad (\text{叶片端部切向速度相等}) \quad (1.39)$$

$$d_1/n_1 = d_2/n_2 \quad (\text{流量压头之比相等}) \quad (1.40)$$

至于具体的搅拌过程究竟哪一个放大准则较适用, 需通过逐级放大试验来确定。

逐级放大步骤为: 在几个 (一般为三个) 几何相似大小不同的小型或中型试验装置中, 改变搅拌转速进行试验, 以获得同样满意的混合效果。然后根据上述放大准则判定哪一个较适用, 并据此放大准则外推求出大型搅拌器的尺寸和转速。

大型搅拌器的功率可根据小型试验装置的功率曲线来确定。

1.2.4 其他物系的搅拌

1.2.4.1 气液系的搅拌

(1) 通入气体时搅拌所需的功率

由于气泡的存在, 引起液体表观粘度下降, 放通入气体时搅拌所需功率 P_g (W) 比不通入气体时搅拌所需功率 P_0 (W) 为低。下降幅度与无因次通气量 $N_A = Q_g/nd^3$ 有关。

Hughmark 提出以下关联式:

$$\frac{P_g}{D} = 0.1 \left(\frac{nV_L}{Q_g} \right)^{0.25} \left(\frac{n^2 d^4}{gbv_L^{2/3}} \right)^{-0.2} \quad (1.41)$$

式中 P_g 为通气时搅拌功率, $\text{kg} \cdot \text{m}/\text{s}$; Q_g 为通气量, m^3/s ; n 、 d 、 b 为叶轮转数 (r/s)、直径 (m) 和高度 (m); V_L 为槽内液体体积, m^3 ; D 为槽径, m。

(2) 通入气体时的体积传质系数

通入气体时, 在由叶轮或桨叶作气液搅拌时, 体积传质系数 K_{La} 的通用关系式如下:

$$K_{La} = (2.6 \times 10^{-2})(P_v^{0.4} v_s^{0.5}) \quad (\text{凝并体系}) \quad (1.42a)$$

$$K_{La} = (2.0 \times 10^{-3})(P_v^{0.7} v_s^{0.5}) \quad (\text{非凝并体系}) \quad (1.42b)$$

式中 P_v 为单位容积搅拌所需功率, W/m^3 ; v_s 为气流空塔速度。

上两式适用范围为: $0.002 < v_s < 2.6 \text{ m/s}$, $500 < P_v < 10000 \text{ W}/\text{m}^3$, 其误差为 20% ~ 40%。

1.2.4.2 固液系的搅拌

(1) 固液系搅拌功率

在安装挡板的搅拌釜中进行固液系搅拌, 当固体颗粒浓度不大时, 表观密度可由均相液体搅拌的功率来计算, 式中物理量用平均值代替。平均值求法如下。

悬浮液平均密度:

$$\rho_m = \varphi \rho_s + (1 - \varphi) \rho_l \quad (1.43)$$

式中 ρ_s 及 ρ_l 分别为固体颗粒密度及液体密度, φ 为固体颗粒的容积分率。

悬浮液平均粘度:

$$\mu_m = \mu_l \cdot \left(\frac{1 - X_v}{X_{vb}} \right)^{-1.8} \quad (1.44)$$

式中 μ_l 为液体粘度, Pa·s; X_v 为固液相体积比; X_{vb} 为沉降后沉积层中固液相体积比。

(2) 固液搅拌时颗粒悬浮的临界速度

在固液系搅拌中, 需要预测为使固体颗粒完全悬浮的最小转速 n_c , n_c 有如下计算公式:

$$n_c = 0.9 D^{-2/3} d_p^{1/3} \left(\frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu}{\rho_l} \right)^{-1/9} \left(\frac{V_p'}{V_p} \right)^{0.7} \quad (1.45)$$

式中 n_c 为临界转速, D 为釜径, d_p 为粒径, $(\rho_s - \rho_l)$ 为固体颗粒与液体密度差; V_p' 、 V_p 分别为颗粒表观比容积及真比容积。上式的适用范围限于 $\rho_m/\rho_l < 1.09$ 。

1.2.4.3 液液分散相的搅拌

(1) 液液搅拌时所需功率

当搅拌釜内分散相的持液量很大时, 使连续相充分分散搅拌所需功率, 可按均相系搅拌所需功率的计算法求出, 由下式计算平均密度 ρ_m 与表观粘度 μ_a :

$$\rho_m = \varphi \rho_d + (1 - \varphi) \rho_c \quad (1.46)$$

$$\mu_a = \mu_c [1 - 1.5 \varphi \mu_d / (\mu_d + \mu_c)] / (1 - \varphi) \quad (1.47)$$

其中, 下标 d 及 c 分别代表分散相与连续相, φ 为分散相体积分率。

(2) Sauter 平均液滴直径

Sauter 平均液滴直径 (表面积平均直径) d_{32} 在计算液液系的接触表面积时是重要的。当分散相的液体量很大时, 液滴直径分布成分散支配状态, d_{32} 大致可按下式计算:

$$d_{32}/d = 0.053 (We)^{0.6} \quad (1.48)$$

其中, $We = n^2 d^3 \rho_c / \sigma$, We 为韦伯 (Weber) 数; σ 为两液相间的表面张力, N/m。

1.2.4.4 固体混合

固体混合即为将两种或两种以上性质不同的粉粒体混合为均一混合物的操作。

混合度是显示混合程度的指标, 通常由混合釜采集的多个样品的分布的 σ^2 或标准偏差值 σ 表示:

$$\sigma^2 = \left[\sum_{i=1}^N (x_i - \bar{x})^2 \right] / N \quad (1.49)$$

其中, N 为总样品数, x_i 为第 i 个样品中的目标成分浓度分率, \bar{x} 为目标成分平均浓度分率 (投入浓度分率) 即:

$$\bar{x} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N x_i \quad (1.50)$$

混合速度是混合度的指标之一。通常把分散值或标准偏差值的时间变化比例作为混合速度。在混合初期, 标准偏差值随时间变化满足下式:

$$\frac{d\sigma}{dt} = -\varphi \sigma \quad (1.51)$$

其中, φ (s^{-1}) 称为混合速度系数, 因混合初期 ($t=0$) $\sigma = \sigma_0$, 将上式积分得下式:

$$\sigma = \sigma_0 e^{-\varphi t} \quad (1.52)$$

混合固体颗粒或粉末, 缓慢混合的最简单的设备是转筒, 但是它不能用来粉碎团块。常用的转筒混合机有双锥式混合机、V 型混合机、水平转筒混合机等。

转筒混合机有一个适宜的转数, 在此转数下, 颗粒在混合室内的混合状态良好。均一粒径的最适宜转数可由下式计算:

$$N_{opt} = CD^{-0.47} X^{-0.14} \quad (1.53)$$

式中 N_{opt} 为最适宜转数; D 为混合机直径; X 为转鼓内粒子装填率, % 体积; $C = 54 \sim 70$, 依物性而定。

另一类混合固体物料的设备壳体是静止的, 靠一个或多个安置在壳内的旋转体搅动物料。

1.3 气固分离与流态化

气固分离是一个重要的化工单元操作, 在一切伴有气固两相的生产过程中, 它是不可缺少的一个环节。

气固分离的工业应用按其目的要求可归纳为三大类：①回收有用的物料；②获得洁净的气体；③净化废气，保护环境。

1.3.1 颗粒动力学

1.3.1.1 球形颗粒的沉降速度

球形颗粒的自由沉降速度 u_t 由下式计算：

$$u_t = \sqrt{\frac{4(\rho_p - \rho)gd_p}{3\rho\xi}} \quad (1.54)$$

式中 ρ_p 为颗粒的密度； d_p 为颗粒直径； ξ 为与 Re_p 数有关的曳力系数。

不同 Re_p 范围内的沉降速度 u_t 和 ξ 的计算式列于表 1.7。

表 1.7 曳力系数与沉降速度的计算式

沉降区域	曳力系数	沉降速度	雷诺数
斯托克斯区	$\xi = 24/Re_p$	$u_t = \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu}$	$Re_p < 2$
阿伦区	$\xi = 18.5/Re_p^{0.6}$	$u_t = 0.27 \sqrt{\frac{d_p(\rho_p - \rho)gRe_p^{0.6}}{\rho}}$	$2 < Re_p < 500$
牛顿区	$\xi = 0.44$	$u_t = 1.74 \sqrt{\frac{d_p(\rho_p - \rho)g}{\rho}}$	$500 < Re_p < 2 \times 10^5$

1.3.1.2 非球形颗粒的沉降速度

等轴非球形颗粒在 $Re_p < 0.05$ 时自由沉降速度由下式计算：

$$u_t = K_1 \frac{d_s^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu} \quad (1.55)$$

$$K_1 = 0.843 \lg(\Psi/0.065) \quad (1.56)$$

式中 Ψ 为球形度（与颗粒体积相同的球形颗粒的表面积除以颗粒的表面积）； d_s 为“圆球”直径（等体积球的直径）。

非对称颗粒在轴向运动的沉降速度由下式计算：

$$u_t = \frac{V'}{K_2} \cdot \frac{d_s^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu} \quad (1.57)$$

$$K_2 = 0.244 + 1.035\Sigma - 0.712\Sigma^2 + 0.441\Sigma^3 \quad (1.58)$$

式中 V' 为颗粒体积与直径为 d_s 球形颗粒的体积比； Σ 为颗粒表面积与直径为 d_s 球形颗粒的表面积之比。

在牛顿区，沉降速度

$$u_t = \sqrt{\frac{4d_s(\rho_p - \rho)g}{3K_3\rho}} \quad (1.59)$$

$$K_3 = 5.31 - 4.88\Psi \quad (1.60)$$

上述式中颗粒为八面体、立方体和四方体等，其球形度为 0.67~0.906。

1.3.2 气固分离设备

1.3.2.1 气固分离设备的分类与选用

工业上实用的气固分类设备一般可归纳为四大类，见表 1.8。

表 1.8 气固分离方法与设备

分 类	机械力分离			电除尘	过滤分离	洗涤分离
设备形式	重力降尘室	惯性分离器	旋风分离器	电除尘器	袋滤器、空气过滤器、颗粒层过滤器	喷淋塔、喷射洗涤器、文氏洗涤器、填料塔、泡沫洗涤器等
主要作用力	重力	惯性力	离心力	库仑力	惯性碰撞、拦截、扩散等	惯性碰撞、拦截、扩散等
分离界面	流动死区	器壁	器壁	沉降电极	滤料层	液滴表面
排料	重力	重力	重力、气流曳力	振打	脉冲反吹	液体排走
车速, m/s	1.5~2	15~20	20~30	0.8~1.5	0.01~0.3	0.5~100

续表

分 类	机械力分离			电除尘	过滤分离	洗涤分离
压降	很小	中等	较大	很小	中等	中等到较大
经济除净粒径, μm	≥ 100	≥ 40	$\geq 5 \sim 10$	$\geq 0.01 \sim 0.1$	≥ 0.1	$\geq 0.1 \sim 1$
使用温度	不限	不限	不限	对温度敏感	取决于滤料	常温
造价	低	低	低	很高	高	中等
操作费	很低	很低	低	中	较高	中等到高

靠机械力将颗粒从气流中分离出来的设备有重力降尘室、惯性分离器和旋风分离器等。这类设备结构都比较简单,能在高温高压高含尘浓度等十分苛刻的条件下工作,造价又不高,维修管理简单,所以工业应用最为广泛。

电除尘器对 $0.01 \sim 1 \mu\text{m}$ 微粒有很好的分离效率,但要求颗粒的比电阻值在 $10^4 \sim 5 \times 10^{10} \Omega \cdot \text{cm}$ 间,所含颗粒浓度一般在 $30 \text{g}/\text{m}^3$ 以下为宜。由于设备造价高,操作管理的要求较高,所以往往是大型电站锅炉采用此类设备较为合理。

过滤法可将 $0.1 \sim 1 \mu\text{m}$ 微粒有效地捕集下来,只是滤速不高,设备庞大,排料清灰较困难,滤料易损坏。近年来还发展了各种颗粒层过滤器及陶瓷、金属纤维制的过滤器等,可在高温下应用。

洗涤分离一定要用某种洗涤液,只能在较低温度下使用,且要有液体回收及循环系统,所以应用受到了很大的限制。

此外还可利用声波使含尘气流获得振动,小于 $10 \mu\text{m}$ 的细粒也会随之振动,而对粗颗粒则无影响,于是细粒与细粒、细粒与粗粒会互相碰撞而团聚变大,这样就可利用旋风分离器将它们除去。若向含尘气流中喷水汽,效果会更好。

在温度梯度场内,颗粒受热迁移力的作用,可从高温侧移向低温侧,这就是热沉降器的原理,可用在实验室内。

1.3.2.2 重力沉降室

降尘室通常制成水平的长方体空室。

假定与尘粒的沉降速度相关的湍动程度较低,重力降尘室的粒级效率为:

$$\eta = \frac{u_1 L}{Hu} = \frac{u_1 A}{V} (\eta \leq 1.0) \quad (1.61)$$

式中 u 为气流平均速度; L 、 H 分别为降尘室长、高; A 为降尘室底面积; u_1 为颗粒沉降速度; V 为处理气量。

若细小颗粒的沉降处于斯托克斯定律区,可以被 100% 除去的最小颗粒直径为:

$$d_{\text{pmin}} = \sqrt{\frac{18\mu Hu_1}{L(\rho_p - \rho)}} = \sqrt{\frac{18\mu V}{A(\rho_p - \rho)}} \quad (1.62)$$

对于给定的处理气量,除尘效率取决于降尘室的总设计底面积,与高度无关。因此,降尘室应设计成扁平形状,或在室内设置多层水平隔板。当然隔层高度应使在室内气流下分离的尘粒不至于被重新扬起。一般室内气流速不应超过 $3 \text{m}/\text{s}$ 左右。

通过降尘室的压降较小,主要由进、出口的阻力损失组成。由于所用的气体流速较低,室内不受到磨损,因而可以用来作为预除尘器来除去极粗的颗粒,从而减少后续装置的磨损。

1.3.2.3 旋风分离器

旋风分离器是最广泛使用的气固分离设备,其结构简单,没有运动部件,操作不受温度、压力的限制。但在收集小于 $5 \mu\text{m}$ 尤其是小于 $2 \sim 3 \mu\text{m}$ 的尘粒时的除尘效率很低。尽管旋风分离器可用于 $200 \mu\text{m}$ 以上尘粒的分离,但是重力沉降室或简单惯性分离器磨损少,一般更令人满意。在尘粒高度凝聚或在尘粒浓度很高(大于 $230 \text{g}/\text{m}^3$) 的情况下,旋风分离器可除去小粒径的尘粒。由于预先凝聚的影响,对 $0.1 \sim 2.0 \mu\text{m}$ 的小粒子甚至可达 98% 除尘效率。

(1) 旋风分离器的分离效率

旋风分离器的分离效率有总效率 η_0 和粒级效率 η_1 。总效率是指被除下的颗粒占进口总的颗粒的质量分率;粒级效率是指定粒径 d_p 的颗粒的分离效率。不同粒径 d_p 的粒级分离效率不同。

经过旋风分离器后能被除下 50% 的颗粒直径,称为分割直径 d_{50} ,可用下式表示:

$$d_{50} = \left[\frac{9\mu B}{\pi Nu_1(\rho_p - \rho)} \right]^{0.5} \quad (1.63)$$

式中 N 为气流在旋风分离器中旋转的周数, 标准型中 $N=5$; B 为气流进口宽度; u 为气流进口速度。

(2) 旋风分离器的压降

旋风分离器的压降由下式估算:

$$\Delta p = \xi \rho u_1^2 / 2 \quad (1.64)$$

影响旋风分离器压降的因素有进口压缩性、器壁摩擦、出口收缩等。对给定的旋风分离器型式, ξ 值是一个常数, 例如, CLT/A 型的 $\xi=5.0 \sim 5.5$ 。

(3) 结构尺寸与操作条件对性能的影响

旋风分离器应满足工艺规定的压降。对通常安装, 在大气压下操作, 风机往往决定最大允许压降, 一般常用入口风速在 $12 \sim 26 \text{ m/s}$ 。

旋风分离器直径直接影响除尘效率。在规定压降下小直径设备具有较高的分离效率, 但处理量大时需要多个旋风分离器并联操作。并联的旋风分离器可使用共同的集尘斗。对给定处理量, 习惯设计单个旋风分离器, 只在单个设备预测的除尘效率不完全时才求助于多个设备并联。

减小旋风分离器气体出口管直径会增加除尘效率和压降, 一般取为 $(0.4 \sim 0.6)D$ 。排气管插入深度影响较小, 一般可取为气体入口高度的 $0.8 \sim 1.2$ 倍。增加旋风分离器长度, 一般也会增加除尘效率, 锥体长度为直径的 $1.6 \sim 3.0$ 倍。

为了尽量减少排灰口返气的夹带, 排尘口直径可取为 $(0.24 \sim 0.5)D$, 锥体段的锥顶角一般在 $10^\circ \sim 20^\circ$ 间。从排气管下端到灰斗内粉尘表面的距离至少应大于 10 倍排气管直径。间歇操作时可采用气密性贮料斗或集尘器。如连续出灰, 采用旋转星形阀、双锁阀或螺旋输送机。

在下列情况下可以使旋风分离器串联操作:

- ① 尘粒粒径分布宽, 包括小于 $10 \sim 15 \mu\text{m}$ 的粒子和较大而易于磨碎的粒子, 可使用较大的低流速旋风分离器除去粗粒子, 再用小直径旋风分离器串联除去小粒子;
- ② 尘粒由细粒组成但这些细粒高度凝聚或者在预处理设备和旋风分离器中凝聚;
- ③ 尘粒很均一, 二级旋风分离器的效率并不比第一级低很多;
- ④ 可以用第二级甚至第三级旋风分离器作为备用设备。

旋风分离器有标准型、CLT/A 型、CLP 型和扩散式等多种结构。

1.3.3 固体流态化

化学工业中广泛使用固体流态化技术以强化流体和固体之间的接触和传递。

能被流化的颗粒尺寸从小于 $1 \mu\text{m}$ 到大于 $6 \mu\text{m}$ 。一般认为粒径分布在 $10 \sim 150 \mu\text{m}$ 之间的颗粒可最好地平稳流化 (形成的大气泡最少)。大颗粒引起不稳定, 并导致节涌和大的波动。小颗粒 (小于 $20 \mu\text{m}$) 即使是干燥的, 常常表现为潮湿状态, 在床层内形成固块、沟流或发生喷动。在粗粒床中加细粒子或在细粒床中加粗粒子通常会导致较好的流化质量。

在流化床阶段, 若床层中颗粒分散程度均匀, 颗粒扰动较为平缓, 床层上界而清晰, 形成的流化床通常称为散式流化床。若床层中气泡在上升过程中逐渐长大、合并或破碎, 因而造成床层剧烈波动, 床层上界面起伏不定, 形成的流化床称为聚式流化床。在气液固共存的三相系统流化床中, 兼有散式流化床和聚式流化床双重特征, 通常称为三相流化床。

流化床类型的差别主要由流体属性 (密度、粘度等) 和颗粒特性 (粒径、密度、颗粒形状等) 所决定, 同时与操作条件 (流体速度、固体通量、温度、压力等) 有关。

1.3.3.1 流体通过流化床的压降

流体通过颗粒床在最初流体速度较小时, 床层内固体颗粒静止不动, 属固定床阶段, 压降与表观流速间符合 Ergun 方程。当流体速度达到最小流化速度后, 床层开始流化。在流化床阶段, 床层压降基本上保持恒定。单位高度流化床层的压降可近似表示为:

$$\Delta p_f / L = (1 - \epsilon)(\rho_s - \rho)g \quad (1.65)$$

对于气固流化床, $\rho_s \gg \rho$, 则有:

$$\Delta p_f = L(1 - \epsilon)\rho_s g \quad (1.66)$$

上式表明, 气体通过流化床的压降与单位面积床层颗粒所受的重力相等。

1.3.3.2 最小流化速度

最小流化速度 U_{mf} 常用于流化床的计算和定量地表示颗粒的一种性质。该参数最适宜于在小规模装置上测定。如不方便, 则可利用一些关联式来预测 U_{mf} 。

$$\text{当 } Re < 10 \text{ 时} \quad U_{mf} = 0.00923 \frac{d_p^{1.82} (\rho_p - \rho)^{0.94}}{\mu^{0.88} \rho^{0.06}} \quad (1.67)$$

当 $Re > 10$ 时, 还需乘以修正因素 F :

$$F = 1.33 - 0.38 \lg Re_{mf} \quad (1.68)$$

Geldart 和 Abrahamsen 根据细物料试验结果, 建议

$$U_{mf} = 0.0009 \frac{d_p^{1.8} (\rho_p - \rho)^{0.934} g^{0.934}}{\mu^{0.87} \rho^{0.066}} \quad (1.69)$$

式中 $d_p = 1/[\sum (x_i/d_{pi})]$, m。

要使固体颗粒床层完全均匀流化, 使粗的和重的粒子不至于从流化区中离析出来, 所需的气速要大于最小流化速度。

1.3.3.3 气固流化床中气泡

(1) 气泡尺寸

流化床类似一种低粘度的液体, 在床中的气泡形状大多为球冠状。气泡内基本是空的, 仅含 0.2% ~ 1% 的颗粒, $\epsilon \rightarrow 1$ 。

对分布板产生的初始气泡直径, 均可表示成如下通式:

$$D_{b0} = CG^{0.4}/g^{0.2} \quad (1.70)$$

式中 $C = 1.295 \sim 1.7$ 。

气泡在流化床上升过程中, 由于聚并不断长大, 即气泡尺寸沿床高而增大。但气泡的长大并不是无限制的, 当长大到一定程度, 气泡将发生破裂, 最大稳定气泡尺寸可按式估计:

$$D_{bm} = 0.625 [A_t (U_t - U_{mf})]^{0.4} \quad (1.71)$$

对节涌流化床

$$D_{bm} = 2 U_t^2 / g \quad (1.72)$$

(2) 气泡频率

Harrison 和梁亮新观测单孔生成气泡的频率与小孔尺寸、床层高度和颗粒特性无关, 并有:

$$f_0 = 0.8787 g^{0.6} G_{or}^{0.2} \quad (1.73)$$

流化床中气泡群的频率用下式估计:

$$f_b = a_1 e^{-\beta h} \quad (1.74)$$

式中 a_1 和 β 取决于颗粒粒度和表观气速, 可由有关文献查取。

(3) 最小鼓泡速度

对于粗颗粒, 床层膨胀实验表明, 临界流化点即最小鼓泡点, 最小鼓泡速度接近于临界流化速度。

对于细颗粒类物料的气固流化床, 当气速超过临界流化速度 U_{mf} 后, 通常存在一散式膨胀区, 即床层空隙率与流速之间遵守幂函数的规律。当气速进一步增加, 床层即可出现气泡, 此时床层高度下降。最初出现气泡的速度叫最小鼓泡速度, 按下列经验公式计算:

$$U_{mb} = 2.07 \exp(0.716F) d_p^{0.06} \mu^{-0.347} \quad (1.75)$$

式中 F 为 $< 45 \mu\text{m}$ 细颗粒所占质量分数。

1.3.4 流化床系统

对于一个流化床系统, 一般包括以下几个主要部分: 流态化容器; 固体加料器或流量控制装置; 固体卸料装置; 粉尘分离器; 仪器仪表; 气体供料装置。

1.3.4.1 流态化容器

最常见的流态化容器为一垂直圆筒。容器必须具有颗粒垂直膨胀和分离飞溅与夹带粒子的空间。床面之上的部分称为分离空间, 容器的截面积由气体的体积流量和操作条件下所允许或需要的气体流化速度而定。最大流量一般是由固体颗粒的带出或夹带量决定的, 而这又与分离空间的尺寸 (截面积和高度) 有关。

床层高度由许多因素确定, 例如气体接触时间、床层的高径比 (L/D)、内部热交换所需要的空间、固体滞留量等。一般来说, 流化床床层高度不低于 0.3m, 不高于 15m。

气体分布器对流化床的操作有相当影响。它基本上有两类: ①入口气体中含有固体; ②入口气体是清洁的。在后一种情况下, 分布器设计成正常操作时可防止固体回流的形式。而在许多情况下, 还设计成在停工时也不至回流的形式。为保证分布, 必须限制气体或气体与固体流, 使得通过分布器的压降通常在 0.5 ~ 20kPa。一般来说, 压降不超过 15kPa。

当固体和气体都通过分布器时, 可采用环隙敞开的在同一平面上的同心圆环、锥形同心圆、T 型或其他结构形式的栅板, 以构件支承或加强的多孔金属平板、上凹和下凹的碟形多孔板。一般最后两种形式的分布器较为经济。

当进料气体中没有或仅有少量细颗粒时, 可以采用较为精致的气体分布器设计, 以达到节省投资和维持

费用的目的。这时主要考虑气体有无腐蚀性、通气温度、是否可燃或爆炸等。可采用低碳钢限流分布板、槽形分布器、陶瓷拱顶或耐热金属炉条、多管气体分布器等。

1.3.4.2 固体加料器和流量调节

已有几种类型固体流量调节阀在被使用,但需细心地选择,以便同特定的条件相适应。常用的固体流量控制装置有滑板阀、星形阀、盘式加料器、螺旋加料器、锥形阀、L形阀等。对于自由流动的粒状固体颗粒,可以采用标准化的称量和输送装置来调节流量,并把固体送入加料器中。使用螺旋输送机、浸入管、密封腿和喷射器即可。对于非自由流动的固体,可进行悬浮精料的水浆进料。在无法施行浆状进料时,可以采用返料法进料,即将固体产品循环回去与进料混合,从而使物料干燥而较易处理。此外,使用安装于反应器顶部的转盘式加料器,通过机械破碎机下料的方法也已获得成功。

1.3.4.3 固体卸料

所采用的固体下料机构的类型取决于对流化床气体密封的要求和随后的固体处理情况。最简单的固体卸料装置是溢流堰。当必须对气体流经孔口的量加以限制时,则常使用简单的瓣阀。当容许固体物料弄湿并且希望在浆液状态下排出或做后继处理时,则可使它溢流进入组合密封和急冷槽。密封腿常与固体流量控制阀连用,以平衡压力并从固体中除去裹带或吸附的气体。ICI阀所起的密封作用比作为固体流量控制阀的作用更好。

1.3.4.4 粉尘分离

通常必须将离开流化床分离空间为气流所携带的粒子加以回收。一般用旋风分离器来去除这些固体中的主要部分。在有些小规模装置中,可使用过滤器来降低气体中固体粒子的含量。对高温场合,可采用多孔陶瓷或烧结金属,必须采用多个装置,以便当一个或几个装置进行过滤操作时,以干净气流对一个装置进行反吹。

由于粒子尺寸的减小,旋风分离器的效率将有所降低,因此常常需要使用第二收集装置,如袋滤器、静电除尘器和洗涤器等。

1.4 液固分离

1.4.1 重力沉降分离

利用悬浮液中粒子的沉降现象,使澄清液与稠厚料浆进行固液分离。它包括从稀浆液中获得上清液的澄清操作,以及将较高浓度的浆液增稠的沉淀操作。

沉降分离适合于处理固液相密度差较大、固含量不高且处理量较大的悬浮液。

1.4.1.1 沉降速度

(1) 自由沉降

液体中颗粒的自由沉降速度与气体中颗粒的自由沉降速度计算方法相同。

(2) 干扰沉降

考虑沉降速度受浓度的影响,沉降速度变为:

$$u_H = u_i / F(\epsilon) \quad (\epsilon \text{ 为孔隙率}) \quad (1.76)$$

式中 u_i 为无干扰时的沉降速度; $F(\epsilon)$ 称为孔隙率函数,以下式表示:

$$0.55 \leq \epsilon \leq 1.0, \quad F(\epsilon) = \epsilon^{-4.65} \quad (1.77a)$$

$$0.30 \leq \epsilon \leq 0.75, \quad F(\epsilon) = 6(1 - \epsilon) / \epsilon^3 \quad (1.77b)$$

1.4.1.2 沉降槽

沉降槽有间歇式和连续式两种形式,化工生产中主要应用连续式沉降槽。

沉降槽内部通常由三部分组成,即上清液区、颗粒沉降区及沉降颗粒层浓缩区。在浓缩区,由于颗粒的自重,颗粒结构被压缩,颗粒间的液体被排出。对于沉降浓缩来说,为使溢流澄清液及所需浓度的淤渣获得连续,则由增稠器截面 A 与浓缩层深度 H_c 决定。

沉降槽截面积 A 由下式给出:

$$A > \frac{Q_i C_i}{u_L} \left(\frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_u} \right) \quad (1.78)$$

式中 Q_i 和 C_i 是供给流量和供给浓度; C_u 是排出浓度; C_L 是沉降槽内部沉降层的固体浓度; u_L 是与浓度 C_u 相应的沉降速度。

在 Q_u 已知时,截面积 A 可由下式决定:

$$A > \frac{Q_c}{u_L} = \frac{Q_i C_i / C_L - Q_u}{u_L} \quad (1.79)$$

式中 Q_c 为溢流量; Q_u 为排出量; u_L 为与中间浓度 C_L 对应的沉降速度。

需要说明, A 的数值应在进料与底流之间的整个浓度范围内进行计算, 选出其中的最大值, 通常还需乘以 1.2~1.5 倍的安全系数。

沉降槽所需深度由下式求出:

$$H_0 = C_f Q_f (\theta_u - \theta_1) / AC_{sm} \quad (1.80)$$

式中 θ_1 为间歇沉降中压缩点的时间; θ_u 为对应于 C_u 的时间; C_{sm} 为平均浓度, 可按间歇沉降曲线并用下式求出:

$$C_{sm} = 1/(\theta_u - \theta_1) \int_{\theta_1}^{\theta_u} C d\theta \quad (1.81)$$

1.4.2 过滤

1.4.2.1 过滤原理

过滤是将液固混合物有效地加以分离的常用方法, 借过滤操作可获得清淨的液体或固体颗粒作为产品。

过滤操作有两种方式: 饼层过滤和深层过滤。深层过滤常用于净化含固量很少 (0.1%) 的悬浮液。在化工生产中广泛采用的是饼层过滤。

过滤操作中的过滤介质主要有: 织物介质, 如纤维或金属丝编制的滤布、滤网等; 多孔性固体介质, 如素瓷、塑料管、烧结金属等; 堆积介质, 如砂、木炭、滤毡等; 滤膜, 如微孔滤膜、超滤膜等。过滤介质的选择要根据悬浮液的固含量及粒度范围、介质所能承受的温度以及化学稳定性、机械强度等因素考虑。

在过滤操作中滤饼可能是可压缩的或者基本上是不可压缩的。为减少可压缩滤饼的流动阻力, 可采用加入某种助滤剂改变滤饼结构, 增加滤饼刚性。助滤剂通常是一些不可压缩的粉末或纤维状的固体, 如硅藻土、纤维粉末、活性炭、石棉等。加助滤剂的过滤操作只能是以获得清淨滤液为目的的。

1.4.2.2 恒压过滤方程

恒压过滤操作可以在滤浆贮缸中用压缩空气保持压力, 也可以由定量泵输送滤浆, 经减压阀实现恒压。

在恒压差下, 滤饼的比阻为常数, 得到恒压过滤方程式:

$$V^2 + 2VV_e = KA^2\theta \quad (1.82)$$

或

$$q^2 + 2qq_e = K\theta \quad (1.83)$$

式中 V 为滤液量, m^3 ; q 为滤液通量, m^3/m^2 ; θ 为过滤时间, s 。

过滤常数 K 、 q_e (V_e) 由实验测定。

1.4.2.3 洗涤计算

当洗涤压力等于最终过滤压力, 滤液与洗水粘度相近时, 洗涤速率与最终过滤速率的关系为:

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = J \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_E \quad (1.84)$$

恒压过滤时滤饼的洗涤时间与过滤时间的关系如下:

$$\theta_w = 2a_w \theta / J \quad (1.85)$$

式中 $a_w = V_w/V$, 即洗涤液用量与最终滤液量之比; J 为过滤器结构常数, 板框压滤机中, $J=1/4$; 叶滤机中 $J=1$ 。

由于在洗涤过程中滤饼的压缩及过滤效果等影响, 实际洗涤速率比计算值要小, 最大可小至 30%。

1.4.2.4 生产能力

板框压滤机的生产能力 Q 为:

$$Q = \frac{V}{\theta + \theta_w + \theta_E} \quad (1.86)$$

式中 V 为累积滤液量; θ_E 为辅助操作时间。

当 $\theta + \theta_w = \theta_E$ 时板框压滤机的生产能力达到最大值。

连续真空过滤机的生产能力为:

$$Q = 3600nqA \quad (1.87)$$

式中 n 为转筒转速, s^{-1} ; q 为滤液量, m^3/m^2 ; A 为过滤面积, m^2 。

1.4.2.5 过滤设备形式及选型

过滤过程有许多种类的过滤设备, 其分类如表 1.9。

在选择过滤设备的形式时, 一般应注意以下事项: 处理条件 (料浆的性质、悬浮液浓度和温度等); 处理量; 处理目的 (滤液的澄清度、滤渣的洗涤程度); 过滤设备的前后工序; 过滤特性 (饼层过滤或深层过滤); 结构、材质等。

表 1.9 过滤设备形式

推 动力	操作方式	设 备 形 式
重力		重力过滤器、袋式过滤器、砂滤器
正压力 ($>500\text{kPa}$)	间歇	水平板框压滤机、板框压滤机、自动板框压滤机、箱式压滤机、自动箱式压滤机、加压叶片过滤机、管式压滤机
	连续	旋叶压滤机、Gaudin 加压叶滤机
真空 ($<85\text{kPa}$)	间歇	真空吸滤器、真空叶滤机
	连续	转鼓真空过滤机、圆盘真空过滤机、转台真空过滤机、翻斗真空过滤机、带式真空过滤机
离心力	间歇	三足式离心机、上悬式离心机、刮刀卸料离心机、虹吸刮刀卸料离心机
	连续	卧式活塞推料离心机、离心力卸料离心机、振动卸料离心机、卧式螺旋卸料离心机

1.5 传热

传热在生产技术领域的许多部门应用十分广泛。热量传递有导热、对流和辐射三种基本方式。这三种传热方式很少单独存在,而往往是以一种形式为主的复合传热过程。

导热是热量从物体内温度较高的部分传递到温度较低的部分,或者传递到与之接触的温度较低的另一物体的过程。热传导时,物体在宏观上不发生相对位移。

对流是在流体内,由于流体质点发生相对位移而引起的热量传递过程。这种流体质点的移动,可能是由于温度差引起密度差而产生的自然对流,也可能是由于机械作用而产生的强制对流。当强制对流速度很低时,自然对流可能会产生很重要的影响。

辐射是电磁波通过空间运动将热能从一个物体传递到不与其接触的另一物体。辐射传热可以在真空进行,无需任何传递介质。

1.5.1 导热

1.5.1.1 傅立叶定律

傅立叶定律表明导热的热流密度与法向温度梯度成正比,即:

$$q = -\lambda \frac{dt}{dx} \quad (1.88)$$

式中 q 为热流密度, W/m^2 ; $-dt/dx$ 为法向温度梯度, $^{\circ}\text{C}/\text{m}$, 负号表示热流方向与温度梯度方向相反; λ 为导热系数, $\text{W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$ 。

导热系数是材料导热性能的一个参数。导热系数同材料的种类有关,同一材料的导热系数常随温度变化。常见材料导热系数可参见有关文献。更详细资料通常可向材料供应商索取。

1.5.1.2 定态导热

许多导热问题可以看作一维或拟一维的。对于定态导热 $\partial t/\partial \tau = 0$, $q = Q/A$, 无内热源时平壁、圆筒壁和球壁的导热统一积分式为:

$$Q \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{A} = - \int_{t_1}^{t_2} \lambda dt \quad (1.89)$$

传热面积 A 为传递距离 x 的函数。如果 λ 为常数,式(1.89)可表示为:

$$Q = \frac{\lambda A_m (t_1 - t_2)}{x_2 - x_1} = \frac{\Delta t}{R} \quad (1.90)$$

式中 A_m 为平均面积, $A_m = \frac{1}{x_2 - x_1} \int_{x_1}^{x_2} A dx$; $(x_2 - x_1)$ 为壁厚; $R = (x_2 - x_1)/\lambda A_m$ 为传热热阻。

几种导热壁的 A_m 见表 1.10。

表 1.10 A_m 的值

壁形式	面积比例于	A	说 明
平壁	常数	$A_1 = A_2$	
圆筒壁	x	$(A_2 - A_1)/\ln(A_2/A_1)$	对数平均面积
球壁	x^2	$\sqrt{A_1 A_2}$	几何平均面积

通常 λ 不为常数,而是温度的函数,工程计算时可以 t_1 和 t_2 温度间的算术平均值代替。

对于多层壁导热,

$$Q = \frac{\sum_{i=1}^n \Delta t_i}{R_T} = \frac{t_1 - t_{n+1}}{R_T} \quad (1.91)$$

式中 R_T 为总热阻, $R_T = \sum_{i=1}^n R_i$ 。

1.5.2 对流传热

1.5.2.1 对流传热系数

在工业换热器中进行的传热过程,大多数传热情况是一种流体的热量通过固体壁面传递给另一种流体。由于流体的粘性作用,在紧靠壁面处有一个相对静止的流体层,即层流内层,以分子对流方式传递热量。尽管层流内层非常薄,但存在很大的温度梯度,成为从壁面到流体的主要热阻。

流体与固壁之间的局部对流传热系数通常由牛顿冷却定律来定义:

$$q = \alpha(T - T_w) \quad (1.92)$$

式中 α 为对流传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$; T 为流体主体的平均温度, $^\circ C$; T_w 是与流体接触的壁面温度, $^\circ C$ 。

对流传热系数 α 是对流传热强度的集中指标,它与物性、流动及几何条件等因素有关。

求取对流传热膜系数有三个基本途径:理论解法、数值计算法和实验研究法。目前经验关联式仍然是求解的重要手段。

1.5.2.2 强制对流传热

(1) 圆形直管强制湍流传热系数

对圆管内湍流流动,最普遍的关联式是 Dittus-Boelter 方程式:

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^n \quad (1.93)$$

此处,加热时,指数 $n = 0.4$; 冷却时 $n = 0.3$ 。公式适用条件为 $Re > 10^4$, $0.7 < Pr < 700$, $l/d > 60$ 。对于 $l/d < 50$ 的短管需乘以校正系数 $[1 + (d/l)^{0.7}]$ 。定性温度为流体的平均温度,特征尺寸为管内径。此式适用于传热温差不大和光滑管的情况。

对于管壁与流体温度差较大且粘度也较大时,应引入粘度比值校正。一般推荐 Sieder-Tate 方程式

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad (1.94)$$

适用范围同上。加热和冷却均可用此式。如果物性以膜平均温度 $(t_b + t_w)/2$ 确定,粘度比因于一项可以忽略。

对于常温常压下气体和水可简化为下列无因次式或因次式:

$$\text{一般气体} \quad Nu = 0.018 Re^{0.8} \quad (1.95)$$

$$\text{空气} \quad \alpha = 3.52 u^{0.8} / d^{0.2} \quad (1.96)$$

$$\text{水} \quad \alpha = 1429(1 + 0.015 t) u^{0.8} / d^{0.2} \quad (1.97)$$

$$\text{有机液体} \quad \alpha = 423 u^{0.8} / d^{0.2} \quad (1.98)$$

对于大传热温差 ($\Delta t_{\text{气体}} > 50^\circ C$, $\Delta t_{\text{水}} > 20 \sim 30^\circ C$, $\Delta t_{\text{油}} > 10^\circ C$) 的分析解,可用 Petukhov-Popov 公式,这是一个精度 ($\pm 6\%$) 很高的式子:

$$St = \frac{\lambda/8}{1.07 + 12.7 \sqrt{\lambda/8} (Pr^{2/3} - 1)} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^k \quad (1.99)$$

加热时 $k = 0.11$, 冷却时 $k = 0.25$ 。圆管阻力系数按光滑管公式计算。

上式适用于 $(\mu/\mu_w) = 0.08 \sim 40$, $Re = 5 \times 10^3 \sim 1.25 \times 10^5$, $Pr = 2 \sim 140$ 。

(2) 圆形直管强制层流传热系数

常用经验关联式为 Nusselt 数 Nu 、Graetz 数 $Gz = Re \cdot Pr \cdot (d/l)$ 和 Grashof 数 $Gr = g\beta\Delta t l^3 \rho^2 / \mu^2$ 之间的关联。

对于水平圆管,按 Graetz 数的数值不同而有几个关系式:

$$Nu = 3.66 + \frac{0.085 Gz}{1 + 0.047 Gz^{2/3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (Gz < 100) \quad (1.100)$$

$$Nu = 1.86 Gz^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad (Gz > 100 \text{ 时,管径小,温差 } \Delta t \text{ 小}) \quad (1.101)$$

对所有直径的管子和温差 Δt ,更普遍的方程式是在式 (1.101) 右侧乘以一个因子 $0.87(1 + 0.015 Gr^{1/3})$ 。

应用范围: $Re < 2300$; $l/d > 60$; 特征尺寸为管内径;定性温度为流体进出口温度的平均值。

(3) 圆形直管强制过渡流的传热系数

当 $2300 < Re < 10000$ 时, 按 Hausen 方程式计算 α :

$$Nu = 0.116(Re^{2/3} - 125)Pr^{1/3}[1 + (d/l)^{2/3}](\mu/\mu_w)^{0.14} \quad (1.102)$$

或按湍流传热计算后乘以校正系数 $\left(1 - \frac{6 \times 10^5}{Re^{1.8}}\right)$ 。

(4) 壳侧对流传热系数

有圆缺形折流板时, 推荐采用 Kern 关联式作概略计算:

$$\frac{\alpha d_e}{\lambda} = 0.36 \left(\frac{d_e G_c}{\mu} \right)^{0.55} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (1.103)$$

式中 G_c 为换热器中心线或距中心线最近管排上错流流动的质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$; d_e 为当量直径, m 。

正方形排列时

$$d_e = \frac{4(p_t^2 - \pi d_0^2/4)}{\pi d_0} \quad (1.104)$$

式中 p_t 为管间距, m 。

三角形排列时

$$d_e = \frac{4[(0.5p_t)(0.86p_t) - 0.5\pi d_0^2/4]}{\pi d_0/2} \quad (1.105)$$

(5) 翅片管

空气在翅片管外流动时, 若其流动方向与翅片管排的轴成直角, 则可近似地按下列因次方程式计算传热系数:

$$\alpha_t = 7.17 \frac{W_F^{0.6}}{d_0^{0.4}} \left(\frac{t_0}{t_0 - d_0} \right)^{0.6} \quad (1.106)$$

式中 W_F 为质量流速; t_0 为管排的管中心距; d_0 为裸管外径。

(6) 搅拌槽内夹套和盘管的传热

在搅拌槽内液体与夹套的传热系数具有如下的形式:

$$Nu = A Re^a Pr^{1/3} (\mu/\mu_w)^b \quad (1.107)$$

式中 $Nu = \alpha D/\lambda$, $Re = d^2 n \rho/\mu$, D 是搅拌槽的内径; d 为桨叶直径; n 为转速, s^{-1} 。搅拌槽内均无挡板。 A 、 a 、 b 推荐值见表 1.11。

表 1.11 式 (1.107) 中 A 、 a 、 b 值

搅拌器型式	A	a	b	Re	搅拌器型式	A	a	b	Re
桨式	0.36	2/3	0.21	$300 \sim 3 \times 10^5$	锚式	1.0	1/2	0.18	$10 \sim 30$
弯叶涡轮	0.53	2/3	0.24	$80 \sim 200$		0.36	2/3	0.18	$300 \sim 4 \times 10^4$
平叶圆盘涡轮	0.54	2/3	0.14	$40 \sim 3 \times 10^5$	螺带	0.633	1/2	0.18	8×10^5
螺旋桨	0.54	2/3	0.14	2×10^3					

搅拌槽内螺旋盘管的传热系数关联式很多, 代表性的有:

$$\text{桨式} \quad Nu = 0.87 Re^{0.62} Pr^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14}, Re = 300 \sim 4 \times 10^5 \quad (1.108)$$

$$\text{平叶圆盘涡轮} \quad Nu_0 = 0.17 Re^{0.67} Pr^{0.37} (d/D)^{0.1} (D_0/D)^{0.5}, Re = 400 \sim 2 \times 10^5 \quad (1.109)$$

$$\text{平叶圆盘涡轮 (有垂直挡板)} \quad Nu_0 = 0.09 Re^{0.65} Pr^{1/3} (d/D)^{1/3} (2/n_b)^{0.2} (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad (1.110)$$

上述式中 Nu 为以槽内径表示的努塞尔数, Nu_0 为以盘管外径表示的努塞尔数, D_0 是盘管的外径, n_b 为挡板数。

1.5.2.3 自然对流

自然对流换热广泛存在于高温物体 (暖气片、热管道、高压器、输电线等) 的散热和槽内换热 (无搅动等场合)。影响自然对流传热系数 α 值的因素是流体的物性参数、壁面和流体的温差、特征尺寸及重力加速度等。自然对流传热的普遍关联式可表示为:

$$Nu = C (Gr \cdot Pr)^m \quad (1.111)$$

C 、 m 与具体工况有关, 其值可由手册查得。

1.5.2.4 有相变时的传热

(1) 冷凝传热

饱和蒸汽在垂直管或垂直板上冷凝, 当 $\frac{4\Gamma}{\mu} < 1800$ 时,

$$\alpha = 1.13 \left(\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu L \Delta t} \right)^{1/4} \quad (1.112)$$

式中 r 为蒸汽冷凝潜热, W/kg ; ρ 为凝液的密度, kg/m^3 ; λ 为冷凝液的导热系数, $\text{W/(m}\cdot^\circ\text{C)}$; μ 为凝液粘度, $\text{kg/(m}\cdot\text{s)}$; L 为垂直管或板高度, m ; Δt 为液膜表面和壁面温度差, $^\circ\text{C}$; Γ 为冷凝负荷, $\text{kg/(m}\cdot\text{s)}$ 。

在水平单管或管束外, 可用下式计算传热系数:

$$\alpha = 0.725 \left(\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu N_s d_0 \Delta t} \right)^{1/4} \quad (1.113)$$

式中 N_s 为管束在垂直方向的管排数。 $N_s = 1$ 即为水平单管外蒸汽冷凝。

在蒸汽中含有不凝性气体时, 则冷凝膜系数明显下降。根据 Schrader 对不凝性气体含量变化时所做的冷凝实验结果, 可用如下关联式修正:

$$\alpha/\alpha_0 = 1.3 C^{-0.5} (U/D)^{0.5} \quad (1.114)$$

当蒸汽中含有少量空气等不凝性气体 ($<0.5\%$) 且气速较高时, 仍可按单一饱和气冷凝计算, 否则应按“冷却冷凝气”计算, 需要时可参考有关文献。

如果过热蒸汽所接触的壁面温度高于饱和温度, 此时的传热和一般气体冷却一样。如果壁温低于饱和温度, 则按饱和蒸汽冷凝计算, 此时 $\Delta t = t_s - t_w$, 而不是用过热蒸汽的温度与壁温之差。根据 Merkel 的实验证明, 在相同压力和相同壁温下, 蒸汽过热度为 100°C 时的冷凝传热量 q 仅比饱和蒸汽冷凝时的传热量大 3% 。

(2) 沸腾传热

大容积内核状沸腾的传热系数由罗森诺 (Rohsenow) 公式计算:

$$\frac{c_{pL} \Delta t}{r} = C_{sf} \left[\frac{q}{\mu_1 r \sqrt{\frac{\sigma}{\gamma_1 - \gamma_v}}} \right]^{1/3} (Pr_1)^n \quad (1.115)$$

C_{sf} 为液体与壁面组合的系数, 其值见表 1.12。

表 1.12 几种壁面-液体组合下的 C_{sf} 值

组合情况	C_{sf}	组合情况	C_{sf}	组合情况	C_{sf}
水-铜	0.013	异丙醇-铜	0.00225	50% KCO 溶液-铜	0.0054
水-铂	0.013	正戊烷-铜	0.015	CC-铜	0.0027
水-镍	0.006	苯-铜	0.10	水-机械磨光的不锈钢表面	0.0132
水-黄铜	0.006	乙醇-铜	0.0027	水-金-磨光的不锈钢	0.0080
正丁醇-铜	0.00305	35% KCO 溶液-铜	0.0025	正戊烷-金刚砂磨光的铜	0.0128

在 Rohsenow 公式中, 除 q 与 Δt 之外, 其余均与物性有关, 所以在 q 和 Δt 两者之间, 知道其中的一个, 另一个也就可求。又由 $q = \alpha \Delta t$, 沸腾传热系数 α 也可求出。

对于水和某些液体的 α , 在不同压力下可得一些简化的式子。例如:

$$\text{纯苯} \quad \alpha_b = 4.8 q^{0.6} p^{0.2} \quad (1.116)$$

$$\text{甲苯} \quad \alpha_b = 3.3 q^{0.6} p^{0.12} \quad (1.117)$$

$$\text{水} \quad p = 0.2 \sim 9.8 \text{ MPa 时}, \alpha_b = 45.8 \Delta t^{2.33} p^{0.5} \quad (1.118a)$$

$$\text{或} \quad \alpha_b = 3.13 q^{0.7} p^{0.15} \quad (1.118b)$$

有关稳定膜状沸腾的计算公式是很多的, 常见的形式有:

$$\alpha_b = a \left[\frac{\lambda_v^3 \rho_v (\rho_l - \rho_v) g r'}{d_0 \mu_v \Delta t} \right]^{1/4} \quad (\text{水平管外}) \quad (1.119)$$

定性温度: $\bar{t}_v = (t_w + t_s)/2$ 。 r' 为考虑蒸汽过热的气化潜热校正, $r' = r [1 + 0.68 (c_{pv} \Delta t / r)]$ 。 a 为无因次系数, 粘度较大或流动性较差的液体, 取 $a = 0.512$; 随蒸汽自由上升的液体, 取 $a = 0.724$; 一般情况取平均值 $a = 0.62$ 。

$$\alpha_b = 0.002 \left(\frac{4G}{\pi d_0 \mu_v} \right)^{0.6} \left[\frac{\lambda_v^3 \rho_v (\rho_l - \rho_v) g}{\mu_v^2} \right] \quad (\text{垂直管上}) \quad (1.120)$$

1.5.2.5 非牛顿型流体的传热

(1) 管内层流传热

对于遵循幂律定律的高粘度的非牛顿型流体, 在水平或垂直圆管内做层流流动, 自然对流的影响可以忽略, 而且 $Gr > 20$ 和流体流性指数 $n' > 0.10$, 则可用 Metzner 和 Gluck 方程计算:

$$Nu = 1.75 \delta^{1/3} Gr^{1/3} (\gamma_b / \gamma_w)^{0.14} \quad (1.121)$$

$$\delta = (3n' + 1) / 4n' \quad (1.122)$$

$$\text{式中 } Gz = mc_p / (\lambda L) = RePr(\pi D/4L) \quad (1.123)$$

温度为 T_b 时的粘性系数 γ_b 和温度为 T_w 时的粘性系数 γ_w 的定义为:

$$\frac{\gamma_b}{\gamma_w} = \frac{K'_b 8^{n'-1}}{K'_w 8^{n'-1}} = \frac{K'_b}{K'_w} = \frac{K_b}{K_w} \quad (1.124)$$

流体的物性和 K_b 都是按平均主体温度 T_b 计算的。在较宽的温度范围内流变常数 n' 或 n 没显著的变化, 然而流变常数 K' 或 K 变化很大。通常, 温度对 K 影响的数据是没有的。由于比值 K_b/K_w 是 0.14 次幂的关系, 故有时将其忽略也不会引起很大的误差。传热温差是壁温与流体主体温度的平均值。

(2) 管内湍流传热

对于符合幂律定律的流体通过管子作湍流流动时, Clapp 提出下列传热经验式:

$$Nu = 0.0041 (Re_{gen})^{0.99} \left[\frac{K'_c \mu \left(\frac{8V}{D} \right)^{n-1}}{\lambda} \right]^{0.4} \quad (1.125)$$

式中广义雷诺数 Re_{gen} 由式 (1.20) 确定, α 是以对数平均温度差为基准的对流传热系数。

1.5.3 辐射传热

辐射是物体通过电磁波传播能量的过程。热辐射专指波长为 $0.1 \sim 100 \mu m$ 的热射线在空间传播能量的现象。

1.5.3.1 物体的热辐射

黑体的辐射能力遵循斯蒂芬-波尔兹曼定律:

$$E_0 = \sigma T^4 = C_0 (T/100)^4 \quad (1.126)$$

式中 $\sigma = 5.67 \times 10^{-8} W/(m^2 \cdot h \cdot K)$ 为斯蒂芬-波尔兹曼常数; $C_0 = 5.67$; T 是黑体的绝对温度, K。

实际物体的辐射能力只有黑体的 ϵ 倍:

$$E = \epsilon E_0 = \epsilon \sigma T^4 \quad (1.127)$$

ϵ 为发射率或称为黑度。对于黑体, $\epsilon = 1$; 而 $\epsilon < 1$ 的物体称为灰体。

Kirchhoff 定律表明: 一物体的发射率 ϵ 和吸收率 A 在同温度下是相等的。 ϵ 由实验测定, 它取决于物质种类、物体表面的状况和温度。表 1.13 给出了几种物质的 ϵ 数值。

表 1.13 几种物质的黑度

表面	T, K	黑度	表面	T, K	黑度
磨光铝	500	0.039	磨光铜	353	0.018
	850	0.057	石棉板	296	0.96
磨光铁	450	0.052	油漆, 所有颜料	373	0.92~0.96
氧化铁	373	0.74	水	373	0.95

气体辐射或吸收热射线是在容积内进行的。对称的双原子气体 (如 H_2 、 O_2 、 N_2 等) 不吸收辐射能, 均可视为透热体; 而不对称的双原子气体 (如 CO) 和多原子气体 (如水蒸气、 CO_2 、 SO_2 、 NH_3 、烃类等) 都具有相当大的发射能力和吸收率。某一种气体只在某些波长范围内具有吸收能力, 相应地也只在同样的波长范围内具有发射能力。

工程计算上对气体的热辐射可用试验的方法直接求得其总的发射能力和总发射系数。如果将气体视为灰体, 以 ϵ_g 表示气体的黑度, 则气体的发射能力 E_g 也可简化成下式来计算:

$$E_g = \epsilon_g E_0 = \epsilon_g C_0 (T_g/100)^4 \quad (1.128)$$

式中 ϵ_g 为气体的黑度, 也和气体吸收率一样, 为气体温度、气体浓度和射线行程的函数。

1.5.3.2 固体表面间的辐射传热

两固体壁面之间辐射传热量可按如下通式计算:

$$Q = C_{1-2} A \varphi \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \quad (1.129)$$

式中 C_{1-2} 称为总发射系数; φ 称为角系数。

角系数与物体的形状、大小、相对位置以及距离有关。对于辐射表面间比较简单情况, 角系数数值可由计算求得, 但对于比较复杂的情况, 则以用实验方法来确定较为简捷。几种简单情况的 φ 值和 C_{1-2} 值可参见表 1.14。

表 1.14 角系数值和总发射系数计算式

序 号	辐 射 情 况	面 积 A	角 系 数	总 发 射 系 数 C_{1-2}
1	无限大两平行平板	A_1 或 A_2	1	$\frac{C_0}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1}$
2	面积有限的两相等平行平板	A_1	$< 1^*$	$\epsilon_1 \epsilon_2 C_0$
3	很大的物体 2 包住物体 1	A_1	1	$\epsilon_1 C_0$
4	物体 2 恰好包住物体 1	A_1	1	$\frac{C_0}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1}$
5	在 3、4 两种之间	A_1	1	$\frac{C_0}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{A_1}{A_2} \left(\frac{1}{\epsilon_2} - 1 \right)}$

* 此处 φ 值待确定。

1.5.4 传热过程的计算

1.5.4.1 传热基本关系式

间壁式换热器设计根据传热速率方程式计算：

$$Q = KA\Delta t_m \quad (1.130)$$

如忽略热损失，在传热中冷热流体无相变化时，按下式求热负荷：

$$Q = G_h c_{ph}(T_1 - T_2) = G_c c_{pc}(t_2 - t_1) \quad (1.131)$$

如有相变化，则按下式计算热负荷：

$$Q = Gr \quad (1.132)$$

式中 r 为相变潜热，J/kg。

1.5.4.2 传热平均温度差

恒温差传热时，在换热器内冷热流体传热温度差处处相同， $\Delta t_m = T - t$ 。

变温差传热时，换热器中两流体的温度差是位置的函数，逐点变化，其平均温度差可由两流体在换热器进出口处的温度求出。

(1) 逆流或并流平均温度差

在换热器内进行逆流或并流换热时对数平均温度差为：

$$\Delta t_{lm} = (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln(\Delta t_2 / \Delta t_1) \quad (1.133)$$

Δt_1 和 Δt_2 是换热器两端热流体与冷流体的传热温差。

若 $\Delta t_2 / \Delta t_1 < 2$ ，可由算术平均温度差 $(\Delta t_1 + \Delta t_2) / 2$ 代替对数平均温度差。

(2) 折流或错流平均温度差

两流体在换热器中作折流或错流流动时，其平均温度差一般先按逆流传热方式计算，然后乘以温度校正因子 F_T ：

$$\Delta t_m = F_T \cdot \Delta t_{lm} \quad (1.134)$$

实际应用时， F_T 值不宜小于 0.8，因为 $F_T < 0.8$ 的换热器效率不高，温度稍有变动， F_T 可能急剧降低，因而操作不稳定。当 $F_T < 0.8$ 时，可增加壳程数，或改变温度条件，以使 F_T 值大于 0.8。

1.5.4.3 总传热系数

(1) 总传热系数 K 的计算

以外表面为基准的总传热系数 K 的计算公式为：

$$\frac{1}{K_o} = \frac{1}{\alpha_o} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_o}{d_m} + \frac{1}{\alpha_i} \frac{d_o}{d_i} \quad (1.135)$$

若按平壁处理，则 K 的计算可简化为：

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_o} + \frac{b}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_i} \quad (1.136)$$

(2) 总传热系数 K 的大致范围

表 1.15 给出列管换热器中总传热系数 K 的经验数据的大致范围，可作为设计换热器时的初选 K 值。

表 1.15 列管换热器 K 值的大致范围

热流体-冷流体	K 值, $W/(m^2 \cdot K)$	热流体-冷流体	K 值, $W/(m^2 \cdot K)$
水-水	850~1700	低沸点烃类蒸气冷凝(常压)-水	455~1140
轻油-水	340~910	高沸点烃类蒸气冷凝(减压)-水	60~170
重油-水	60~280	水蒸气冷凝-水沸腾	2000~4250
气体-水	17~280	水蒸气冷凝-轻油沸腾	455~1020
水蒸气冷凝-水	1420~4250	水蒸气冷凝-重油沸腾	140~425
水蒸气冷凝-气体	30~300		

(3) 污垢热阻

换热器的传热表面常有污垢沉积, 在计算 K 值时污垢热阻一般不能忽略, 通常根据经验选取污垢热阻。如管、内外壁单位面积上的污垢热阻分别用 R_{so} 和 R_{si} 表示, 则总的热阻为:

$$\frac{1}{K_o} = \frac{1}{\alpha_o} + R_{so} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_o}{d_i} + R_{si} \frac{d_o}{d_i} + \frac{1}{\alpha_i} \frac{d_o}{d_i} \quad (1.137)$$

常见流体在传热表面形成的污垢热阻大致数值范围可参见表 1.16。

表 1.16 所列只是大致范围, 若流体易结垢, 换热器使用已久, 污垢层很厚时, 污垢热阻往往会使传热速率严重下降, 因此要根据具体工作条件定期清洗换热器。

表 1.16 污垢热阻的大致数值范围

流 体	污垢热阻, $m^2 \cdot K/kW$	流 体	污垢热阻, $m^2 \cdot K/kW$
蒸馏水	0.09	水蒸气-劣质	0.09
海水	0.09	往复式排出液体	0.176
清淨的水	0.21	处理过的盐水	0.264
未处理的凉水塔用水	0.58	有机物	0.176
已处理的凉水塔用水	0.26	燃料油	1.056
已处理的锅炉用水	0.26	焦油	1.76
硬水、井水	0.58	空气	0.26~0.53
水蒸气-不含油	0.052	溶剂蒸气	0.14

1.5.4.4 壁温的计算

对流传热时壁温的计算一般采用试差法。首先假定壁温求 α_o 和 α_i , 并加以核算。其方法是根据算出的 α_o 、 α_i 和污垢热阻计算总传热系数 K , 然后按下式计算壁温:

$$\frac{T - T_w}{1/\alpha_o + R_{so}} = \frac{t_w - t}{1/\alpha_i + R_{si}} = K \Delta t_m \quad (1.138)$$

此处 T 、 t 分别为热流体和冷流体的平均温度, T_w 为管外壁温度, t_w 为管内壁温度。

如果壁温的计算值与假定值相符, 则假定成立, 否则另行试算。

1.5.5 换热器

1.5.5.1 换热器的类型与选取

换热器按其传热特征, 可分为三类: 直接接触式、蓄热式和间壁式。

① 直接接触式: 冷热流体在换热器内是以直接混合的方式进行热量交换的。这对于工艺上允许两种流体可以混合的情况, 是比较方便而有效的, 所用设备也比较简单, 常用于气体的冷却或水蒸气的冷凝。如冷水塔、液膜式冷凝器、喷射式冷凝器等。

② 蓄热式: 蓄热式换热器主要由热容较大的蓄热室构成, 室中可充填耐火砖等填料。当冷热两流体交替地通过同一蓄热室时, 蓄热室即可将得自热流体的热量, 传递给冷流体, 达到换热的目的。这类换热器的结构较为简单, 且可耐高温, 常用于高温气体热量的利用或冷却, 但设备体积较大, 也难免两种流体在一定程度上相互混合。蓄热器可分为回转式蓄热器和固定式蓄热器。

③ 间壁式: 间壁式换热器是冷热两流体间用一固体壁(金属、石墨或塑料等材料)隔开, 以使两流体进行热量传递而不相互混合。这是化工生产中应用最广泛的类型。间壁式换热器种类繁多, 其特性见表 1.17。

表 1.17 间壁式换热器特性

分类	名 称	特 性	相对费用	金属耗量 kg/m ²
管壳式	固定管板式	使用广泛,已系列化;壳程不易清洗,管壳温差 $>60^{\circ}\text{C}$ 时应设置膨胀节,最大使用温差 $\leq 120^{\circ}\text{C}$	1.0	30
	浮头式	易清洗;管壳温差 $>120^{\circ}\text{C}$,内垫片易渗漏	1.22	46
	填料函式	优缺点同浮头式,造价高,不易制造大直径	1.28	
	U形管式	制造、安装方便,造价较低,管程耐高压,结构不紧凑,管内清洗及检修困难	1.01	
板式	板式	紧凑、效率高,可多股同时换热,使用温度 $\leq 150^{\circ}\text{C}$,流体阻力大	0.6	16
	螺旋板式	制造简单、紧凑,可用于带颗粒物料,可回收低位热能,不易检修		50
	伞板式	制造简单、紧凑,成本低,易清洗,使用压力 $\leq 1.2\text{MPa}$,使用温度 $\leq 150^{\circ}\text{C}$,通道较小,易堵		
	波纹板式	紧凑,效率高,易清洗,传热面能调整,使用压力 $\leq 1.5\text{MPa}$,温度 $\leq 150^{\circ}\text{C}$		
管式	管翅式	传热效率高,适于气体与液体之间换热,使用压力 $\leq 1.5\text{MPa}$,使用温度 $\leq 150^{\circ}\text{C}$	0.8~1.8	16
	空冷器	投资和操作费一般较水冷低,易维修,但受周围空气影响大		
	套管式	制造方便,不易堵塞,逆流操作,耗金属多,使用面积不宜大于 20m^2		150
	喷淋管式	制造方便,可用海水冷却,造价较套管式低,对周围环境有水雾腐蚀		60
液膜式	箱管式	制造简单,占地面积大,一般作为出料冷却	0.5~0.7	100
	升降膜式	接触时间短,效率高,无内压降,浓缩比 5		
	刮板薄膜式	接触时间短,适于高粘度、易结垢物料,浓缩比 11~20		
	离心薄膜式	受热时间短,清洗方便,效率高,浓缩比 15		
其他	板壳式 热管	结构紧凑,传热好,可抽出清洗检修,成本低,压降低,较难制造 高导热性和导热性、热流密度大,制造要求高		24

传热设备类型很多,每种形式都有特定的应用范围。在某种场合下性能很好的换热器,如果换到另一种场合则可能传热效果和性能会有很大的改变。因此,针对具体情况正确地选择换热器的类型,是很重要的。

传热设备选型时要考虑的因素很多,主要有:热负荷及流量大小;流体的性质;温度压力及允许压降的范围;对清洗、维修的要求;设备结构、材料、尺寸、质量;价格、使用安全性和寿命。

1.5.5.2 管壳式换热器的设计

(1) 物流的安排

一般按以下原则安排物料流向。

走管程:不洁净或易结垢的物料、需提高流速的流体、腐蚀性物料、压力较高的物料。

走壳程:饱和蒸汽、粘度大或流量较小的物料、被冷却物料。

应首先从流体的压力、防腐蚀及清洗等要求来考虑;然后再从对压力降或其他要求予以校核。

(2) 流速的选择

流体在管程或壳程中的流速,不仅直接影响传热膜系数,而且影响污垢热阻,特别对于含有泥沙等较易沉积颗粒的流体,流速过低甚至可能导致管路阻塞,严重影响到设备的使用。但流速增大,又将使流体阻力增大。因此选择适宜的流速是十分重要的。根据经验,表 1.18 及表 1.19 列出一些工业上常用的流速范围,以供参考。

表 1.18 列管换热器内常用流速范围

流体种类	流速, m/s	
	管程	壳程
一般液体	0.5~3	0.2~1.5
易结垢液体	>1	>0.5
气体	5~30	3~15

表 1.19 液体在列管换热器中的流速

液体粘度, $\times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$	最大流速, m/s
>1	2.4
1~35	1.8
53~100	1.5
100~500	1.1
500~1000	0.75
>1500	0.6

(3) 压降计算

换热器管程及壳程的压降常常控制在一定允许范围内。若计算结果超过允许值时,应修改设计参数或重新选择其他规格的换热器。按一般经验,对于液体压降常控制在 $10\sim 100\text{kPa}$ 范围内,对于气体压降则以 $1\sim 10\text{kPa}$ 为宜。此外,也可根据操作压力不同而有所差别,可参见表 1.20。

表 1.20 换热器操作允许压降

换热器操作压力 p , kPa	允许压降
<100 (绝压)	0.1 p
0~100 (绝压)	0.5 p
>100 (绝压)	>50kPa

① 管程压降。管程总压降可用下式计算：

$$\Delta p_t = (\Delta p_i + \Delta p_r) F_i N_s N_p \quad (1.139)$$

式中 每程直管压降 $\Delta p_i = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2 \rho}{2}$ ；每程回管压降 $\Delta p_r = 3 \times \frac{u^2 \rho}{2}$ ； F_i 为管程压降结垢校正系数，对 FA 型为 1.5，FB 型为 1.4； N_s 为壳程数； N_p 为管程数。

② 壳程压降。壳程压降计算方法很多，差异也较大。一般壳程总压降 Δp_s 可按管束压降和折流板缺口压降计算，可参考有关手册。

(4) 管子的规格和排列

我国目前实行的系列标准中规定采用的管子是 $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 和 $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ 两种规格。此外，还有 $\phi 38\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ ， $\phi 57\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 的无缝钢管和 $\phi 25\text{mm} \times 2\text{mm}$ 、 $\phi 38\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 的耐酸不锈钢管。管子分为 1.5m，2m，3m，4.5m 或 6m 几种，而以 3m 和 6m 更为普遍。管子在管板中的排列方法常用的有等边三角形、正方形直列和正方形错列三种。

(5) 列管换热器的选用和设计计算步骤

① 计算传热量及传热温差，初估总传热系数，估算传热面积。由此还应选取管程适宜流速，估算管程数，试选适当型号的换热器。

② 计算管、壳程流速和压降，看是否合理。或者先选定流速以确定管程数 N_p 和折流板间距 B ，再计算压降是否合理。这时 N_p 与 B 是可以调整的参数，如果仍不能满足要求，可另选壳径再行计算，直到合理为止。

③ 核算总传热系数。分别计算管、壳程传热膜系数，确定污垢热阻，求出总传热系数，并与估算时所选取的传热系数进行比较。如果相差较多，应重做估算。

④ 计算传热面积。根据核算的 K 值与温度校正系数 F_T ，计算传热面积，一般应使所选用或设计的传热面积比计算面积大 20% 为宜。

1.6 蒸发

1.6.1 单效蒸发的计算

1.6.1.1 物料衡算与热量衡算

蒸发量 W (kg/h) 为：

$$W = F(1 - x_0/x) \quad (1.140)$$

式中 F 、 W 分别为溶液的进料量和蒸发的水量，kg/h； x_0 、 x 分别为料液和完成液中溶质的浓度，质量分数。

所需加热蒸汽流量 D (kg/h) 由热量衡算（见图 1.5）

得到：

$$D = \frac{W(H' - h_0) + F(h_1 - h_0) + Q_1}{H - h^*} \quad (1.141)$$

式中 H 、 H' 为加热蒸汽、二次蒸汽的焓，kJ/kg； h_0 、 h_1 、 h^* 为料液、完成液、加热蒸汽凝液的焓，kJ/kg； Q_1 为热损失，kJ/h。

若为沸点加料，并略去热损失，则蒸发 1kg 的水约需 1kg 的加热蒸汽。实际情况由于有热损失等因素影响，单效蒸发的 $W/D \approx 0.9$ 左右。通常将每 kg 蒸汽所蒸发的水量 W/D 称为生蒸汽的经济性，它是衡量蒸发操作性能的重要参数之一。

1.6.1.2 溶液的沸点升高

在相同压力下溶液的沸点总是比纯溶剂的沸点高，二者之差就称为溶液的沸点升高 (B.P.R)。即：

$$\Delta = t - T' \quad (1.142a)$$

或

$$t = T' + \Delta \quad (1.142b)$$

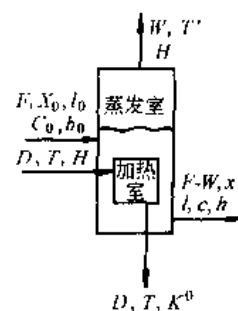


图 1.5 单效蒸发的物料衡算、热量衡算示意图

式中 t 为溶液的沸点； T' 为相同压力下水的沸点，亦即二次蒸汽的饱和温度； Δ 为溶液沸点升高。

溶液的沸点 t ，除可由手册直接查取，亦可先求得 Δ ，再利用式 (1.142b) 计算。

沸点升高 Δ 主要是由于溶液的蒸汽压降低、液柱静压头和管道阻力所引起的，故有：

$$\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' \quad (1.143)$$

溶液蒸汽压降低引起的沸点升高 Δ' 可直接查有关手册或由实验测得的溶液沸点 t 反求得到。图 1.6 给出不同浓度水溶液的沸点直线和沸点升高 Δ' 。

液柱静压头引起的沸点升高 Δ'' 可粗略按液面和底层的平均压力估算：

$$p_m = p + \rho g L / 5 \quad (1.144)$$

式中 p 为液面处压力，亦即二次蒸汽的压力，Pa； L 为液面高度，m。

由液面处的压力 p 求得水的沸点为 $T_{(p)}$ (°C)，由平均压力 p_m 求得的沸点为 $T_{(pm)}$ (°C)，则：

$$\Delta'' = T_{(pm)} - T_{(p)} \quad (1.145)$$

当二次蒸汽温度根据冷凝器处压力查取时，还需计及二次蒸汽由蒸发室流至冷凝器阻力损失引起的沸点升高 Δ''' 。根据经验，一般可取 $\Delta''' = 0.5 \sim 1^\circ\text{C}$ 。

1.6.1.3 传热速率方程

蒸发过程是单纯的传热过程，其传热速率方程为：

$$Q = KA\Delta t \quad (1.146)$$

蒸发器的总传热系数可按 1.5 节有关公式，由内外壁的对流及管壁热阻、污垢热阻各项求出。

图 1.7 给出几种蒸发器的传热系数范围，可供参考。

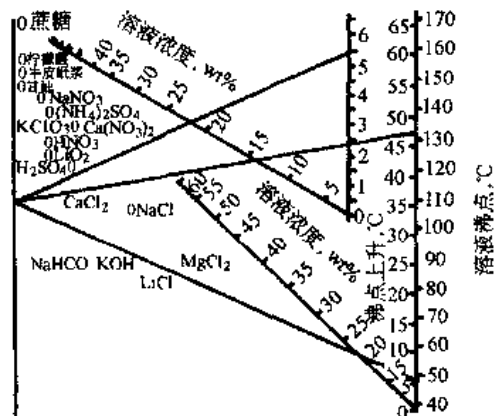


图 1.6 各种水溶液的沸点升高值

例：溶液温度为 133°C 时，22% CaCl_2

水溶液的 B.P.R. 为 5.4°C

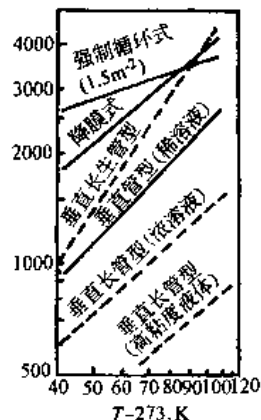


图 1.7 蒸发室的总传热系数

沸点升高对蒸发过程的影响主要是使它的传热温差减小。若蒸发的为纯溶剂，传热温差为加热蒸汽温度与二次蒸汽温度之差，即 $\Delta t_r = T - T'$ 。由于沸点升高，有效传热温差

$$\Delta t = \Delta t_r - \Delta \quad (1.147)$$

1.6.2 多效蒸发的计算

1.6.2.1 多效蒸发效数

在工业生产中要蒸发大量的水分，为了减少加热蒸汽消耗量，可采用多效蒸发。多效蒸发时，除末效外，各效的二次蒸汽均可作为下一效蒸发器的加热蒸汽加以利用。因而和单效比，相同的生蒸汽量可蒸发更多的水量，亦即提高了生蒸汽的经济性 W/D 。根据经验，不同效数时生蒸汽的经济性大致如表 1.21。

表 1.21 生蒸汽的经济性

效数	单效	双效	三效	四效	五效
W/D	0.91	1.75	2.50	3.33	3.70

可以看出，当效数增加时， W/D 虽然增加，但并不和效数成正比。

多效蒸发的设备费近似和效数成正比，因此多效蒸发时生蒸汽的经济性是以设备费为代价的；另一方面，由于各效均存在温差损失，各效有效传热温差之和必小于单效时的有效传热温差，结果导致多效时的生

产能力小于单效。因此,多效蒸发的效数必存在一定的限制。一般来说,对于电解质溶液,如NaOH、 NH_4NO_3 等水溶液的蒸发,由于其沸点升高较大,通常为2~3效;而对于非电解质溶液,如糖的水溶液或其他有机溶液的蒸发,其沸点升高较小,所用的效数可为4~6效。

1.6.2.2 多效蒸发的计算

在进行多效蒸发的计算时,进料量、进料温度、进料浓度和最终完成液浓度及生蒸汽的压力和冷凝器的压力等均为已知量,各效的传热系数可引用生产或实验测得的数据,也可用经验公式估算。需要计算的未知量是传热面积、生蒸汽的耗量和水分蒸发量。通常假设各效的传热面积相等。

进行计算时所应用的仍是各效的物料衡算、热量衡算和传热方程,衡算方法与单效蒸发过程相似。由于过程的复杂性,一般需要根据经验先给定初值,进行迭代计算。

(1) 多效蒸发的温度差

以并流加料的三效蒸发器为例,各效的传热量为:

$$Q_i = K_i A_i \Delta t_i \quad (1.148)$$

各效的有效温度差按下式分配:

$$\Delta t_i = \frac{Q_i / K_i}{\sum Q / K} \sum \Delta t \quad (1.149)$$

式中 $\sum \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3$, 为各效的有效温度差之和。若有温差损失,则:

$$\sum \Delta t = \Delta t_r - \sum \Delta \quad (1.150)$$

由上可知,各效的有效温度差以及各效溶液的沸点和蒸汽的温度均不能任意给定。各效的有效温度差必须满足式(1.149)的分配关系。

(2) 多效蒸发的计算步骤

① 由完成液的浓度和最后一效的压力,确定最后一效的沸点(如果有沸点升高,可以由图1.7确定)。

② 通过总物料衡算确定总蒸发量,将总蒸发量分配到各效作物料衡算,求出各效的浓度。一般在第一次试算时先假定各效蒸发量相等。

③ 用式(1.149)估算各效的温度差 Δt_1 、 Δt_2 和 Δt_3 。如果任一效有额外的热负荷,例如进料是冷料,则需要按比例增大 Δt 。然后计算各效的沸点。如果存在沸点升高,先估计一效和二效的压力,从而确定每一效的沸点升高。因为沸点升高几乎和压力无关,所以只需粗略估计压力值。求出有效传热温差后,即可估算出 Δt_1 、 Δt_2 和 Δt_3 ,然后计算各效的沸点。

④ 作各效的热量衡算和物料衡算,计算各效的蒸发量、溶液的浓度和传热量。如果计算的蒸发量和第二步的假定值相差较大,则可利用刚刚计算出未的蒸发量重复第②、③和④步骤。

⑤ 利用各效的传热方程 $Q_i = K_i A_i \Delta t_i$,计算各效的传热面积 A_1 、 A_2 和 A_3 ;

⑥ 如果所得的各传热面积相差较大,那么可以应用下面的方法求出新的 Δt_1 、 Δt_2 和 Δt_3 的数值。先用下式求平均传热面积:

$$A_m = (A_1 + A_2 + A_3) / 3 \quad (1.151)$$

然后用以下的关系求出新的 $\Delta t'_1$ 、 $\Delta t'_2$ 、 $\Delta t'_3$:

$$\Delta t'_1 = \frac{\Delta t_1 A_1}{A_m}, \Delta t'_2 = \frac{\Delta t_2 A_2}{A_m}, \Delta t'_3 = \frac{\Delta t_3 A_3}{A_m} \quad (1.152)$$

$\Delta t'_1 + \Delta t'_2 + \Delta t'_3 = \sum \Delta t$, 否则,适当调整所有的 $\Delta t'$ 值,使该式成立。如果存在沸点升高,则利用第④步得到的浓度值确定各效中的新的沸点和沸点升高。由总温差 Δt_r 减去各效沸点升高之和就可得出新的有效传热温差 $\sum \Delta t$,应用式(1.152)算出新的 $\Delta t'$ 。必须调整刚刚算出的 $\Delta t'$ 值之和,使其等于新的 $\sum \Delta t$ 值。

⑦ 利用第⑥步得到的新的 $\Delta t'$ 值,重新从第④步开始计算,如此继续,直到面积相等为止。注意第①、②、③步的作用仅仅是为计算确定适当的起点。

1.6.3 蒸发器类型与选型

1.6.3.1 蒸发器类型

蒸发器有多种结构形式,一般均采用管式加热面。它们由加热室、流动(或循环)通道、汽液分离空间三部分组成。按溶液在蒸发器中的运动情况,大致可分为循环型和单程型两大类。

循环型蒸发器有强制循环式、中央循环管式(标准式)、水平管式、外加热式等。单程型蒸发器有升膜式、降膜式、刮板式等。

1.6.3.2 选型考虑的因素

蒸发设备的选型是蒸发装置设计中的主要问题。为了使装置更紧凑些,在选型时首要考虑选用传热系数

大的型式,但料液的物理、化学性质常常限制它们的使用。有时几种型式蒸发器对相同的料液都能得到相同的效果,因此在选型时,要综合技术要求、现场条件、投资状况,甚至传统习惯等统一考虑。

① 料液的性质:包括成分组成,粘度变化范围,热稳定性,发泡性,腐蚀性,是否结垢、结晶,是否有固体悬浮物等。

② 工程技术要求:包括处理量、蒸发量,料液进出口的浓度和温度,安装现场的面积和高度,设备投资限额,连续或间歇生产等。

③ 公用系统的情况:包括可以利用的热源,蒸汽供应量及压力,能利用的冷却水的水量、水质和温度等。

1.6.3.3 选型原则

① 物料的粘度。物料在蒸发过程中粘度的增加程度是选型的关键因素之一,各蒸发设备选用的粘度范围可参见表 1.22。

表 1.22 蒸发设备选型的基准表

蒸发器形式	适用粘度 范围 Pa·s	总传热系数		蒸发量	造价	停留 时间	浓缩液 循环否	浓缩比	料液性质是否适合			
		稀薄 溶液	高粘 溶液						盐析与 结垢	热敏性	发泡性	高粘液
水平管式	≤ 0.05	较高	较低	大	低	长	否	高	较差	不适	尚适	可
标准式	≤ 0.05	较高	较低	大	低	长	是	高	尚适	较差	适	可
外加热式	≤ 0.05	高	低	大	低	较长	是	良好	尚适	不适	尚适	差
列文式	≤ 0.05	高	低	大	高	较长	是	良好	尚适	不适	尚适	差
强制循环式	0.01~1.00	高	高	大	高	较短	是	良好	好	尚适	适	可
升膜式	≤ 0.05	高	低	大	低	短	否	良好	较差	适	好	差
降膜式	0.01~0.1	高	较高	大	低	短	否	良好	较差	适	适	可
刮膜式	1.0~10.0	高	高	不大	高	短	否	良好	适	适	适	好
浸没燃烧式	≤ 0.05	—	—	较大	低	较长	否	良好	适	不适	尚适	可
闪蒸式	0.01	—	—	大	高	较长	是	不高	适	适	尚适	差

② 物料的热敏性。对热敏性物料,一般应选用贮液量少、停留时间短的膜式蒸发器,还要在真空下操作,以降低其受热程度。

③ 物料的发泡性。粘度大、表面张力低、含有高分散度固体颗粒的溶液以及胶状液容易起泡。发泡严重时会使泡沫充满汽液分离空间,形成二次蒸汽的大量夹带。

对于易起泡的物料,应采用升膜式和强制循环式以及外加热式。此外,标准式、悬筐式、水平管式具有较大的分离空间,也可使用。由于真空条件下会加速溶液的发泡,因此易发泡物料以不采用真空蒸发为宜。还可以在蒸发过程中加入适当的消泡剂。

④ 有结晶析出的物料。物料在蒸发过程中有结晶析出,或作为蒸发结晶器使用时,一般应采用管外沸腾型蒸发器,如强制循环式、外加热式等。这些蒸发器的加热管始终充满料液,管内不蒸发而阻止了结晶的析出。同时由于加大循环流速使结晶无法附着管壁。另外,刮板式、旋液式以及标准式、悬筐式等也适用于有结晶析出的物料。其他膜式蒸发器则不适用。

⑤ 结垢问题。长期使用蒸发器后的传热面总有不同程度的结垢。垢层导热性差,明显影响了蒸发效果。严重的甚至堵管以致无法运转。应首先考虑选取如浸没燃烧式、标准式、悬筐式、闪蒸式、刮板式等便于清洗和清除结垢的蒸发设备,另外可选用循环速度大,在加热管外沸腾的蒸发器像强制循环式、外加热式等。蒸发设备的选型基准表如表 1.22。

1.7 结晶

结晶是固体物质以晶体状态从蒸汽、溶液或熔融物中析出的单元操作。相对于其他的化工分离操作,结晶操作的特点在于:

① 能从杂质含量相当多的溶液或多组分的熔融混合物中,分离出高纯或超高纯的晶体;

② 对于许多难分离的混合物系,如同分异构体混合物,共沸物系,热敏物系等,使用其他分离方法难以奏效,却适用结晶法;

③ 结晶与蒸馏及其他常用的分离法(萃取、吸附、吸收等)相比,能量消耗低得多;

④ 结晶是一个很复杂的单元操作。

对于结晶方法的分类,一般按溶液结晶、熔融结晶、升华、沉淀四类讨论。

1.7.1 结晶动力学

1.7.1.1 总成核速率

结晶过程中, 总成核速率 B 即单位时间单位容积溶液中新生核数目, 可表达为:

$$B^0 = B_p + B_s \quad (1.153)$$

式中 B_p 为初级成核速率, $\# / (\text{m}^3 \cdot \text{s})$; B_s 为二次成核速率, $\# / (\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

在一般工业结晶过程中, 通常控制为二次成核, B^0 近似为 B_s , B^0 的简化表达式亦取 B_s 表达式, 在外部输入能量相对稳定时简化为:

$$B^0 = K_n M_T^j G^i \quad (1.154)$$

式中 K_n 为与温度 T 及外部输入能量 (如搅拌强度) 有关的成核速率常数; M_T 为悬浮密度, kg/m^3 ; G 为结晶成长速率, m^3/s ; 常数 j 、 i 是受操作条件影响的因子。

1.7.1.2 结晶成长速率

常使用经验式表示结晶成长速率:

$$G = K_g \Delta C^g \quad (1.155)$$

式中 G 为以晶体线性成长计算的结晶成长速率; K_g 为与具体物系及过程物理环境相关的成长速率常数; g 为幂指数。某些工业结晶产品的成长速率及动力学方程式可参考有关手册。

1.7.1.3 结晶器分类及选用

结晶器种类繁多, 有许多形式的结晶器专用于某一种结晶方法, 但更有许多重要形式的结晶器, 如 DTB、DP、Oslo 型等又通用于各种不同的结晶方法。此外还有混合型与分级型、母液循环型与晶浆循环型、分批型与连续型等的区分。按结晶方法的不同来给结晶器分类, 见表 1.23。

表 1.23 结晶器的分类

冷却结晶器	间接冷却	混合悬浮混合出料结晶器(MSMR)、外循环式冷却结晶器、锥形分级结晶器(Howard)
	直接冷却	简单釜状、回转式、湿壁塔式、淋洒式、Cerny 直冷式
蒸发结晶器		外部强制循环结晶器、带有机机械搅拌的结晶器
真空结晶器		Swenson 强迫循环结晶器、Oslo 流化床型结晶器、DTB 带有导流筒及挡板的结晶器、双螺旋桨结晶器(DP 型)、Standard Messo 湍流结晶器

选择结晶器时, 要全面考虑许多因素, 但没有简单的规则可循, 很大程度上还得凭经验。下面是要考虑的一般性原则:

- ① 物系的溶解度与温度之间的关系;
- ② 结晶产品的形状、粒度及粒度范围;
- ③ 生产能力的大小;
- ④ 费用和占地大小。

1.7.2 结晶器设计

欲完成一台结晶器的设计, 首先必须收集与测定必要的结晶物性数据与资料, 了解产品的产量与质量要求, 然后确定结晶过程的类型, 选择好操作模式, 进而完成结晶器的选型与操作条件的确定。这样才能最终进行模型求解的设计收敛的运算。

1.7.2.1 拉森 (M. A. Larson) 和兰道夫 (A. D. Randolph) 设计方法

由总体粒数平衡概念出发, 应用结晶成核与成长经验公式与物料平衡方程联立求出结晶器稳态方程与动态方程的解, 导出了不同停留时间的结晶器的一些设计模型, 如已提出的混合悬浮混合取出 (MSMR) 型结晶器设计基本公式为:

$$G = \left[\frac{27 M_T^{1-j}}{2 L_D^4 k_v k_N \rho} \right]^{\frac{1}{j-1}} \quad (1.156)$$

又如具有细晶消除的 DTB 结晶器设计基本公式为:

$$G = \left\{ \frac{27 M_T^{1-j}}{2 L_D^4 k_v k_N \rho \exp[-3 L_F (R-1)/L_D]} \right\}^{\frac{1}{j-1}} \quad (1.157)$$

$$\text{停留时间} \quad \tau = L_D / 3G \quad (1.158)$$

$$\text{排液量} \quad Q = P/M_T \quad (1.159)$$

$$\text{结晶器有效体积} \quad V = \tau Q \quad (1.160)$$

式中 G 为结晶成长速率, m/s ; M_T 为悬浮密度, kg/m^3 ; L_D 为主粒度 ($L_D = 3G\tau$), m ; L_F 为结晶切割粒度, m ; ρ 为晶体密度, kg/m^3 ; R 为消晶循环比; k_v 为体积形状因子; k_N 为成核动力学式常数; τ 为结晶停留时间, s ; P 为生产速率, kg/h 。

1.7.2.2 成家正和丰仓贤设计方法

丰仓贤提出了以结晶操作特性因子 C.F.C 概念为基础的设计理论, 导出了输送层型 (包括 DTB 型)、混合槽型、分级层型 (包括 Krystal-Oslo 型) 结晶器设计计算式。例如对于加晶种的混合槽型结晶器有效体积 V 可按下式计算:

$$V = AF \quad (1.161)$$

$$A = PL_D/[k_a k_0 M V^* (\Delta C)^2] \quad (1.162)$$

$$\text{C.F.C} = \varphi \left(X_1^2 + \frac{2}{3} X_1 + \frac{2}{9} \right) / \left[\left(1 - \frac{1}{\varphi} \right) \left(X_1^2 + X_1^2 + \frac{2}{3} X_1 + \frac{2}{9} \right) \right] \quad (1.163)$$

式中 k_a 为面积形状因子; M 为结晶物质分子量; k_0 为质量结晶成长速率常数, $\text{kg} \cdot \text{mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})(\text{kg} \cdot \text{mol}/\text{m}^3 \text{ 溶剂})$; V^* 为千摩尔体积, $\text{m}^3/(\text{kg} \cdot \text{mol})$; ΔC 为溶液入口处的过饱和度, $\text{kg} \cdot \text{mol}/\text{m}^3 \text{ 溶剂}$; X_1 为无因次粒度 ($X_1 = L_S/L_D$); F 即结晶操作特性因子 C.F.C; L_S 为晶种粒度; A 为设计特性因子; φ 为无因次过饱和度 ($\varphi = \Delta C/\Delta C_{\text{sat}}$)。

1.8 气体吸收

气体吸收是气体混合物中一种 (或多种) 组分从气相转移到液相从而实现组分间分离的过程。转移的方法是物质借扩散 (分子扩散或对流扩散) 作用而传递, 从机理上看吸收属于传质过程。解吸则是吸收操作的逆过程, 也称气提。

气体吸收过程分两类: 物理吸收和化学吸收。吸收流程按气液接触方式可分为并流与逆流操作, 一般采用逆流操作。其流程有单塔吸收、单塔吸收与部分吸收剂循环、多塔串联与部分吸收剂循环 (或无循环) 以及吸收与解吸相结合流程。

最常用的吸收设备为填料塔与板式塔。

1.8.1 气液平衡

1.8.1.1 气体的溶解度

当总压不高 (通常指不超过 0.5MPa), 温度恒定时, 稀溶液的气液平衡关系可用亨利定律表示:

$$p = Ex \quad (1.164a)$$

$$\text{或} \quad p = c/H \quad (1.164b)$$

$$y = mx \quad (1.164c)$$

式中 p 为溶质在气相中的分压, kPa ; x 、 y 为溶质在液相和气相中的摩尔分率; c 为溶质在液相中的浓度, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$; E 为亨利系数, kPa ; H 为溶解度系数, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$; m 为相平衡常数。

亨利定律适用于稀溶液。若溶液浓度较高, 气液两相平衡组成之间的关系由实验确定。或从有关手册查得, 也可以参考有关手册进行粗略的估算。

1.8.1.2 吸收剂的选择

理想的吸收剂应具有如下特性。

① 溶解度较大。这样, 溶剂用量 (或循环量) 则少, 输送和再生的能耗亦省。此外, 在相同溶剂用量条件下, 既可以提高吸收过程的推动力, 又可以减少液相传质阻力, 两者都使传质速率加快。

② 选择性好。可以减少惰性气体组分的溶解损失, 而且还可以提高解吸后所得溶质气体的纯度。

③ 再生性能好。易于再生, 可多次利用。

溶剂再生性能的优劣和再生过程的经济性是评价溶剂乃至整个吸收过程的重要技术经济指标。

④ 挥发度要小。这样可以减少溶剂的损耗, 并可提高溶质气体的纯度。

⑤ 具有较好的化学稳定性和热稳定性, 以减少使用中溶剂的降解和变质。这点对化学吸收剂的选择尤应考虑。

⑥ 粘度宜低, 利于传质和输送; 不易发泡, 利于实现高效、稳定操作。

⑦ 毒性应尽量小, 不易燃; 对设备腐蚀性要小, 既可以节省设备费和维修费, 又利于安全生产。

⑧ 来源充足, 价廉易得。

1.8.2 传质速率

传质速率与传质推动力成正比。对于稳态传质：

$$\text{在气相中} \quad N_A = k_G(p_{AG} - p_{Ai}) \quad (1.165)$$

$$\text{在液相中} \quad N_A = k_L(c_{Ai} - c_{AL}) \quad (1.166)$$

式中 k_G 称为气相传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ (N/m^2); k_L 称为液相传质系数 (m/s)。

界面浓度 (c_{Ai} , p_{Ai}) 由

$$\frac{p_{AG} - p_{Ai}}{c_{AL} - c_{Ai}} = -\frac{k_L}{k_G} \quad (1.167)$$

和气液平衡关系

$$p_{Ai}^* = f(c_{Ai}) \quad (1.168)$$

确定。从而可求出某一局部 (某一个截面上) 的传质通量。

采用不同的推动力, 传质速率式又可写成如下形式:

$$N_A = k_y(y_{A1} - y_{A2}) \quad (1.169)$$

$$N_A = k_x(x_{A1} - x_{A2}) \quad (1.170)$$

$$N_A = K_y(y - y_e) \quad (1.171)$$

$$N_A = K_x(x_e - x) \quad (1.172)$$

式中 k_y 、 k_x 为气、液相传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$; K_y 、 K_x 为气相和液相总传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$; y_e 为与液相组成 x 平衡的气相组成, 摩尔分率; x_e 为与气相组成 y 平衡的液相组成, 摩尔分率。

若平衡线为直线, 或线上某一段近似于直线, 斜率可取为 m , 则有:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (1.173)$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x} \quad (1.174)$$

若平衡线不为直线时, 原则上只宜根据气、液相传质系数 k_y 、 k_x 计算传质速率。

1.8.3 吸收计算

1.8.3.1 吸收剂用量的确定

全塔物料衡算式为:

$$G(y_1 - y_2) = \pm L(x_1 - x_2) \quad (1.175)$$

式中 G 、 L 为塔内混合气与溶液的摩尔分率, kmol/h ; y_1 、 y_2 为进、出塔气流中溶质的摩尔分率; x_2 、 x_1 为进、出塔液流中溶质的摩尔分率。

下标 1、2 分别代表进、出口端组成, 正号为逆流, 负号为并流。

吸收的操作线方程式为:

$$y = y_2 \pm \frac{L}{G}(x - x_2) \quad (1.176)$$

如图 1.8, 逆流吸收操作时, 可先直接读取 x_{1e} , 由下式计算最小液气比:

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{x_{1e} - x_2} \quad (1.177)$$

若气液平衡关系服从亨利定律, 则 $x_{1e} = y_1/m$ 。

通常设计时的吸收剂用量以最小吸收剂用量乘以一经验倍数, 即

$$L_S = (1.1 \sim 2.0) L_{S\min} \quad (1.178)$$

1.8.3.2 填料层高度计算

多数工业吸收操作都是低浓度气体 (小于 5%~10%) 吸收, 因而 G 、 L 为恒量, 属等温吸收, 总传质系数为一常数。填料层高度计算可以表示为:

填料层高度 = 传质单元数 \times 传质单元高度

$$\text{用公式表示,} \quad h = H_{OG} \cdot N_{OG} = H_{OL} \cdot N_{OL} \quad (1.179)$$

式中 $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$, 气相总传质单元高度, m ; $N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e}$, 气相总传质单元数; $H_{OL} = \frac{L}{K_x a}$, 液相总传质单元高度, m ; $N_{OL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_e - x}$, 液相总传质单元数。 $K_y a$ 为气相体积传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$; $K_x a$ 为

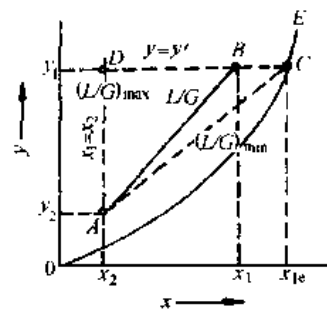


图 1.8 L/G 对操作线位置的影响

液相体积传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

传质单元高度由体积传质系数计算,也可以直接由已知工业数据或实测数据确定。传质单元数根据平衡线是否为直线有以下几种计算方法。

(1) 平均推动力法

对于平衡线为直线 $y = mx + b$ 或 $y = mx$ 的吸收过程,均可采用平均推动力法计算 N_{OG} 或 N_{OL} :

$$N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m} \quad (1.180)$$

$$N_{OL} = \frac{x_1 - x_2}{\Delta x_m} \quad (1.181)$$

式中 Δy_m 、 Δx_m 为对数平均推动力:

$$\Delta y_m = [(y_1 - y_{e1}) - (y_2 - y_{e2})] / \ln[(y_1 - y_{e1}) / (y_2 - y_{e2})] \quad (1.182)$$

$$\Delta x_m = [(x_{e1} - x_1) - (x_{e2} - x_2)] / \ln[(x_{e1} - x_1) / (x_{e2} - x_2)] \quad (1.183)$$

当 $\Delta y_2 / \Delta y_1 < 2$ 时可用算术平均代替对数平均。

(2) 脱吸因数法

当平衡线为 $y = mx$ 时,可采用脱吸因数法计算 N_{OG} 或 N_{OL} :

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + S \right] \quad (1.184)$$

$S = 1/A = mG/L$, 称为脱吸因数, A 为吸收因数。

也可用脱吸因数图(见图 1.9)求 N_{OG} 。

解吸塔可按液相的浓度变化来计算 N_{OL} 。 N_{OL} 的计算式为:

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln \left[(1-A) \frac{x_1 - y_2/m}{x_2 - y_2/m} + A \right] \quad (1.185)$$

利用图 1.10 的曲线同样可以读出 N_{OL} 。这时,纵坐标改为 N_{OL} ,横坐标改为 $(x_1 - y_2/m) / (x_2 - y_2/m)$,参变数改为 $L/G_m(A)$ 。

(3) 梯级作图法

平衡线为弯曲程度不大的曲线,可以利用梯级法作图近似求 N_{OG} 。

先在平衡线与操作线间垂直距离上的中点作一条虚线,如图 1.10 所示。

从操作线上代表塔顶的 A 点开始,朝着平衡线作水平线直至 D 点,使得 $AM = MD$,从 D 点向上作垂线交操作线于点 F 。梯级 ADF 代表一个传质单元。从 F 点开始再重复进行上述步骤,直到抵达或超过操作线上代表塔底状况的一点为止。所作出的梯级数就是 N_{OG} 的近似值。

如果要求 N_{OL} ,则虚线绘在操作线与平衡线间的水平距离一半处,自操作线上代表塔底的一点开始作图。

(4) 数值积分法

平衡线为弯曲程度较大的曲线时,计算 $N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e}$ 应采用数值积分方法,如辛普森(Simpson)法求其积分值,其做法如下。

在 y_2 至 y_1 之间作偶数等分,对每一个 y 值计算出对应的 $f(y) = 1/(y - y_e)$,然后按下式:

$$\int_{y_0}^{y_n} f(y) dy = \frac{\xi}{3} (f_0 + 4f_1 + 2f_2 + 4f_3 + 2f_4 + \cdots + 2f_{n-2} + 4f_{n-1} + f_n) \quad (1.186)$$

求积,式中步长 $\xi = (y_n - y_0)/n$ 。

可取任一偶数, n 值越大,计算越准确。此处 y_n 相当于入塔气相浓度 y_1 , y_0 相当于出塔浓度 y_2 。

1.8.3.3 板式吸收塔设计

对气体吸收或解吸操作的板式塔计算,主要是求理论塔板数。在气体吸收中,新相由不挥发的惰性溶剂(吸收)或不溶性惰性气体(解吸)组成,通常没有回流。

(1) 作图法

从操作线上代表塔顶状况的 A 点出发,在操作线与平衡线之间作直角梯级,可求得吸收塔的理论塔板数。

(2) 低浓度吸收的解析法

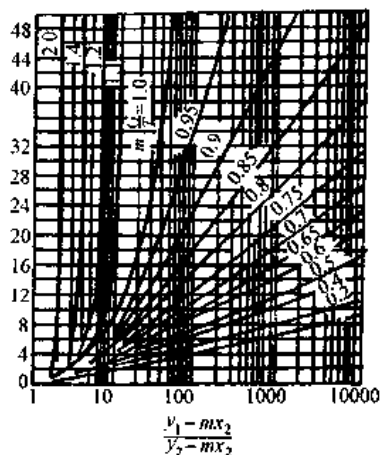


图 1.9 传质单元数

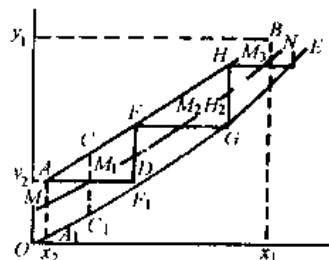


图 1.10 传质单元数的图解法

若操作线和平衡线均为直线, 热效应可以忽略, 理论塔板数的计算式为:

$$N = \frac{1}{\ln A} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A} \right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right] \quad (1.187)$$

当 $A = 1$ 时, $N = (y_1 - y_2)/(y_2 - mx_2)$ 。

(3) 高浓度吸收的解析法

当进料气体为高浓度时, 随温度增加引起平衡常数 K 值变化, 吸收因数 $A = L_S/KG_B$ 在塔高方向可能变化。对这个问题的近似解可以通过“有效”吸收因数 A_e 和 A' 的代换获得:

$$\frac{y_1 - y_2}{y_1} = \left[1 - \frac{1}{A' (G_y)_1} \right] \frac{A_e^{N+1}}{A_e^{N+1} - 1} \quad (1.188)$$

式中下标 1 和 2 指塔底和塔顶, 吸收因数由下式定义:

$$A_e = \sqrt{A_1(A_2 + 1) + 0.25} - 0.5 \quad (1.189)$$

$$A' = A_1(A_2 + 1)/(A_1 + 1) \quad (1.190)$$

(4) 解吸塔方程式

对稀溶液和平衡线与操作线为直线的解吸塔, 塔板数的计算类似于吸收的塔板数计算:

$$N = \frac{1}{\ln S} \ln \left[(1 - A) \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} + A \right] \quad (1.191)$$

对高浓度解吸:

$$\frac{x_2 - x_1}{x_2} = \left[1 - \frac{1}{S' (L_x)_2} \right] \frac{S_e^{N+1} - S_e}{S_e^{N+1} - 1} \quad (1.192)$$

式中

$$S_e = \sqrt{S_2(S_1 + 1) + 0.25} - 0.5 \quad (1.193)$$

$$S' = S_2(S_1 + 1)/(S_2 + 1) \quad (1.194)$$

1.8.3.4 高浓度吸收的计算

高浓度 ($>10\%$) 吸收过程的操作线为:

$$G_B \left(\frac{y}{1-y} - \frac{y_2}{1-y_2} \right) = L_S \left(\frac{x}{1-x} - \frac{x_2}{1-x_2} \right) \quad (1.195)$$

在 $y-x$ 坐标上为一曲线。其塔高的计算可采用以下两种方法。

(1) 逐段计算法

将已知的气体浓度按变化范围分成若干等分, 衡算式可近似写成:

$$(G_y)_n - (G_y)_{n-1} = (L_x)_n - (L_x)_{n-1} \quad (1.196)$$

各段塔高计算:

$$\Delta h = \frac{(1-y)_m}{k'_y a (y - y_1)_n} [(G_y)_n - (G_y)_{n-1}] \quad (1.197)$$

界面浓度由 $k'_y a (y - y_1) = k'_x a (x_1 - x)$ 结合平衡曲线求取。

从塔顶开始依次算出各等分所需塔高, 全塔高度即为各段塔高之和。

(2) 传质单元法的近似计算

$$\text{塔高 } h = H_G \cdot N_G = H_L \cdot N_L \quad (1.198)$$

式中

$$H_G = G/k'_y a \quad (1.199)$$

$$N_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_m}{(1-y)(y-y_1)} dy = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y_1} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} \quad (1.200)$$

$$H_{OG} = G/K_y a \quad (1.201)$$

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y_e} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} \quad (1.202)$$

N_G 或 N_{OG} 中的第一项积分可通过数值积分法求得。以液相表示的 H_L 、 N_L 等的定义与气相类似。

1.8.3.5 非等温吸收

对非等温吸收的一种简化处理方法是假定释放热将全部用于液体升温 (绝热吸收)。求取非等温条件下相平衡关系曲线的方法是将塔中液相浓度 x 的变化范围分成若干段, 每段的变化为 Δx 。对任意段将溶质的液相热量衡算式近似写成:

$$c_L(t_n - t_{n-1}) = x_n - x_{n-1} \quad (1.203)$$

在塔上部吸收,重组分在塔下部吸收。

(2) 低浓度吸收的解析法

前述设计方法经修正后用于多组分吸收:

$$\frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 - mX_2} = \frac{(A^0)^{N+1} - A^0}{(A^0)^{N+1} - 1} \quad (1.211)$$

其中 $A^0 = L_M^S / mG_M^0$, $m \approx K = y^* / x$ 。

式(1.211)左边表示进料混合气的任一组分的吸收率。如果溶剂不含溶质($X_2 = 0$),左边等于组分的吸收分率。当理论塔板数 N 、液气流量 L_M^S 、 G_M^0 固定,每个组分的吸收率可直接计算,操作线无需试差法即可确定。

当 A^0 小于 1, N 很大时

$$\frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 - mX_2} \approx A^0 \quad (1.212)$$

此方程可用于估算挥发性大组分的吸收率,其 A^0 值比关键组分的 A^0 值小。

在高浓度吸收过程中,必须考虑塔内气液流量变化和热效应影响。要获得理论板的精确结果常常需要试差法计算。

1.8.4 填料塔

1.8.4.1 填料塔设计的一般原则

填料塔设计一般应遵循以下原则:

- ① 塔径与填料直径之比一般应大于 15:1,至少应大于 8:1;
- ② 填料层的分段高度为,金属 6~7.5m,塑料 3~4.5m;
- ③ 5~10 倍塔径的填料高度需设置液体再分布装置,但不能高于 6m;
- ④ 液体分布装置的布点密度, Walas 推荐 95~130 点/ m^2 , Glitsch 公司建议 65~150 点/ m^2 ;
- ⑤ 填料塔操作风速在 70% 的液泛速度附近;
- ⑥ 由于风载荷和设备基础的原因,填料塔的极限高度约为 50m。

1.8.4.2 填料的选择

塔填料是填料塔的核心部件,自拉西环问世以来,发展到今天的各种类型填料,其中最主要的颗粒填料是矩鞍形填料和阶梯环填料,最主要的规整填料是波纹填料。对具有代表性的九种填料的十方面性能指标,采用模糊数学方法进行综合评估,得到了九种填料的综合性能,可供设计时参考,见表 1.24。

表 1.24 九种填料综合性能评定

填 料	评估值	语言值	排 序	填 料	评估值	语言值	排 序
丝网波纹填料	0.86	很好	1	金属鲍尔环	0.51	一般好	6
孔板波纹填料	0.61	相当好	2	瓷矩鞍形填料	0.41	较好	7
金属矩鞍形	0.59	相当好	3	瓷鞍形环	0.38	略好	8
金属鞍形环	0.57	相当好	4	瓷拉西环	0.36	略好	9
金属阶梯环	0.53	一般好	5				

1.8.4.3 操作风速的选取

生产任务及填料型式确定之后,由 Eckert 通用关联图或由下式估算泛点风速 u_f :

$$\lg \left[\frac{u_f^2}{g} \left(\frac{a}{\epsilon^3} \right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) (10^3 \mu_L)^{0.2} \right] = A - 1.75 \left(\frac{V_L}{V_G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/8} \quad (1.213)$$

式中 ρ_G 、 ρ_L 为气、液相密度, kg/m^3 ; μ_L 为液相粘度, $Pa \cdot s$; A 为填料常数,见表 1.25,《化学工程手册》p13-7 推荐值为 0.022; V_G 、 V_L 为气、液相质量流量, kg/h 。

表 1.25 各种填料的 A 值

填 料	A 值	填 料	A 值
金属鲍尔环	0.10	塑料矩鞍形	0.244
塑料鲍尔环	0.0942	塑料阶梯环	0.204
瓷矩鞍形填料	0.176	瓷拉西环	-0.134

填料塔操作风速, Coker 建议,对一般物系, $u_0 = (70\% \sim 80\%) u_f$; 易起泡物系, Morris 和 Jackson 提出

$$u_0 < 40\% u_{fo}$$

1.8.4.4 塔径计算

$$D = \sqrt{\frac{4\dot{V}}{\pi u}} \quad (1.214)$$

1.8.4.5 气体通过填料层的压降

填料层的压降仍可用 Eckert 通用关联图求取。也可用流体力学中常见的阻力系数形式来表达：

$$\Delta p = \frac{1}{2} \xi h u_0^2 \rho_G \quad (1.215)$$

式中 Δp 为填料层压降, Pa; h 为填料层高度, m; u_0 为空塔气速, m^3/s 。

1.9 蒸馏

蒸馏过程是利用液体混合物中各组分挥发度的差异而进行分离的一种单元操作。其原理是将料液加热, 使它部分气化, 易挥发组分在蒸汽中增浓, 而难挥发组分在液体中增浓。经过多次部分气化和部分冷凝, 就可以使轻重组分得以分离。

根据操作方式分类, 蒸馏方法可分为闪蒸蒸馏、间歇蒸馏和连续蒸馏。

1.9.1 汽液平衡

1.9.1.1 汽液平衡关系的表达

汽液平衡关系的表达方式, 通常有三种。

① 直接列表或用坐标图表示汽相组成与液相组成之间的对应关系。

② 以相平衡常数 K_i 表示:

$$K_i = y_i / x_i \quad (1.216)$$

平衡时必须满足 $\sum (y_i / K_i) = 1$ 或 $\sum K_i x_i = 1$ 。

③ 以相对挥发度 α 表示。

如组分 i 对组分 j 的相对挥发度 α_{ij} 定义为:

$$\alpha_{ij} = (y_i / x_i) / (y_j / x_j) = K_i / K_j \quad (1.217)$$

1.9.1.2 计算 K 值的公式

相平衡常数 K 是混合物的温度、压力及组成的函数。严格说来, K 并非常数。然而, 对于分子结构及分子大小均类似的混合物, K 值主要取决于温度和压力的影响。

K 值的基础来源于实验测定或已发表的实际数据。当数据不全时, 可根据已有的数据, 用热力学方法进行推算, 也可以用有关物系的官能团结构进行推算。

K 值的基本计算公式如表 1.26 所示, 应依据不同条件来选择应用不同的公式。

表 1.26 K 值的基本计算公式

公 式	应 用 条 件	系 统 压 力
$K_i = y_i / x_i$	通用	通用
$K_i = P_i^* / P$	汽液两相均为理想体系	低压 ($< 0.2 \text{ MPa}$)
$K_i = \gamma_i P_i^* / P$	汽相为理想体系, 液相为非理想体系	低压 ($< 0.2 \text{ MPa}$)
$K_i = \gamma_i f_i^* / \varphi_i P$	汽液两相均为非理想体系	高、中压
$K_i = \varphi_i^L / \varphi_i^V$	通用	通用

1.9.1.3 泡露点计算

(1) 露点计算

已知压力 p 及气相组成 y_i , 假设一露点温度 t , 求出组分 i 的相平衡常数 K_i , 则液相组成应满足

$$\sum_{i=1}^n (y_i / K_i) = \sum_{i=1}^n x_i = 1 \quad (1.218)$$

若式 (1.218) 计算结果大于 1, 说明所设温度偏低, 反之, 则说明所设温度偏高。重新假设温度, 直至式 (1.218) 满足为止。此假设温度即为露点。

(2) 泡点计算

已知压力 p 及液相组成 x_i , 假设一泡点温度 t , 求出组分 i 的相平衡常数 K_i , 则气相组成应满足

$$\sum_{i=1}^C (K_i x_i) = \sum_{i=1}^C y_i = 1 \quad (1.219)$$

若式 (1.219) 计算结果大于 1, 说明所设温度偏低, 反之, 则说明所设温度偏高。重新假设温度, 直至式 (1.219) 满足为止。此假设温度即为泡点。

1.9.1.4 二元体系汽液平衡数据

对二元理想溶液体系, 可以用饱和蒸气压数据直接计算液相与汽相组成 (低压系统):

$$x = \frac{p - p_B^*}{p_A^* - p_B^*} \quad (1.220)$$

$$y = \frac{p_A}{p} = \frac{p_A^*}{p} x \quad (1.221)$$

还可以用相对挥发度求 $y-x$ 关系:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (1.222)$$

1.9.2 单级蒸馏

1.9.2.1 简单蒸馏计算

简单蒸馏过程物料衡算式如下:

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y-x} \quad (1.223)$$

式中 W_1 、 W_2 为釜内初始、终了残液量; x 是某瞬间釜中液体的浓度, 它由初态 x_1 降至终态 x_2 ; y 为某瞬间釜中蒸出的汽相浓度。

根据 y 与 x 的平衡关系, 对上式积分。若为理想溶液, $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$, 则有:

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\ln \frac{x_1}{x_2} + \alpha \ln \frac{1 - x_2}{1 - x_1} \right] \quad (1.224)$$

若 y 与 x 无简明表达式, 则由数值积分求取。

$$\text{馏出液平均浓度由物料衡算式获得: } \frac{W_1 x_1 - W_2 x_2}{W_1 - W_2} = y_D \quad (1.225)$$

1.9.2.2 闪蒸计算

闪蒸过程是化工过程系统的一个重要单元过程, 它是汽化、冷凝、精馏等涉及到物料气液相变化的基本过程。常见的闪蒸过程有平衡冷凝、平衡汽化和绝热闪蒸过程。

典型的平衡冷凝、平衡汽化过程如图 1.12 所示, 流量为 F (kmol/h) 的液相或汽相混合物, 在压力 p 下加热或冷却到温度 T ($T_D > T > T_B$), F, x_{Fi} 部分汽化或部分冷凝后进入分离器分离为气液两相。

平衡冷凝、平衡汽化的典型命题是:

指定独立变量 T, p, F, x_{Fi} , 求解 V, L, x_i, y_i ;

指定独立变量 p, F, x_{Fi}, f (摩尔汽化率, $f = V/L$), 求解 T, x_i, y_i 。

部分汽化和部分冷凝过程的基本方程由物料衡算、相平衡和摩尔分数加和方程构成。

$$\text{物料衡算方程: } Fx_{Fi} = Vy_i + Lx_i \quad (1.226)$$

$$\text{相平衡方程: } y_i = K_i x_i \quad (1.227)$$

$$\text{摩尔分数加和方程: } \sum x_i = 1, \sum y_i = 1 \quad (1.228)$$

消去 y_i , 按 $\sum x_i = 1$ 可写出:

$$F(f, T) = \sum_{i=1}^C \frac{x_{Fi}}{(K_i - 1)f + 1} - 1 = 0 \quad (1.229)$$

上式为非线性方程。当指定 T, p , 求 f 时, 需要用牛顿迭代法求解:

$$f^{k+1} = f^k - \frac{F(f^k)}{F'(f^k)} \quad (1.230)$$

当指定 f 求平衡温度 T 时, 由式 (1.230) 用逐次迭代法计算。

绝热闪蒸计算过程中所用的基本方程与部分汽化、冷凝是类似的, 仅增加一个热平衡方程:

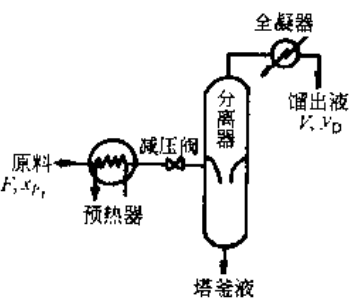


图 1.12 平衡闪蒸馏

$$FH_I = VH_V + LH_L \quad (1.231)$$

式中 H_I 、 H_V 、 H_L 分别为料液焓、气相焓、液相焓。

1.9.2.3 简单水蒸气蒸馏计算

在常压下,某些高沸点液体因为高温热分解不能用蒸馏方法提纯。高沸点物质往往不溶于水,可以在较低的温度下用简单水蒸气蒸馏的方法进行分离。这种方法通常用来把高沸点的物质从其所含的少量不挥发杂质中分离出来。

由于水(A)和高沸点的物质(B)不相溶,存在两个液相,在一般的温度下,每一液相都各有自己的蒸汽压而不受另一相存在的影响。当两相的蒸汽压之和等于总压时,混合物就会沸腾,且有:

$$p = p_A^0 + p_B^0 \quad (1.232)$$

式中 p_A^0 、 p_B^0 分别为纯水和纯 B 的蒸汽压,由此得汽相组成为:

$$y_A = p_A^0/p, \quad y_B = p_B^0/p \quad (1.233)$$

只要有二个液相同时存在,混合物就始终在相同的温度下沸腾,蒸出的汽相组成 y_A 也不变,沸腾温度可由纯 A 和纯 B 的蒸汽压曲线求出。

由此可见,使用水蒸气蒸馏时,只要有液体水存在,高沸点物质 B 就能在远低于正常沸点的温度下汽化,而不必采用真空蒸馏方法。水(A)和高沸点物质(B)的蒸汽常常用冷凝器冷凝,得到两个分层的互不混溶的液相。水蒸气蒸馏的缺点是要耗用大量的热,以使水和高沸点组分一起汽化。

水蒸气蒸馏中单位水蒸气用量带出的高沸点物质理论量可按式计算:

$$\frac{G_B}{G_A} = \frac{M_B p_B^0}{M_A p_A^0} \quad (1.234)$$

1.9.3 连续蒸馏计算

蒸馏计算的目的在于确定进出塔的物料量,以及完成一定分离任务所需的塔板数。前者由物料衡算解决,后者可由图解法、捷算法和逐板计算法确定。

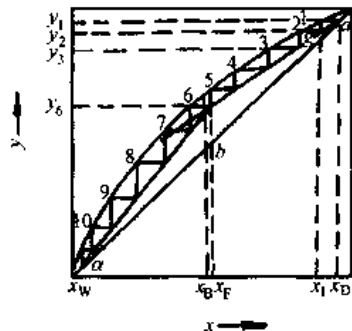


图 1.13 图解法求塔板数

1.9.3.1 McCabe-Thiele 图解法 (简称 MT 法)

该法适用于二元蒸馏,图解步骤如下(见图 1.13):

- ① 在 $y-x$ 图上作出气液平衡曲线及对角线;
- ② 在 x 轴上标出 x_D 、 x_F 、 x_W , 分别作垂线交对角线于 a 、 b 、 d ;
- ③ 通过 b 点作出 q 线(见式 1.235);

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \quad (1.235)$$

- ④ 求最小回流比 R_{\min} 及操作回流比 R 。设 q 线与平衡线交于点 $e(x_e, y_e)$, 则:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} \quad (1.236)$$

对 $q=1$ 的进料情况,亦可由下式计算:

$$(R_{\min})_{q=1} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{x_D}{x_F} - \alpha \frac{1 - x_D}{1 - x_F} \right) \quad (1.237)$$

一般情况下操作回流比 $R = (1.1 \sim 2) R_{\min}$ 。

- ⑤ 在图上作出精馏段和提馏段的操作线。

精馏段操作线为:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (1.238)$$

提馏段操作线为:

$$y_{m+1} = \frac{RD + qF}{RD + qF - W}x_m - \frac{Wx_W}{RD + qF - W} \quad (1.239)$$

- ⑥ 由对角线上的 a 点(x_D, x_D)开始,在平衡线和操作线之间作梯级,直至 $x_n \leq x_W$ 为止,所得梯级数即为所需理论板数。跨过两操作线交点的板即为加料板。

1.9.3.2 捷算法

捷算法具有快速、方便的优点,多用于初步设计的方案选择,为严格计算提供初始条件,以及在一些基础数据不完整或精确度要求不高时使用。

- (1) 最少理论板数 N_m

最少理论板数即在全回流条件下所需的理论板数, 可由 Fenske 方程计算:

$$S_m = \frac{1}{\lg \alpha} \cdot \lg \left[\left(\frac{Dx_D}{Wx_W} \right)_l \left(\frac{Wx_W}{Dx_D} \right)_h \right] \quad (1.240)$$

$$N_m = S_m - A \quad (1.241)$$

式中 S_m 为全塔理论平衡级数; A 为方程系数, 塔顶为全凝器时取为 1, 为分凝器时取为 2。

l 是任意组分, h 是选定的关键组分, 相对挥发度定义

$$\alpha_{lh} = \frac{K_l}{K_h} = \frac{y_l/x_l}{y_h/x_h} \quad (1.242)$$

(2) 塔顶、塔釜物料分配

在多组分精馏塔设计时, 只能根据要求, 指定塔顶、塔釜中轻、重关键组分的量。其余组分若与关键组分的相对挥发度差别较大时, 可设全部从塔顶和塔釜排出; 若其余组分与关键组分的相对挥发度差别不大时, Hengstebeck 提出

$$\frac{\lg \left[\left(\frac{D}{W} \right)_l \left(\frac{W}{D} \right)_h \right]}{\lg \alpha_{lh}} = \frac{\lg \left[\left(\frac{D}{W} \right)_i \left(\frac{W}{D} \right)_h \right]}{\lg \alpha_{ih}} \quad (1.243)$$

式中 D 、 W 为塔顶、塔釜中任意组分的流量, kmol/h; α_{lh} 、 α_{ih} 为轻组分、 i 组分相对于重关键组分的相对挥发度。

由上式可求出 $(D/W)_i$ 的值, 再由物料平衡求出 D_i 、 W_i 值。

(3) 最小回流比 R_m

用 Underwood 方程计算 R_m :

$$\sum_i \frac{\alpha_i (x_{i,D})_m}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (1.244)$$

$$\sum_i \frac{\alpha_i x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (1.245)$$

相对挥发度 α_i 由方程 (1.242) 定义, R_m 是最小回流比, q 描述进料热状况。 $x_{i,F}$ 可从给定进料组成获得。 θ 是方程 (1.245) 的根, 其值必须落在 α_{hk} 和 α_{lk} 之间, hk 和 lk 分别代表重关键组分和轻关键组分。关键组分是设计者要分离的组分。

$$q = \frac{1 \text{ kmol 进料变成饱和蒸汽所需的热量}}{\text{进料的千摩尔汽化热}} \quad (1.246)$$

进料有 5 种状况, 对应的 q 值分别为: 冷液进料, $q > 1$; 饱和液体进料, $q = 1$; 汽液混合物进料, $0 < q < 1$; 饱和蒸汽进料, $q = 0$; 过热蒸汽进料, $q < 0$ 。

由式 (1.245) 直接迭代计算出 θ , 再由式 (1.244) 算出 R_m 。因为 $\alpha - \theta$ 差异较小, θ 应算准至小数点后第 4 位, 以避免数值困难。

(4) 理论塔板数 N

用 Gilliland 关联图求 N , 或由下式求 N :

$$Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right] \quad (1.247)$$

式中 $Y = \frac{N - N_m}{N + 1}$, $X = \frac{R - R_m}{R + 1}$ 。

(5) 进料级位置:

对于泡点进料, Kirkbride 提出一个经验方程式可用来计算适宜的进料位置:

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{x_{hF}}{x_{lF}} \right) \left(\frac{x_{lW}}{x_{hD}} \right) \left(\frac{W}{D} \right) \right]^{0.206} \quad (1.248)$$

式中 N_R 、 N_S 分别为精馏段和提馏段的平衡级数。

1.9.3.3 逐板计算法

逐板计算法是根据工艺要求确定物料分布, 然后交替利用操作线和方程、相平衡方程和热平衡方程逐板进行计算的方法。它可以从塔顶向下逐板计算, 也可以从塔底向上逐板计算, 还可以从进料板向两端计算。

Thiele-Geddes 法 (比流量法) 和 Wang-Henke 法 (三对角矩阵法) 是较常用的严格算法。

1.9.3.4 板效率

塔板上气液两相传质实际上未达到平衡, 所以在相同分离条件下, 精馏所需的实际塔板数必然比理论塔

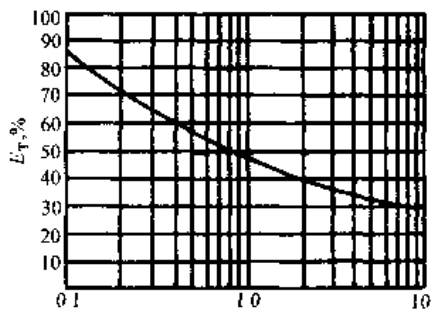


图 1.14 精馏塔全塔效率关联图

板数要多。定义全塔效率为：

$$E_T = N_T / N \quad (1.249)$$

全塔效率主要根据经验公式或生产实测数据来估算。图 1.14 是目前仍被认为是较好的全塔效率关联图 (O'Connell 关联图)。其中 α 为轻重关键组分在塔顶和塔底平均温度下的相对挥发度, μ_L 是液体的平均粘度。此图除用于大多数碳氢化合物系统外, 还可应用于某些相对挥发度很高的非碳氢化合物系统。

图 1.14 的曲线也可以用下式表示：

$$E_T = 0.49 (\alpha \mu_L)^{-0.245} \quad (1.250)$$

塔板效率还可以用塔内某一塔板的 Murphree 单板效率表示：

$$E = \frac{\bar{y}_n - \bar{y}_{n+1}}{y_n^* - \bar{y}_{n+1}} \quad (1.251)$$

式中 \bar{y}_n 、 \bar{y}_{n+1} 分别为离开第 n 块板和第 $n+1$ 块板的汽相平均组成； y_n^* 为与离开第 n 块板的液体平均组成 \bar{x}_n 成平衡的汽相组成。也可以用液相组成表示 Murphree 板效率。

1.9.4 板式塔设计

1.9.4.1 板式塔类型及选用

板式塔种类繁多, 大致可分为两类。

- ① 有降液管塔板 (错流式): 筛板、浮阀板、泡罩板、导向筛板、舌形板、多降液管塔板等。
- ② 无降液管塔板 (逆流式): 穿流筛板、穿流栅板、波纹穿流塔板等。

工业上常规选用的塔设备主要为填料塔和板式塔中的筛板塔和浮阀塔三种。塔型选用步骤及板式塔结构性能比较示于表 1.27、表 1.28。

表 1.27 塔型选用步骤

考虑因素	选择顺序	考虑因素	选择顺序
塔径	<800mm, 填料塔 >800mm, 板式塔	真空操作	(1) 穿流式栅板塔 (2) 填料塔
腐蚀性物料	(1) 填料塔 (2) 穿流式塔 (3) 筛板塔 (4) 喷射型塔	大液气比	(3) 浮阀塔 (4) 筛板塔 (5) 圆形泡罩塔 (6) 斜喷塔 (斜孔板塔)
污浊液体	(1) 大孔径筛板塔 (2) 穿流式塔 (3) 喷射型塔 (4) 浮阀塔 (5) 泡罩塔		(1) 导向筛板塔 (2) 多降液管筛板塔 (3) 填料塔 (4) 喷射型塔 (5) S形泡罩塔
操作弹性	(1) 浮阀塔 (2) 泡罩塔 (3) 筛板塔		(6) 浮阀塔 (7) 筛板塔 (8) 圆形泡罩塔
		存在两液相的情况	(1) 穿流式塔 (2) 填料塔

表 1.28 板式塔结构性能比较

塔盘类型	板上蒸汽相对负荷		效 率		操作弹性	最大负荷的 85% 时的压力降, Pa	塔板间距	相对价格	塔盘重量 N/m ²
	低值	中等值	85% 最大负荷时	在允许可变负荷之下					
泡罩	1	1	80	60~80	4~5	450~800	400~800	1	900~1400
槽形泡罩	0.7	0.8	60~70	55~60	3~4	500~850	400~600	0.8	800~1400
S形泡罩	1.1	1.2	80~90	60~80	4~5	450~800	400~800	0.6	400~700
T形泡罩	1.1	1.2	85	70~90	4~6	450~600	300~600	0.8	400~700
盘式浮阀	1.2	1.3	80	70~90	5~8	450~600	300~600	0.7	400~700
重盘式浮阀	1.2	1.5	80	70~90	5~8	400~600	300~600	0.7	400~600

续表

塔盘类型	板上蒸汽相对负荷		效 率		操作弹性	最大负荷的 85%时的 压力降, Pa	塔板间距	相对 价格	塔盘重量 N/m ²
	低值	中等值	85%最大 负荷时	在允许可变 负荷之下					
A. P. V-West 板	1.2	1.3	80	80	4~5	400~600	200~300	1.2	1100~1500
筛板	1.2	1.3	80	70~80	2~3	300~500	400~800	0.7	300~400
舌形板	1.1	1.35	80	60~80	3~4.5	400~700	400~600	0.7	500~800
Kittel 塔板	1.1	1.4	80	70~80	2~3	200~500	300~400	0.6	300~500
穿流式筛板	1.2	1.4	75	60~80	2~3	300~400	200~400	0.5	300~500
穿流式栅板	1.5	2.0	70	60~80	1.5~2.5	250~400	300~400	0.5	300~500
波纹筛板	1.2	1.6	70	60~75	2~3	200~300	300~400	0.5	300~500

1.9.4.2 板式塔计算

板式塔设计程序包括：①选择板间距和初步确定塔径；②根据初选塔径进行塔板结构设计；③进行流体力学核算，如有必要，需对某些参数加以修正后重新设计。

(1) 初估塔径 D

假设塔板间距 H_T 及板上清液层高度 h_L ，再以下式确定最大气速即液泛气速：

$$u_{n,\max} = C_{20} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5} \quad (1.252)$$

式中 $u_{n,\max}$ 为基于气体净流通面积的液泛气速，m/s； C_{20} 为负荷因子，m/s； ρ_l 、 ρ_v 分别为液体和气体密度，kg/m³； σ 为液相表面张力，0.1Pa。 C_{20} 由 Fair 关联图确定或由下式计算：

$$C_{20} = \exp[-4.531 + 1.6562H + 5.5496H^2 - 6.4695H^3 + (-0.474675 + 0.079H - 1.39H^2 - 1.39H^2 + 1.3212H^3)\ln L_V + (-0.07291 + 0.088307H - 0.49123H^2 + 0.43196H^3)(\ln L_V)^2] \quad (1.253)$$

$$H = H_T - h_L \quad (1.254)$$

$$L_V = (V_L/V_G)(\rho_L/\rho_G)^{0.5} \quad (1.255)$$

$$h_L = h_w + h_{ow} \quad (1.256)$$

式中 V_G 、 V_L 为气、液相体积流量，m³/h； L_V 为塔盘动能参数。

设计的空塔气速（按全塔截面计）

$$u = (0.6 \sim 0.8) u_{n,\max} \quad (1.257)$$

初估塔径：

$$D = \sqrt{V/(0.785u)} \quad (1.258)$$

板式塔一般采用单溢流，当塔径或液体流量很大时，为减少液面落差，须采用双流型、多流型或阶梯型塔板。板上流型与流体负荷关系可参考有关手册。

(2) 板面布置

对于错流型塔板，塔板面积分为：降液区和受液区，入口安定区和出口安定区，边缘区及有效传质区。各面积的分配比例与塔径及溢流型式有关。在塔板设计时，应在允许的条件下尽量增大有效传质区面积 A_n 。

(3) 塔板流体力学核算

对初步设计的塔板必须进行校核，以判断设计工作点是否位于塔板的正常操作范围之内，板压降是否超过允许值等。如有必要，必须对设计参数进行修正。最后，应对设计的塔板作出负荷性能图，以全面了解塔板的操作性能。流体力学核算的内容包括塔板压降、液沫夹带的校核、降液管液泛的校核、降液管内停留时间的校核、漏液点的校核等。

1.10 液液萃取

1.10.1 萃取过程

液液萃取是分离液体混合物的一种单元操作。这种萃取过程包括物质从一个液相向第二个不互溶的或部分互溶的液相传质，因此操作过程可以按许多不同的方法进行。

萃取的方法有单级萃取、多级错流萃取、多级逆流萃取和连续逆流萃取等。

(1) 萃取剂选择

应综合考虑以下几个方面：

① 有较好的选择性；

- ② 萃取剂与被萃取组分的相对挥发度应较高。挥发性溶剂的汽化潜热要小；
- ③ 有较强的溶解能力；
- ④ 在被萃取组分中的溶解度要尽可能小；
- ⑤ 应具有较好的热稳定性，粘度小，表面张力大，毒性要小，不易燃，腐蚀性小等。

(2) 萃取操作

主要适用于下述三种情况：

- ① 混合液中分离组分间的相对挥发度较小（如 1.0~1.2）或形成共沸物；
- ② 被分离组分浓度很低；
- ③ 被分离组分为热敏性或相对不挥发的物质。

1.10.2 萃取的相平衡

1.10.2.1 溶解度曲线

如图 1.15，相图中联结线的端点分别表示互成平衡的萃取相和萃余相的组成。相图中联结线一般只有有限几条，可采用图解内插的方法，即通过所作得的辅助曲线来确定溶解度曲线上任一点的平衡关系。

1.10.2.2 分配曲线与分配系数

可将三角形相图中溶质组分在 R、E 两相中组成 x_A 、 y_A ，直接转换到 x - y 直角坐标中，获得一条表示液液两相平衡时溶质 A 的分配曲线。如图 1.16 所示。

组分的分配系数可表示为：

$$k_A = \frac{\text{萃取相中 A 的质量分数}}{\text{萃余相中 A 的质量分数}} = \frac{y_A}{x_A}, \quad k_B = \frac{y_B}{x_B} \quad (1.259)$$

式中 y_A 、 x_A 为萃取相、萃余相中 A 的质量分数； y_B 、 x_B 为萃取相、萃余相中 B 的质量分数。

1.10.3 部分互溶物系的萃取计算

1.10.3.1 单级萃取

用图解法计算时，如图 1.17 所示，先由规定的萃余相浓度 x_A 在溶解度曲线上找到组成点 R，过点 R 作一平衡联结线交溶解度曲线于点 E，再根据已知的 F 及 S 组或（图中 S 点为纯溶剂），由杠杆定律及物料平衡关系式求出溶剂用量 S、萃取相流量 E 及萃余相流量 R。

$$F + S = R + E = M \quad (1.260)$$

$$\frac{S}{F} = \frac{FM}{SM} \quad (1.261)$$

反过来，给定 S/F 可确定点 M，从而求得两相浓度与流量。

1.10.3.2 多级错流萃取

多级错流萃取的计算只是单级萃取的多次重复，其图解计算过程可参见单级萃取。经过数级后的 A 组分萃取率为

$$\varphi_A = \frac{E_1 y_{A1} + E_2 y_{A2} + \cdots + E_N y_{AN}}{F x_F} \quad (1.262)$$

式中 E_N 为第 N 级萃取器中萃取相溶液质量流量，kg/h； y_{AN} 、 x_F 为萃取液和料液中 A 的质量分数。

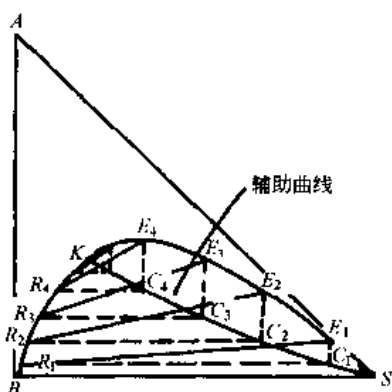


图 1.15 溶解度曲线

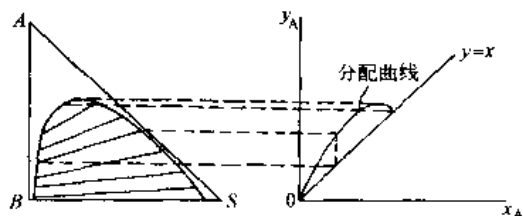


图 1.16 三角形相图与分配曲线

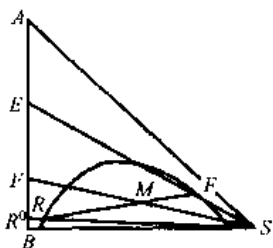


图 1.17 单级萃取的图解法

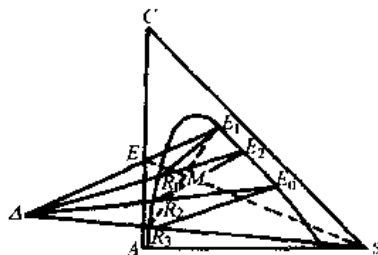


图 1.18 多级逆流萃取的图解法

1.10.3.3 多级逆流萃取

(1) 直角三角形图解法

① 由 F 及 S 组成确定出相应点位置, 根据溶剂比 S/F 定出点 M , 见图 1.18;

② 由最终萃余相溶质浓度 x_{AN} 在溶解度曲线上定出点 R_N , 连 RM 并延长交溶解度曲线于 E_1 点, 即为最终萃取相组成点;

③ 由杠杆定律及物料衡算计算 E_1 和 R_N

$$E_1 = M \times \frac{\overline{MR_N}}{\overline{E_1R_N}}, R_N = M - E_1, M = S + F. \quad (1.263)$$

④ 将连线 $\overline{E_1F}$ 与 $\overline{SR_N}$ 延长相交, 其交点即为操作点 Δ ;

⑤ 自点 E_1 作平衡联结线交溶解度曲线于 R_1 ;

⑥ 连接 $\overline{R_1\Delta}$ 与溶解度曲线交于点 E_2 ;

⑦ 重复以上步骤直到 $x_{MA} < x_{NA}$, 则 M 即为萃取所需的理论级数 N 。

(2) 分配曲线图解法

若萃取过程所需的理论级数较多, 在三角形相图上求解结果不够清晰, 且误差较大。可以采用分配曲线图解法求取理论级数, 见图 1.19。

① 首先将物系的分配曲线绘于直角坐标上, 再按前述方法在相图上确定操作点 Δ ;

② 作出操作线 HK 。在 E_1 至 R_N 的范围内, 由 Δ 点向溶解度曲线作若干条直线, 每条直线均有两个交点, 取交点坐标 y_A 与 x_A , 即在直角坐标上获得一个操作点, 许多操作点的连线即为操作线;

③ 如图所示, 从 H 点开始至 K 点在分配曲线和操作线之间作直角梯级, 梯级数即为理论级数。



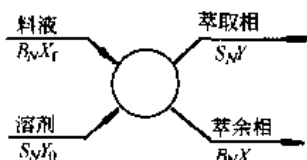
图 1.19 用分配曲线求理论级数

1.10.4 完全不互溶物系的萃取计算

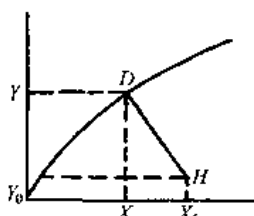
1.10.4.1 单级萃取

单级萃取时, 各物流流量及组成如图 1.20 (a) 所示, 操作线方程为:

$$Y = -\frac{B}{S}X + (Y_0 + \frac{B}{S}X_F) \quad (1.264)$$



(a)



(b)

式中 B 、 S 分别为纯原溶剂及纯溶剂量, kg ; X 、 X_F 分别为萃余相及原料液中溶质 A 的比质量分数, $\text{kg}(A)/\text{kg}(B)$; Y 、 Y_0 分别为萃取相及溶剂中溶质 A 的比质量分数, $\text{kg}(A)/\text{kg}(S)$ 。

不互溶物系的单级萃取在平衡曲线图中求解, 见图 1.20 (b)。图中 HD 为萃取操作线, 斜率为 $-B/S$ 。若操作达到平衡, 则离开萃取器的组成落在平衡曲线 D 点上。若未达到平衡状态, 则离开萃取器的组成落在操作线上的某点:

$$Y = -\frac{B}{S}X + (Y_0 + \frac{B}{S}X_F) \quad (1.265)$$

1.10.4.2 多级错流萃取

多级错流萃取只是上述单级萃取的多次重复, 若每级萃取剂用量相等, 则操作线相互平行, 否则操作线不平行。

若分配曲线为过原点的直线, 即分配系数 K 为一常数, 则多级错流萃取的理论级数可按式求取:

$$N = \frac{1}{\lg(1 + 1/A_m)} \lg \left(\frac{X_F - Y_0}{X_N - Y_0} \right) \quad (1.266)$$

式中 $\frac{1}{A_m} = \frac{S_m K}{B}$ 称为萃取因数。各级所用溶剂量均相等。

1.10.4.3 多级逆流萃取

完全不互溶物系多级逆流萃取的计算方法与液体的解吸完全相同。操作线为:

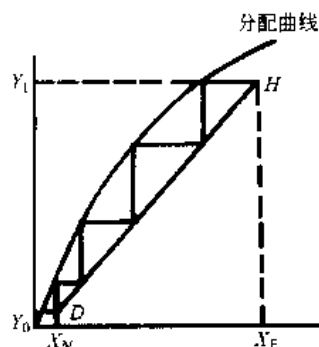


图 1.21 完全不互溶体系的多级逆流萃取

$$Y = \frac{B}{S}X + (Y_1 - \frac{B}{S}X_F) \quad (1.267)$$

操作线如图 1.21 所示。两端点分别为 (X_F, Y_1) 和 (X_N, Y_0) 。在分配曲线和操作线之间作梯级即得理论级数 N 。

若分配曲线为过原点的直线，操作线为直线，则理论级为：

$$N = \frac{1}{\ln(1/A)} \ln \left[\left(\frac{X_F - Y/K}{X_N - Y/K} \right) (1 - A) + A \right] \quad (A \neq 1.0) \quad (1.268)$$

$$\text{或} \quad N = \frac{X_F - Y/K}{X_N - Y/K} - 1 \quad (A = 1.0) \quad (1.269)$$

式中 $1/A = KS/B$ ，为萃取因数。

1.10.5 萃取设备

1.10.5.1 液液萃取设备的分类

萃取设备与气液传质设备一样，必须要求两相充分的接触并有效分离。

液液萃取设备种类很多，目前已有 30 余种不同型式的萃取设备在工业上获得应用。若根据两相接触方式，萃取设备可分为逐级接触式和微分接触式两类，而每一类又可分为有外加能量和无外加能量两种，表 1.29 列出几种常用的萃取设备。这里只简单介绍其中几种萃取设备。

表 1.29 液液传质设备的分类

类 型		逐级接触式	微分接触式
无外加能量		筛板塔	喷洒萃取塔 填料萃取塔
具有外加能量	搅拌	混合-澄清槽 搅拌-填料塔	转盘塔 搅拌挡板塔
	脉动		脉冲填料塔 脉冲筛板塔 振动筛板塔
	离心力	逐级接触离心式萃取器	连续接触离心式萃取器

1.10.5.2 液液萃取设备的评价与选择

萃取设备的种类很多，每种设备均有各自的特点。很多萃取设备是根据特定的工艺要求而发展的，然后再推广到其他领域。从技术和经济两方面看，某一种设备不可能对所有的溶剂萃取过程都是适用的。应该根据萃取体系的物理化学性质、处理量、萃取要求及其在其他一些方面的适应能力来评价和选择萃取设备。

表 1.30 给出根据工艺要求和操作特性进行萃取设备选择的一般原则，可供参考。

表 1.30 萃取设备选择原则

比较项目		设备名称						
		喷洒塔	填料塔	筛板塔	转盘塔	脉冲筛板塔 振动筛板塔	离心萃取器	混合-澄清槽
工艺条件	需理论级数多	×	○	○	⊙	⊙	○	○
	处理量大	×	×	○	⊙	×	×	○
	两相流量比大	×	×	×	○	○	⊙	⊙
系统费用	密度差小	×	×	×	○	○	⊙	○
	粘度高	×	×	×	○	○	⊙	○
	界面张力大	×	×	×	○	○	⊙	○
	腐蚀性高	⊙	⊙	○	○	○	×	×
	有固体悬浮物	⊙	×	×	⊙	○	×	⊙
设备费用	制造成本	⊙	○	○	○	○	×	○
	操作费用	⊙	⊙	⊙	○	○	×	×
	维修费用	⊙	⊙	○	○	○	×	○
安装场地	面积有限	⊙	⊙	⊙	⊙	⊙	⊙	×
	高度有限	×	×	×	○	○	⊙	⊙

注：⊙表示适用，○表示可以，×表示不适用。

1.11 离子交换

通过固体离子交换剂中的离子与稀溶液中的离子进行等当量交换,来提取或去除溶液中某些离子的操作称为离子交换。它属于传质分离过程的单元操作。

离子交换的选择性较高,适用于高纯度的分离和净化,主要用途包括纯水制备,废水中微量物质的脱除或回收,生产系统溶剂精制,作为反应催化剂以及脱色、脱臭和水质分析等。

1.11.1 离子交换剂

在离子交换剂操作过程中,离子交换剂能与溶剂中的离子进行等当量的交换。离子交换剂多为细粒固体,也可制成液体用于萃取操作。

离子交换剂种类很多,离子交换树脂是应用最广泛的离子交换剂。其种类见表 1.31。

表 1.31 离子交换剂种类

固体	球状	无机离子交换剂	天然物（阳、阴离子） 无机合成离子交换剂（阳、阴离子）			
	粉状	有机离子交换树脂	天然物（阳、阴离子）			
			合成树脂	阳离子交换树脂	单功能 多功能	强酸、中强酸、弱酸 磺酸+羧酸、磺酸+酚、磺酸+酚+羧酸、羧酸+酚
				阴离子交换树脂	单功能 多功能	强碱：季铵 弱碱：伯、仲、叔胺，硫基，腈基 兼带伯、仲、叔、季铵中数种胺基
					其他树脂	氧化还原、螯合、两性、蛇笼、酶活性、光活性等
粒状	交换树脂					
	其他形状	膜、丝、棒、管、片、带、泡沫				
溶液	阳离子、阴离子、中性					

1.11.2 离子交换器及其设计

按操作方式分类,离子交换器可分为固定床、移动床等床型。

1.11.2.1 固定床离子交换器

在设计固定床离子交换器时,主要确定工作交换容量、透过比、理论塔板有效高度等参数。

(1) 工作交换容量 Q

离子交换柱的工作交换容量是指每次交换循环中被交换离子的总量。通常采用模拟设备在实验室里测取实验值, Morris 给出了计算工作交换容量的计算方法:

$$Q = Q_s / \left(\frac{\gamma_A}{x_A} + \frac{\gamma_B}{x_B} \right) \quad (1.270)$$

式中 Q_s 为饱和容量, mol/L; γ_A 、 γ_B 为 A、B 离子对可交换离子总量的比值; x_A 、 x_B 为 A、B 离子的洗提分数。

(2) 透过比 T

透过比系指通过交换柱溶液中的溶质与离子交换剂所能交换的溶质的比值,其计算式为:

$$T = \frac{V - v\varepsilon}{\lambda'v} \quad (1.271)$$

式中 V 为进入交换柱的溶液体积, m^3 ; v 为交换树脂的堆积体积, m^3 ; ε 为树脂的空隙率, %; λ' 为分配系数。

(3) 理论塔板有效高度 H

Glueckauf 在交换柱的连续操作中,根据物料平衡和速度理论得出理论塔板有效高度 H 的计算式:

$$H = 1.64r_0 + \frac{\lambda'}{(\lambda' + \varepsilon)^2} \frac{0.14r_0^2 u}{\bar{D}} \left(\frac{\lambda'}{\lambda' + \varepsilon} \right)^2 \frac{0.266r_0^2 u}{D(1 + 70r_0 u)} \quad (1.272)$$

式中 r_0 为树脂粒子半径, m; u 为溶液的流速, m/s; \bar{D} 为离子交换剂的扩散系数; D 为液膜扩散系数。

1.11.2.2 移动床离子交换器

典型的连续移动床离子交换器是 Avco 离子交换系统,该系统分反应区(交换和再生)、移动区和清洗区。按 Avco 系统中,交换区以液膜扩散为主,其扩散速度

$$d(C_E u_E S_E)/dL = -K_E S_A (C_E - C) \quad (1.273)$$

式中 C 为与树脂含钙离子质量分数 q_0 相平衡的溶液中的钙离子质量分数, %; C_F 为原料水中的钙离子质量分数, %; S_E 为柱的横截面积, m^2 ; u_E 为液体流速, m/s ; L 为以水入口为起点的纵向距离, m ; K_E 为界膜传质系数; S_A 为交换区的横截面积, m^2 。

在再生区, 树脂内部扩散控制着反应, 其再生速度

$$d(q_R U_R S_R)/dL_R = -K_R S_R (q - q_R) \quad (1.274)$$

式中 q 为与树脂表面溶液质量分数 C_R 相平衡的树脂质量分数, %; q_R 为再生区树脂质量分数, %; K_R 为传质系数; U_R 为树脂的流速, m/s ; S_R 为再生区的横截面积, m^2 ; L_R 为以再生剂入口为起点的纵向距离, m 。

1.12 膜分离

1.12.1 概述

1.12.1.1 膜的概念

膜分离是指借助于膜而实现各种分离的过程。膜可以是气相、液相或固相。目前常用的膜多属固相聚合物膜。

膜的种类和功能繁多, 大致可以按以下几方面对膜进行分类:

- ① 从材料来源, 可分为天然膜和合成膜, 合成膜又分为无机材料膜和有机高分子膜;
- ② 根据膜的结构, 可分为多孔膜、均质膜 (非多孔膜)、非对称膜、复合膜、荷电膜、液膜;
- ③ 根据膜的功能, 可分为离子交换膜、渗析膜、微孔过滤膜、超过滤膜、反渗透膜、渗透汽化膜、气体渗透膜和反应膜等;
- ④ 按膜的作用机理分类, 可分为吸附性膜、扩散性膜、离子交换膜、选择渗透性膜和非选择性膜。

1.12.1.2 各种膜分离过程

膜分离技术有微孔过滤 (MF)、渗析 (DL)、电渗析 (ED)、反渗透 (RO)、超滤 (UF)、气体分离 (GP)、渗透汽化 (PV), 都已相继投入实际应用。表 1.32 列出各类膜分离过程的特征。

表 1.32 各类膜分离过程的特征

过程名称	功 能	推 动力	分离机制	用途举例
微孔过滤	滤除 $0.1\mu m$ 以上的颗粒	压差 $\sim 200kPa$	筛分	纯水制造、酒、饮料和药液的除菌
超滤	滤除 $5 \sim 10\mu m$ 以上的颗粒	压 差 $100 \sim 1000kPa$	筛分	纯水制造、食品药品和生物制品的浓缩、精制、纸浆废水的处理
反渗透	水-溶盐分离	压差 $1 \sim 10MPa$	溶液扩散优先 吸附毛细管流	海 (盐) 水脱盐, 溶液、液体食品的脱水、浓缩, 废水处理、去离子水制造
气体膜分离	混合气体分离	压 差 $0.1 \sim 10MPa$	溶解扩散	N_2-H_2 , O_2-N_2 , H_2-CH_4 , CH_4-O_2 等的分离
渗透汽化	水-有机物和有机物-有机物溶液的分	压力差	溶解扩散	无水酒精制造, 水中有机物的处理和回收
渗析	水-溶质分离	浓度差	溶解扩散、筛分	人工肾、化工及食品中高聚物和低分子物的分离
电渗析	水-溶盐分离	电位差	经过离子膜的 逆向传递	溶液脱盐、碱的制造、重金属离子回收

1.12.1.3 膜分离器

各种膜分离装置主要包括膜分离器、泵、过滤器、阀、仪表及管路等。膜分离器或膜组件是将膜以某种形式组装在一个基本单元内, 在外界驱动力作用下能实现对混合物中各组分的分离。在膜分离的工业装置中, 根据生产需要, 通常可设置数个至数百个膜组件。

目前, 工业上常用的膜组件形式主要有板框式膜组件、管式膜组件、螺旋卷式膜组件、混合中空纤维膜组件等四种类型。

1.12.2 反渗透

1.12.2.1 反渗过程原理

理想溶液的渗透压可用下式表示:

$$\pi = RTC \quad (1.275)$$

真实水溶液可引入一校正系数 φ , 即:

$$\pi = \varphi RTC \quad (1.276)$$

式(1.276)在实际应用中常简化为:

$$\pi = Bx \quad (1.277)$$

式中 π 为渗透压; R 为通用气体常数; T 为绝对温度; C 为溶质浓度; φ 为溶质的校正系数; x 为溶质的摩尔分数。

在实际过程中, 透过液不可能是纯水, 其中多少含有一些溶质, 此时过程的推动力为:

$$\Delta P = (P_2 - P_1) - (\pi_1 - \pi_2) \quad (1.278)$$

式中 π_1 与 π_2 分别为原液侧与透出液侧溶液的渗透压。

由以上分析可知, 为了实现反渗透过程, 膜两侧的压差必须大于两侧溶液的渗透压。一般反渗透过程的操作压差为 2~10MPa。

1.12.2.2 反渗透过程的操作

反渗透过程设计的目标在于提高分离效率, 降低能耗。除膜本身质量外, 过程的浓差极化、操作模式对其影响很大。

(1) 浓差极化

浓差极化随溶液浓度增大、膜的透水速度和截留率升高而加剧。浓差极化会严重降低膜的分离性能, 是反渗透装置设计及工艺操作过程中一项极为重要的课题。

为克服浓差极化的不利影响, 可以通过提高料液的流速使边界层减薄, 或在料液流道内增加湍流促进器, 增强料液的湍流程度, 从而提高传质系数; 还可以采用脉冲形式进料增加湍动程度, 有效地降低浓差极化的影响。在操作方式上, 提高温度可使分子运动加快, 降低粘度, 也可以使浓差极化得到部分的控制。

(2) 操作条件

在反渗透过程中, 除浓差极化影响外, 料液中含有的固体微粒、胶体、可溶性高分子物、微生物等对膜亦有堵塞、沉积等影响, 因此为提高分离效率、降低能耗, 常采用以下措施, 以达到最佳效果。

① 料液的预处理: 预处理的目的在于除去料液中的固体物质和 pH 值的调节。一般均加砂滤、微滤、超滤对料液进行预过滤, 并根据料液和膜的性质而加入一些特定的化学物质, 处理料液以增加反渗透过程的效率。

② 温度: 温度升高有利于降低浓差极化的影响, 提高膜的渗透通量, 但温度升高导致能耗增大, 并且对高分子膜的使用寿命有影响, 因此反渗透过程一般均在常温或略高于常温下操作。

③ 压力: 操作压差愈高, 渗透通量增大, 但压差增大往往导致浓差极化的增加, 使得膜面的渗透压增高, 达到一定的压力, 增加压力并不能提高渗透通量。另一方面, 操作压差的增大将导致能耗增加。一般来说, 反渗透的操作压差在 2~10MPa 之间。

④ 膜的清洗: 反渗透膜在操作一段时间后必然会受到污染, 导致膜通量的下降, 这时就需要对其进行清洗。清洗的方法有物理清洗和化学清洗。物理清洗中最简便的方法是采用流动的清水冲洗膜的表面, 也可以采用水和空气的混合流冲洗。化学清洗则是采用各种清洗剂来清洗, 清洗效果好。清洗剂必须根据溶液性质和膜的性质来选择, 常用的有草酸、柠檬酸、加酶洗涤剂 and 双氧水等。

(3) 工艺流程

反渗透作为一种分离、浓缩和提纯的方法, 常见的基本流程有以下四种形式: 一级流程; 一级多段流程; 二级流程; 多级流程。

当采用反渗透作为浓缩过程一次达不到要求时, 可采用一级多段流程。与一级流程不同的是每段的有效横截面递减。

当采用一级流程进行淡化达不到要求时, 可采用二级流程, 把一级出来的淡化水, 作为另一反渗透单元的原料液, 进行再次淡化。

在化工分离中, 要求分离度很高或浓缩倍数很大时, 可用多级流程。

1.12.3 超滤和微滤

1.12.3.1 过程原理

超滤和微滤也是以压力差为推动力的膜分离过程, 一般用于液相分离, 也可用于气相分离, 比如空气中细菌与微粒的去除。

超滤所用的膜为非对称膜, 其表面活性分离层平均孔径约为 1~20nm, 能够截留分子量为 500 以上的大分子与胶体微粒, 所用操作压差在 0.1~0.5MPa。

微滤所用的膜为微孔膜, 平均孔径 $0.02 \sim 10 \mu\text{m}$, 能够截留直径 $0.05 \sim 10 \mu\text{m}$ 的微粒或分子量大于 100 万的高分子, 操作压差一般为 $0.01 \sim 0.2 \text{MPa}$ 。

超滤、微滤和反渗透均是以压差作为推动力的膜分离过程, 它们组成了可以分离溶液中离子到固体微粒的三级膜分离过程。根据所要分离物质的不同, 选用不同的方法。但也需说明, 这三种分离方法之间的分界并不十分严格。

1.12.3.2 过程与操作

与反渗透过程相似, 微滤、超滤过程也必须克服浓差极化和膜孔堵塞带来的影响。一般而言, 超滤和微滤的膜孔堵塞问题十分严重, 往往需要高压反冲技术予以再生。因此在设计微滤、超滤过程时, 除像设计反渗透过程一样, 注意膜面流速的选择、料液的湍动预处理以及膜的清洗等因素外, 尚需特别注意对膜的反冲洗以恢复膜的通量。

超滤过程一般采用错流过滤操作, 可采用重过滤、间歇过滤、连续过滤等形式。在微滤中有死端过滤和错流过滤两种操作。

1.12.4 电渗析

1.12.4.1 电渗析原理

在正、负两电极之间交替地平行放置阳离子交换膜 (简称阳膜) 和阴离子交换膜 (简称阴膜)。阳膜常含有带负电荷的酸性活性基团, 能选择性地使溶液中的阳离子透过, 而溶液中的阴离子则因受阳膜上所带负电荷基团的同性相斥作用不能透过阳膜。阴膜通常含有带正电荷的碱性活性基团, 能选择性地使阴离子透过, 而溶液中的阳离子则因阴膜上所带正电荷基团的同性相斥作用不能透过阴膜。阴、阳离子交换膜之间用特别的隔板隔开组成浓缩和脱盐两个系统。

1.12.4.2 离子交换膜

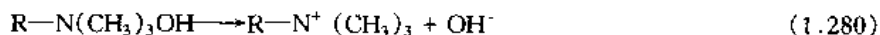
电渗析过程的关键在于离子交换膜, 占设备总成本的 40%。

离子交换膜与球状或不定形状粒子交换树脂具有相同的化学结构, 可以分为基膜和活性基团两大部分。基膜即具有立体网状结构的高分子化合物, 活性基团是由具有交换作用的阳 (或阴) 离子和与基膜相连的固定阴 (或阳) 离子所组成。

磺酸型阳膜可示意为:



季铵型阴膜可示意为:



基膜的立体网状结构的高分子骨架中存在许许多多网孔, 这些网孔相互沟通形成细微孔径, 微观看来就是一些迂回曲折的通道, 通道的长度远大于膜的厚度, 正因为细微孔的存在, 使离子有可能从膜的一侧运动到膜的另一侧。

按膜体结构 (或按制造工艺) 大体上可分为异相膜、均相膜和半均相膜等。此外, 按膜中活性基团种类可分为阳离子交换膜、阴离子交换膜和特殊离子交换膜三大类。

1.12.4.3 电渗析操作

电渗析器多采用板框式组装。它的左右两端分别为阴、阳电极室, 中间部分自左向右为很多个依次由阳膜、淡水室隔板、阴膜、浓缩室隔板构成的组件, 呈阴阳离子交换膜与相应的浓缩室和淡化室交替排列, 用压紧部件将上述组件压紧。

为了减轻浓差极化的影响, 在电渗析器的淡化室中电流密度不能很高, 应低于极限电流密度, 而水流则应保持较高的速度 (一般隔室中水的流速为 $5 \sim 15 \text{m/s}$), 所以水流通过淡化室一次能够除去的离子量是有限的, 因此用电渗析器脱盐时应根据原水含盐量与脱盐要求采用不同的操作流程。对于含盐量很少和脱盐要求不高的情况水流通过淡化室一次即可达到要求, 否则盐水需通过淡化室多次才能达到要求。为此可采用二段电渗析器串联操作、多台电渗析器串联连续操作或循环式脱盐操作。

1.12.5 其他膜过程

1.12.5.1 气体膜分离

气体膜分离是指利用主体混合物中各组分在非多孔性膜中渗透速率的不同使各组分分离的过程。气体膜分离过程的推动力也是膜的两侧的压力差, 在压力差的作用下, 气体首先在膜的高压侧溶解, 并从高压侧通过分子扩散而传递到膜的低压侧, 然后从低压侧解吸而进入气相, 由于各种物质溶解、扩散速率的差异而达到分离的目的。

对气体分离膜的要求是渗透通量高、分离系数大,具有较高的机械强度,一般均是非对称膜和复合膜。

1.12.5.2 渗透汽化

渗透汽化是利用膜对液体混合物中组分的溶解与扩散性能的不同来实现分离的膜分离过程。在膜的上部充满要分离的流体混合物,膜的下部空腔为气相,接真空系统。流体混合物与膜接触,各组分溶解到膜的表面上,并依靠膜两侧表面间的浓度差向膜的下侧扩散,被真空泵抽出,可冷凝成透过液。由于组分通过膜的渗透速率不同,易渗透组分在透过物中浓集,难渗透组分则在原液侧浓集。膜的下部空腔也可以不接真空而用惰性气体吹扫,将透过物带出。

渗透汽化过程的主要操作指标也是渗透通量与分离系数,这主要取决于物质在膜的渗透性质。一般认为物质透过渗透汽化膜是溶解扩散机理,过程分三步进行:①被分离的物质在膜的表面上有选择地被吸附并被溶解;②通过扩散在膜内渗透;③在膜的另一侧变成气相脱附而与膜分离。

渗透汽化过程的突出优点是分离系数高,可达几十甚至上千,因而分离效率高,但其透过物有相变,需要提供汽化热,因此,此过程对于一些难于分离的近沸点混合物、恒沸物以及混合物中少量杂质的分离十分有效,可以产生良好的经济效益。

1.12.5.3 液膜分离技术

液膜分离技术的特点是高效、快速和节能。液膜分离技术和溶剂萃取过程十分相似,也是由萃取和反萃取两步过程组成的,但在液膜分离过程中,萃取和反萃取是在同一步骤中完成,这种促进传输作用,使得过程中的传递速率大为提高,因而所需平衡级数明显减少,大大节省萃取溶剂的消耗量。液膜分离技术按其构型和操作方式的不同,可以分为乳状液膜和支持液膜。

乳状液膜可以看成是一种“水-油-水”型(W/O/W)或“油-水-油”型(O/W/O)的双重乳状液分散体系。将两种互不相溶的液相通过高速搅拌或超声波处理制成乳状液,然后将其分散到第三种液相(连续相)中,形成了乳状液膜体系。为了维持乳状液一定的稳定性及选择性,往往在膜相中加入表面活性剂和添加剂。

支撑液膜是将膜相溶液牢固地吸附在多孔支撑体的微孔中,在膜的两侧则是与膜相互不相溶的料液相和反萃取相,待分离的溶质自液相经多孔支撑体中的膜相向反萃相传递。这类操作方式比乳状液膜简单,其传质比表面积也可能由于采用中空纤维膜做支撑体而提高,过程易于工程放大。但是膜相溶液是依据表面张力和毛细管作用吸附于支撑体微孔中的,在使用过程中,液膜会发生流失而使支撑液膜的功能逐渐下降,因此支撑体膜材料的选择性往往对过程影响很大,一般认为聚乙烯和聚四氟乙烯制成的疏水微孔膜效果较好,聚丙烯膜次之,聚砜膜做支撑的液膜的稳定性较差。在工艺过程中,一般需要定期向支撑体微孔中补充液膜溶液,采用的方法通常是在反萃取相一侧隔一定时间加入膜相溶液法以达到补充目的。

乳状液膜分离的基本流程如图 1.22。

液膜过程可分为制乳、分离、沉降、破乳四步,其中乳状液膜制备、破乳是关键。

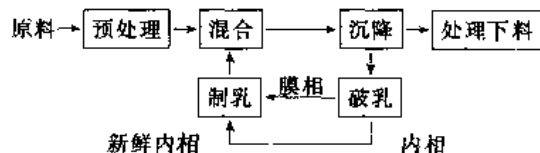


图 1.22 乳状液膜分离基本流程

由于液膜分离具有快速方便、选择性高等特点,应用前景广泛,尤其是在烃类混合物分离废水处理铀矿浸出液中提取铀以及金属离子萃取等领域,均有广阔的应用市场。

1.13 干燥

干燥操作的目的是除去某些原料、半成品及成品中水分(或溶剂),以便于贮藏、使用或进一步加工等。

物料中所含水分很多时,可先通过挤压、离心以及其他的机械分离方法以除去大量的水;当物料所含水分较少时,还可用吸附的方法,使物料中水分转入到干燥剂中。

此外,含有固体溶质的溶液可用蒸发、结晶的方法脱除溶剂以获得固体产品。在蒸发中,水是在它的沸点下以纯水蒸气的状态除掉。在干燥中,通常水是以蒸汽状态由空气带走。干燥过程属热质同时传递的过程。

1.13.1 干燥速率与干燥时间计算

1.13.1.1 干燥速率曲线

如图 1.23,干燥速率曲线可分为四个阶段:AB 段为物料的预热段;BC 段为恒速干燥阶段;CD 为第一降速阶段;DE 为第二降速阶段。对某些被干燥物料,可能完全没有 CD 段,也可能是 CD 段构成全部降速阶段。

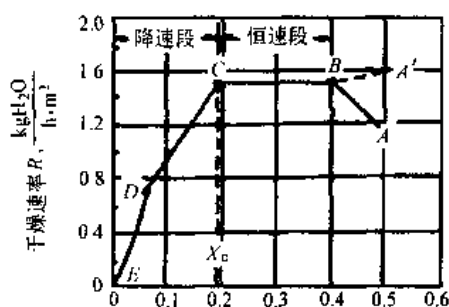


图 1.23 典型干燥速率曲线

C 点为恒速干燥阶段终了、降速阶段开始的分界点,对应的含水量称为临界含水量 X_c 。临界含水量不但与物料本身的结构、分散程度有关,也受干燥介质条件(流速、温度、湿度)的影响。物料分散度越大,临界含水量越低;恒速阶段的干燥速率越大,临界含水量越高,即降速阶段较早地开始,这显然是不利的。

1.13.1.2 恒速阶段干燥时间

当进行实验以选择合适的干燥器和获得设计数据时,各种外部参数变化的影响都要研究。实验装置应当从传热和物料处理两方面模拟大规模干燥器,并且要使用真实物料。

恒速段干燥时间 τ_1 由下式计算:

$$\tau_1 = \frac{G_c(X_1 - X_c)}{U_c A} \quad (1.281)$$

式中 G_c 为试样中绝对干燥物料的质量, kg; A 为试样暴露于气流中的表面积, m^2 ; X_1 为物料初始干基含水量, kg/kg; X_c 为临界含水量, kg/kg; U_c 为恒速段干燥速率。

U_c 由实验确定,缺乏实验数据时也可按传热或传质速率估算:

$$U_c = k_H(H_w - H) = \alpha(t - t_w)/r_w \quad (1.282)$$

传质系数 k_H 的测量不及传热系数 α 测量那样成熟与准确,在干燥计算中常用经验的传热系数进行计算。

① 空气平行于物料表面流动

$$\alpha = 0.0143 G^{0.8} \quad [kW/(m^2 \cdot ^\circ C)] \quad (1.283)$$

式中 G 为气体的质量流速。上式适用于 $G = 0.68 \sim 8.14 \text{ kg}/(m^2 \cdot s)$, 气温 $t = 45 \sim 150^\circ C$ 。

② 空气自上而下或自下而上穿过颗粒堆积层

$$\alpha = 0.0189 \frac{G^{0.59}}{d_p^{0.41}} \quad \left(\frac{d_p G}{\mu} > 350\right) \quad (1.284)$$

$$\alpha = 0.0118 \frac{G^{0.49}}{d_p^{0.51}} \quad \left(\frac{d_p G}{\mu} < 350\right) \quad (1.285)$$

式中 d_p 为具有与实际颗粒相同表面的球的直径,其余符号同前。

③ 单一球形颗粒悬浮于气流中

$$\frac{\alpha d_p}{\lambda} = 2 + 0.65 Re^{1/2} \cdot Pr^{1/3} \quad (1.286)$$

$$Re_p = d_p u \rho / \mu \quad (1.287)$$

式中 u 为气体与颗粒的相对运动速度; ρ 、 μ 、 Pr 为气体的密度、粘度和普朗特数。

1.13.1.3 降速阶段干燥时间

此时因降速阶段干燥速率 U 不是常数,与含水量有关,若写成 $U = f(X)$, 则:

$$\tau_2 = \frac{G_c}{A} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{f(X)} \quad (1.288)$$

上式可以通过常用的数值积分方法求取。也可以速过下述简化处理求得。

将干燥曲线近似用通过临界点和平衡点直线表示,则降速阶段的干燥速率可写为:

$$U = U_c \frac{X - X^*}{X_c - X^*} \quad (1.289)$$

于是干燥时间为:

$$\tau_2 = \frac{G_c(X_c - X^*)}{U_c A} \ln \frac{X_1 - X^*}{X_2 - X^*} \quad (1.290)$$

若物料从 X_1 干燥至 X_2 经历恒速干燥和降速干燥阶段,则总干燥时间为:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 \quad (1.291)$$

1.13.2 连续干燥过程的计算

连续干燥器中,气流与物料的接触方式有并流、逆流、错流或其他更为复杂的形式。

连续干燥过程的基本计算包括水分蒸发量及干燥空气用量, 可通过物料衡算和热量衡算法或图解法求得。

1.13.2.1 物料衡算和热量衡算

图 1.24 为一连续干燥器流程, 对干燥器作物料衡算可得:

$$W = G_c(X_1 - X_2) = L(H_2 - H_1) \quad (1.292)$$

式中 W 为干燥过程中被除去的水分, kg/s ; G_c 为以绝干物料计的处理量, kg 绝干料/s ; L 为绝对干空气流量, kg 干空气/s ; X_1 、 X_2 为物料进、出干燥器的干基含水量; H_1 、 H_2 为空气进、出干燥器的湿度。

或改写为:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{H_2 - H_1} \quad (1.293)$$

式中 l 称为比空气用量, 即蒸发单位质量水所需空气用量, kg 干气/kg 水 。

将物料代入干燥器的热量分为 $G_c c_s \theta_1$ 、 $G_c X_2 c_L \theta_1$ 和 $W c_L \theta_1$ 三部分, 物料带出的热量可分为 $G_c c_s \theta_2$ 和 $G_c X_2 c_L \theta_2$ 两部分, 可得干燥器热量衡算式:

$$L(I_1 - I_2) = G_c c_m (\theta_2 - \theta_1) + Q_L - W c_L \theta_1 \quad (1.294)$$

式中 I_2 为空气在干燥器出口处的热焐; Q_L 为干燥器的热损失; θ_1 、 θ_2 为物料进出干燥器的温度, $^{\circ}\text{C}$; c_m 为物料在干燥器出口处的比热容, 按下式计算: $c_m = c_s + c_L X_2$ 。

在实际干燥过程中, 物料出口温度 θ_2 一般应由实验测定。但对于松散的细颗粒物料, θ_2 可由下式近似估算:

$$\theta_2 = t_2 - (t_2 - t_w) \left[\frac{r_m X_2 - R(X_2/X_c) r_w X_c/R}{r_w X_c - R} \right] \quad (1.295)$$

式中 $R = c_m(t_2 - t_w)$ 。

$$\text{预热器所需热量 } Q_p: \quad Q_p = L(I_1 - I_0) = L c_H(t_1 - t_0) \quad (\text{kJ/s}) \quad (1.296)$$

式中 I_1 、 I_0 为空气进出预热器的热焐, kJ/kg 干空气 。

1.13.2.2 空气出口状态图解法

空气出口状态除了前述联立由物料衡算式和热量衡算式求解外, 还可以在 $I-H$ 湿度图 (或 $t-H$ 图) 上图解确定。

将热量衡算式变为:

$$\frac{I_1 - I_2}{H_1 - H_2} = - \left(\frac{G_c c_m (\theta_2 - \theta_1)}{W} + \frac{Q_L}{W} - c_L \theta_1 \right) = -\Delta \quad (1.297)$$

由已知 I_1 、 H_1 、 Δ 及 t_2 , 即可在 $I-H$ 图上图解确定空气出口状态 (I_2 , H_2) 或 (t_2 , H_2)。 $I_1 = I_2$ 为理想干燥过程。

1.13.2.3 干燥过程的热效率

干燥器的理论总热效率定义为绝热蒸发过程所用的热量占供应给干燥器的总热量的百分比, 即近似表示为:

$$\eta = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0} \times 100\% \quad (1.298)$$

降低废气出口温度以及提高空气的预热温度可以提高热效率, 但废气出口温度必须比进干燥器气体的湿球温度高 $20 \sim 50^{\circ}\text{C}$ 。空气的预热温度应以物料不至在高温下受热破坏为限。对不能经受高温的物料, 采用中间加热的方式提高热效率。

1.13.2.4 干燥设备容积计算

利用对流传热速率式可求得干燥器容积 (对流传热) 或传热面积 (传导传热)。

对流传热间歇操作的干燥器设备容积:

$$\bar{V} = \frac{Q}{aa(t - t_M)} \quad (1.299)$$

对流传热连续干燥的干燥器设备容积:

$$\bar{V} = \frac{Q}{aa \Delta t_m} \quad (1.300)$$

式中 aa 为体积传热系数, $\text{W}/(\text{m}^3 \cdot ^{\circ}\text{C})$, 可参考有关手册选取; Q 为干燥所需热量, W ; t 为热风湿

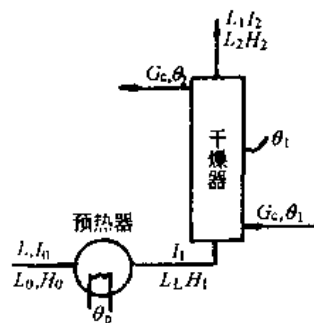


图 1.24 干燥过程物料衡算和热量衡算

参 考 文 献

- 1 时钧, 汪家鼎, 余国琮, 陈敏恒主编. 化学工程手册, 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1996
- 2 R.H.Perry 著. 化学工程师手册 (第六版). 北京: 化学工业出版社, 1992
- 3 国家医药管理局上海医药设计院编. 化工工艺设计手册. 北京: 化学工业出版社, 1996
- 4 邓忠, 康天源主编. 化学工程师简明手册. 北京: 机械工业出版社, 1997
- 5 化工部化工设备设计技术中心站机泵技术委员会. 工业泵选用手册. 北京: 化学工业出版社, 1998
- 6 罗茜主编. 固液分离. 北京: 冶金工业出版社, 1996
- 7 金国森主编. 除尘设备设计. 上海: 上海科学技术出版社, 1985
- 8 陈树章主编. 非均相物系分离. 北京: 化学工业出版社, 1993
- 9 丁绪淮, 谈遵主编. 工业结晶. 北京: 化学工业出版社, 1985
- 10 蒋维钧主编. 新型传质分离技术. 北京: 化学工业出版社, 1992
- 11 吴俊生, 邵惠鹇编. 精馏设计、操作和控制. 北京: 中国石化出版社, 1997
- 12 李洲, 费维扬, 杨基础. 液-液萃取过程和设备. 北京: 原子能出版社, 1985
- 13 王学松编著. 膜分离技术及其应用. 北京: 科学技术出版社, 1994
- 14 化工设备设计全书编辑委员会. 化工设备设计全书: 塔设备设计. 上海: 上海科学技术出版社, 1988
- 15 姜志新等. 离子交换分离工程. 天津: 天津大学出版社, 1992

第2章 生物化工

2.1 微生物工程技术

生物化学工程是运用化学工程的原理和方法对实验室所取得的生物技术成果加以开发,使之成为生物反应过程的一门科学,是以活的细胞为催化剂或由细胞提出来的酶为催化剂的反应过程。

生物化学工程在国民经济中具有重要的作用。在医药工业上,激素、胰岛素、抗生素等等都是以微生物发酵而制得。许多化工原料,如甲醇、乙醇、丁二醇、乳酸、甘油等,都可通过微生物工程制得。在食品工业、环境保护中,微生物工程也起着举足轻重的作用。

2.1.1 工业微生物学基础

2.1.1.1 微生物的特点

微生物的个体都极其微小,必须用微米来表示,细菌的质量就更微乎其微,每毫克细菌的细菌数比全地球的人口总数还多。因此,微生物的比表面就很大。微生物这一体积小、面积大的特点有利于它们与周围环境进行物质、能量和信息的交换。

微生物种类繁多,目前已发现的就有10万种以上。且由于微生物的营养谱极广,生长要求不高,以及生长繁殖速度特别快,因此,在自然界分布极其广泛。微生物这一生长旺、繁殖快的特点,在发酵工业上具有重要的实践意义。主要体现在生产效率高、发酵周期短上。例如,用单罐发酵生产酿酒酵母时,12h即可“收获”一次,每年可“收获”数百次。这是任何农作物所不能达到的“复种指数”。

此外,微生物对环境条件具有惊人的适应力。例如海洋深处的某些硫细菌可在250~300℃条件下生长。大多数细菌能耐0~-196℃的低温。耐酸碱、抗辐射、耐缺氧、耐毒物等特性在微生物中也极为常见。

2.1.1.2 工业生产中常见微生物

工业上常用的微生物和经常遇到的杂菌主要有细菌、放线菌、酵母、霉菌和病毒。

(1) 细菌 (*bacteria*)

细菌为单细胞生物,分裂繁殖、体积很小,约0.5~2μm,具有杆状、球状、螺旋状等基本形态。细菌的细胞主要由细胞壁、细胞膜、细胞质、细胞核及内含物等构成。有些细胞还有荚膜和鞭毛。有的可形成芽孢。

发酵工业中常用的细菌主要是杆菌,如枯草芽孢杆菌(生产蛋白酶、淀粉酶)、乳酸杆菌(生产乳酸)、丙酮-丁醇梭状芽孢杆菌(生产丙酮-丁醇)、乙酸杆菌(生产乙酸)及产氨短杆菌(生产氨基酸、核苷酸)等。

(2) 放线菌 (*actinomycetes*)

放线菌因在培养基的表面上的菌落呈放射状而得名。放线菌的菌丝分基内菌丝和气生菌丝两部分。基内菌丝匍伏于培养基表面或深入培养基里面摄取养料。气生菌丝为基内菌丝发育到一定阶段后向空间长出的菌丝体。在气生菌丝上,长有孢子丝。孢子丝是气生菌丝的一部分,其形状有直、波直、螺旋、抱生之分。放线菌的繁殖是靠菌丝成孢子的断裂进行的。

放线菌能产生抑制其他微生物生长的抗生素,用于人和动植物疾病的治疗。如链霉素、四环素、庆大霉素、土霉素、金霉素、春雷霉素、争光霉素、灭瘟素等。

(3) 酵母菌 (*yeast*)

酵母菌是单细胞真核微生物,其形态多种多样,主要以卵形为主,其次有球形、椭圆形、柠檬形、腊肠形及荷包形等。

酵母菌繁殖方式有无性和有性繁殖两种,但以无性繁殖为主。酵母细胞长到一定程度后能反复出芽繁殖后代。酵母菌的有性繁殖是指两个相邻的细胞相结合,形成子囊孢子,子囊破裂后孢子散出。在适宜条件下,孢子萌发形成新菌体。

酵母对发酵工业有着特别地位,发酵工业中常用的酵母菌有酿酒酵母菌属和假丝酵母菌属。前者用于酒精、啤酒、白酒、葡萄酒等生产,后者因含有丰富的蛋白质和维生素B,故可用于生产供人畜食用的蛋质。

(4) 霉菌 (*mould*)

霉菌亦称为丝状真菌,凡生长在营养基质上形成绒毛状、蜘蛛网状或絮状菌丝体的真菌,都称为霉菌。

霉菌的菌丝有两类。一类菌丝中无横隔,整个菌丝体就是一个单细胞,含有多个细胞核,例如毛霉、根

霉及犁头霉等。另一类菌丝由多细胞构成, 内有横隔, 每段就是一个细胞, 横隔中央有极细的孔, 使细胞质与养料沟通。

霉菌的繁殖主要依靠孢子进行。形成孢子的方式又分为无性和有性两类, 但以无性为主。在发酵工业上, 霉菌用来广泛制造酒精、有机酸、抗生素、维生素、激素、酶制剂等。

2.1.1.3 微生物营养

微生物与其他生物体一样, 在其生长繁殖及生命活动过程中, 都需要同周围环境进行物质交换。微生物从环境获得它们合成细胞以及产生能量和形成代谢产物所需的营养物质的全过程称为微生物的营养。

根据微生物所需营养, 可将它们分为自养微生物及异养微生物两大类。

自养微生物合成能力较强, 能在完全无机物的环境中生长繁殖。它具有完备的酶系统, 能利用 CO_2 或碳酸盐作为碳源, 以氨或硝酸盐作为氮源, 用以合成细胞的有机物质。

异养微生物的合成能力较差, 至少需要一种有机物存在才能生长。主要以有机含碳化合物作为碳源, 氮源可以是无机物或有机物, 其能源除少数来源于光能外, 大多来自有机物分解产生的化学能。

(1) 微生物的营养基质

从微生物细胞物质成分的分析可知, 微生物细胞含有 80% 的水分和 20% 左右的干物质。其干物质中, 碳素含量约占 50%, 氮素约占 5%~13%, 无机元素约占 3%~10%。因此, 一般说来, 微生物的生长除水分外还需要碳源、氮源和各种无机元素, 有些还需要维生素等生长辅助物。

① 碳源 碳是构成菌体成分的主要元素, 是产生各种代谢产物和细胞内碳架结构的重要来源。除此之外, 碳元素同时又是供给微生物维持生命活动所需能量的主要能源。对后者来说, 含碳化合物在微生物代谢过程中被氧化降解, 并释放出能量, 该项能量先被贮存在磷酸基化合物三磷酸腺苷 ATP 中, 然后在微生物需要时逐渐放出, 供微生物使用。

葡萄糖是碳源中最易利用的糖, 几乎所有的微生物都能利用葡萄糖, 所以葡萄糖常作为培养基的一种主要成分, 并且作为加速微生物生长的一种有效的糖。

糖蜜是制糖生产的结晶母液, 是糖厂的副产品。糖蜜含有较丰富的糖、氮素化合物和无机盐维生素等。它是微生物工业价廉物美的原料。糖蜜含糖量可达 50%~75%, 在酵母、丙酮、丁醇、抗生素、酒精等微生物工业中常用它作碳源。

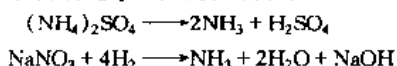
淀粉、糊糖等多糖也是常用的碳源, 它们一般都要经菌体产生的胞外酶水解成单糖后再被吸收利用, 因为它的利用可克服葡萄糖代谢过快的弊病, 同时淀粉来源丰富, 价格也比较低廉。常用的淀粉为玉米、甘薯、土豆粉等。近年来, 把醇类、简单的有机酸以及石油烷烃作为碳源也日益受到重视。

② 氮源 氮主要用于菌体细胞物质如氨基酸、蛋白质核苷酸等和含氮代谢的合成。不同种类的微生物对各种氮源的利用能力不同。因氮微生物能利用自然界存在的分子态氮, 但更多的微生物只能利用无机或有机含氮化合物作氮源。

常用的有机氮源有农副产品提油后的副产品如花生饼、豆饼、棉子饼、菜子饼以及玉米浆、酵母粉、鱼粉、蚕蛹粉、酒糟、尿素等。它们在微生物分泌的蛋白酶作用下, 水解成氨基酸, 被菌体吸收后再进一步分解代谢。

有机氮源除含有丰富的蛋白质、多肽和游离氨基酸外, 也含有少量的糖类、脂肪、无机盐、维生素及某些生长因子。因而微生物在含有机氮源的培养基中常表现出生长旺盛, 菌丝浓度增长迅速的特点。

常用的无机氮源有铵盐、硝酸盐和氨水。微生物对它们的吸收利用一般比有机氮源快, 所以也称之为迅速利用的氮源。但无机氮源的迅速利用常会引起 pH 值的变化, 如:



反应中所生成的 NH_3 被菌体作为氮源利用后, 培养液中就留下了酸性或碱性物质。这种经微生物生理作用后能形成酸或碱性物质的无机氮源叫生理酸或碱性物质。正确使用生理酸碱性物质, 对稳定和调节发酵过程的 pH 值有积极作用。例如, 在黑霉发酵过程中用 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 作氮源, 培养液中留下的 SO_4^{2-} 使 pH 值下降, 而这对提高糖化型淀粉酶的活力有利, 且较低的 pH 值还能抑制杂菌的生长, 防止污染。

③ 无机元素 无机盐是微生物生命活动不可缺少的物质, 它的主要功能是构成菌体的组成成分, 作为酶活性基因的组成部分, 调节微生物体内的 pH 值和氧化还原电位。有些元素如 S、Fe 等也同时作为自养菌的能源。

在微生物细胞中, 以 C、H、O、N、P、S 等六种元素为主, 它们占细胞干重的 95% 以上。还有 K、Mg、Ca、Fe、Mn、Co、Mo、Zn 等也是绝大多数微生物都需要的元素, 其中金属元素以无机盐阳离子形式供微生物吸收, 非金属元素中的 P 也以磷酸盐 HPO_4^{2-} 的形式供微生物吸收, 而 S 则从无机硫化物 SO_4^{2-} 、

$S_2O_3^{2-}$ 、S、 H_2S 及有机硫化物中得到。

(2) 生长因子

生长因子是一类特殊营养物质,包括维生素、氨基酸、核苷酸等。这些营养物质是辅酶与核酸的组成部分。缺少这些生长辅助物,微生物的新陈代谢就不能正常进行。

(3) 微生物的培养基

人工配制适用于微生物生长繁殖或累积代谢产物的营养物质称为培养基 (culture medium)。

按培养基的物理状态,可将培养基分为固体培养基和液体培养基。固体培养基可分为两大类。一类是麸皮、米糠、豆饼粉、花生饼等为原料,加入适量的无机物和水而进行固体培养团的培养基;另一类是在溶解的培养液中添加某种胶凝剂如琼脂、明胶等,使之成为固体形式,如实验室常用的固体斜面 and 固体平板培养基。液体培养基为培养基成分溶解或悬浮水中而进行液体培养的培养基。由于液体培养基中营养物质分散均匀,又能与微生物表面充分接触,因而在研究和工业上广泛使用。

根据营养物质的来源,可分为天然培养基和半合成培养基。天然培养基有蛋白质、牛肉膏、麦芽汁、马铃薯、玉米粉、米糠豆饼粉等基质,半合成培养基是在天然培养基的基础上,适当加入一些化学药品,以补充无机盐等物质的不足,使它能满足微生物对营养的需要。

按培养基的用途,又可将培养基分类如下。

① 基础培养基,是微生物所需要的物质。

② 鉴别培养基,是根据微生物能否利用培养基中某种营养成分,依靠指示剂的显色反应,以鉴别不同种类的微生物的培养基。

如伊红美蓝乳糖培养基 (EMB),它在饮用水、乳品检验及遗传学研究中有重要用途。其成分为:

蛋白质	10g	伊红	0.4g
乳糖	5g	美蓝	0.065g
蔗糖	2g	蒸馏水	1000ml
K_2HPO_4	2g	最终 pH	7.2

其中伊红和美蓝是两种苯胺染料。试样中的多种肠道菌会在 EMB 培养基上产生相互区分的特征菌落。

③ 加富培养基,有利于某种微生物而不适应于其他微生物的生长。因此又称为增殖培养基。通过这样培养达到自然界分离某种微生物的目的。如从自然界中分离石油酵母时,可以用以下培养基:

石蜡	20g	NaCl	0.5g
$(NH_4)_2SO_4$	39g	酵母膏	0.5g
KH_2PO_4	4g	水	1000ml
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	1g	pH	5.1~5.4

④ 选择培养基,是在培养基中加入某种化学物质以抑制不需要菌的生长而保证需要菌的生长,从而在混杂的微生物中选出需要菌种的培养基。如在培养基中加入青霉素、四环素和链霉素,就可抑制细菌和放线菌的生长而分离得到酵母菌和霉菌。

2.1.2 微生物的培养

在工业上微生物培养过程主要有 5 个类别。

① 以微生物菌体为产品,如酵母、单细胞蛋白的生产。

② 以微生物酶为产品——酶制剂工业。

③ 为了除去某种物质,如废水的生化处理。

④ 以微生物的代谢产物为产品,加氨基酸、有机酸、抗生素、疫苗及各种生理活性物质的生产。

⑤ 特定的转化反应过程,微生物细胞能将一种化合物转化成化学结构相似的物质。转化反应包括催化脱氢、氧化、羟化、缩合、脱羧、氨化、脱氮化等。

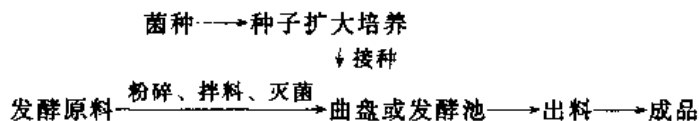
2.1.2.1 表面培养

表面培养是将纯种微生物接种在固体或液体培养基的表面,在恒温条件下进行静置培养方法。其特点是生长在培养基表面上的微生物既能与空气接触吸收氧气,又能与培养基接触吸取营养。但由于表面培养近于自然生长,由此也有生长缓慢、占用面积大、容易污染杂菌等缺点。在大规模工业生产中很少使用,仅在实验室或小试验中使用。

(1) 固体培养

固体培养法是将纯种微生物培养在固体培养基上。其特点是疏松,在培养基内部充满了空气。因此,固体培养基既可静置培养,又可通风培养。它的优点是设备简单,投资少,适宜小规模生产,缺点是占地面积大,劳动强度高,产品质量不稳定。

工业生产上固体培养的一般程序是:



(2) 液体深层培养

液体深层培养又叫液体通风培养,菌体在液体培养基中处于悬浮状态,导入培养基中的空气通过气液界面传质进入液相,再扩散进入细胞内部。

液体深层培养在发酵罐中进行,其优点是可以根据微生物在生长过程中对碳源、氮源、生长因子等营养物质及温度、pH值、需氧量等条件的不同需要,合理配制,使微生物培养过程的生长,代谢都控制在最佳状态而收到最好的培养效果。近年来采用微机代替人工对系统进行监测控制,收到较好的效果。

2.1.2.2 微生物的分批培养

分批培养是一种间歇培养方式,其操作和设备比较简单。为了提高生物反应器的生产效率,通常采用多级分批培养方法,即在小型生物反应器中接少量种子,经分批培养获得较大量的细胞作为种子,再转入大型生物反应器中。图2.1是一个二级分批培养过程的工艺流程图。主要设备有主发酵罐和种子培养罐。它们都是深层培养罐。这些设备都分别装有培养基配制,蒸煮灭菌,通气用空气压缩机,除菌、搅拌、消泡等附属设备。

(1) 种子的扩大培养

种子扩大培养是指将保存在砂土管、冷冻干燥管中处于休眠状态的生产菌种接入试管斜面活化后,再经过扁瓶成摇瓶及种子罐逐级扩大培养而获得一定数量和质量的纯种过程。

① 种子设备的工艺流程 种子设备工艺流程如图2.2。

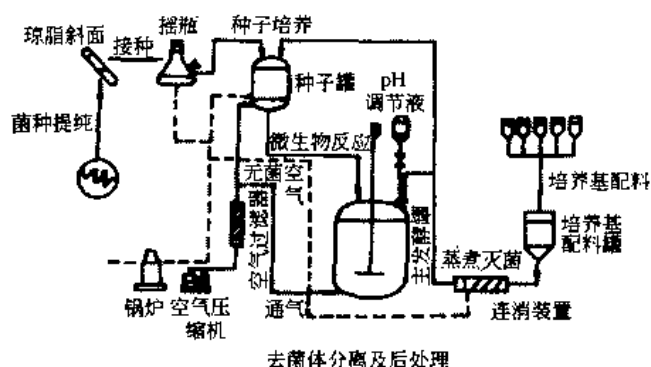


图 2.1 典型的微生物分批培养工艺流程图

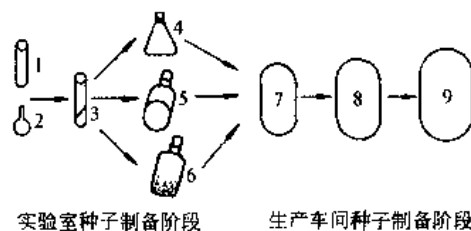


图 2.2 种子扩大培养流程图

1—砂土孢子；2—冷冻干燥孢子；3—斜面孢子；
4—摇瓶液体培养（菌丝体）；5—茄子瓶斜面
培养；6—固体培养基培养；7、8—种子罐
培养；9—发酵罐

步骤1~6为实验室种子制备阶段,包括琼脂斜面,固体培养基扩大培养或摇瓶,液体培养;步骤7~9为生产车间种子制备阶段。

② 种子罐级数 种子罐级数是指制备种子需逐级扩大培养的次數,这一数是根据种子的生长特性,孢子发芽及菌体繁殖速度,以及发酵罐的容积而定,对生长快的细菌、种子用量少,故种子罐数相应也少。如谷氨酸生产中种子接入种子罐后于32℃培养7~10h,菌浓度达 $10^8 \sim 10^9$ 个/ml,即可接入发酵罐作为种子,这称为一级种子罐扩大培养,也称二级发酵。生长慢的菌种,如青霉素的生产,种子接入一级种子罐于27℃培养40h后,再移入装有新鲜培养基的第二级种子罐,于27℃培养10~24h移至发酵罐作为种子,这称为二级种子罐扩大培养,也称三级发酵。

③ 接种龄与接种量 接种龄是指种子罐中培养的菌丝体开始移入下一级种子罐或发酵罐时的培养时间。通常接种龄以菌丝处于生命极为旺盛的对数生长期,且培养液中菌体是未达到最高峰时较为合适。过年轻的种子接入发酵罐后往往会出现前期生长缓慢,整个发酵周期长,过老的种子会引起生产能力下降而菌丝过早自溶。不同品种或同一品种的工艺条件不同,其接种龄是不一样的。一般要经过多次试验未确定。

接种量是指移入的种子液体积和接种后培养液的体积的比例。如大多数抗生素发酵的最适接种量为

7%~15%，而由棒状杆菌生产谷氨酸发酵中的接种量只需1%。采用较大接种量可以缩短发酵罐中菌丝繁殖到达高峰的时间，但是，接种量过多，往往使菌丝生长过快，培养液粘度增加，造成溶解氧供应不足而影响产物的合成。近年来，生产上多以加大种子量及采用丰富培养基作为获得高产的措施。有的产品采用两只种子罐接一只发酵罐的双种法。加卡那霉素生产中采用双种比单种的发酵单位提高8%，达到产量高峰的时间也提前了。

(2) 分批培养中微生物群体的生长规律

在一定的培养条件下培养微生物，可以观察到随着培养时间的进行，培养液中菌体浓度增加，营养物质减少，某些代谢产物出现积累。若把这些随时间变化的培养参数定量地表达出来，就可以根据这些特征比较，评判培养过程，作出必要的动力学解析。

如图2.3，是微生物在一封闭系中培养，细菌生长的动力学曲线。

在培养过程中，微生物经历了：①无净生长（0， t_1 ）；②加速生长（ t_1 ， t_2 ）；③对数生长（ t_2 ， t_3 ）；④减速生长（ t_3 ， t_4 ）⑤稳态生长（ t_4 ， t_5 ）；⑥衰减生长（6a）或持续稳态生长（6b）等6个生长阶段。一般将①、②两个阶段统称为生长的延滞期。这一生长延滞现象的出现是因为微生物进入一个新的环境后，需要进行一系列的生理调整，才能进入旺盛的对数生长阶段。如以孢子接种时，孢子萌发成营养细胞需要一定时间，即使接种生长旺盛的细胞，由于细胞周围促进细胞生长的某些物质被稀释，微生物必须花费一定时间从新的环境中摄取积累这些物质并达到一定的浓度水平后才能进入旺盛的生长。不同的种子培养条件和种龄在延滞期的表现上存在很大差异，因此在发酵实践中，为使接种后的延滞期缩短，发酵活性高，有必要建立一套特定的控制，管理种子培养的技术。

延滞期过后，微生物进入对数生长期③，此时单位细胞的生长速率达到并保持最大值，单一细胞的质量、单位质量的细胞中脱氧核糖、核糖核酸含量均恒定^[1]。

在对数生长期，根据细胞增加的总数可以计算出细胞每分裂一次所需的时间（代数，以 τ 表示，亦称菌数倍增时间）和单位时间内繁殖的代数（即生长速率，以 R 表示）。

设对数期 t_1 时刻的菌数为 N_1 。由于它是二等分裂殖，所以，经过 n 次裂殖后， t_2 时间的菌数 $N_2 = N_1 \cdot 2^n$ ，即：

$$\lg N_2 = \lg N_1 + n \lg 2 \quad (2.1)$$

故繁殖代数

$$n = \frac{\lg N_2 - \lg N_1}{\lg 2} \quad (2.2)$$

代期为

$$\tau = \frac{t_2 - t_1}{n} \quad (2.3)$$

于是

$$\tau = \frac{(t_2 - t_1) \lg 2}{\lg N_2 - \lg N_1} \quad (2.4)$$

根据定义，生长速率

$$R = \frac{n}{t_2 - t_1} \quad (2.5)$$

故

$$n = R(t_2 - t_1)$$

于是

$$\tau = \frac{1}{R} \quad \text{或} \quad R = \frac{1}{\tau} \quad (2.6)$$

假定 t_1 时的细胞数为 10^5 个/ml，经600min培养后 t_2 时的细胞数达 10^{11} 个/ml，那么按上述公式可算出：

$$\text{繁殖代数} \quad n = \frac{\lg N_2 - \lg N_1}{\lg 2} = 20 \text{ (代)}$$

$$\text{代期} \quad \tau = \frac{(t_2 - t_1) \lg 2}{\lg N_2 - \lg N_1} = 30 \text{ min}$$

$$\text{生长速率} \quad R = \frac{n}{t_2 - t_1} = \frac{20 \text{ 代}}{600/60} = 2 \text{ 代/h}$$

由于处于对数生长期内的细胞生长繁殖快，代谢功能十分活跃，在生产上如果将处在此时期的细胞接入新培养基，当经过较短时期后就可增殖，可大大缩短延滞期。这对生产中确定种子培养时间，即种龄，有着十分重要的指导作用。

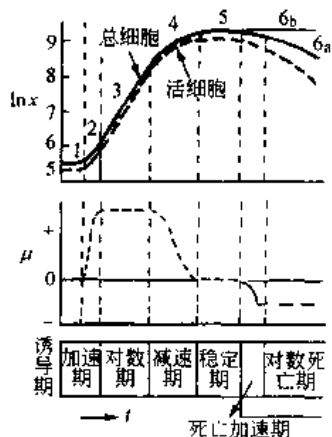


图2.3 间歇培养微生物的生长动力学曲线
 x —菌体浓度(g/L); μ —比生长速率(h^{-1}); t —培养时间(h)

随着培养时间的延长,在必需营养成分的缺乏,抑制生长物质生成,生长因子短缺,生存空间不足等因素的影响下,生长速度减慢④,进入生长速率为零的稳态生长阶段⑤、⑥,直至发生细胞自溶⑦,标志了一个间歇培养全过程的终结。

(3) 微生物生长速率与底物浓度——莫诺模型

微生物生长速率与化学反应速率一样,受到环境因子如温度、pH值等物理因素以及底物浓度、反应液成分等化学因素的影响,并且在一定条件下,微生物的生长速率是底物浓度 s 的函数,即:

$$\frac{dx}{dt} = f(S) \quad (2.7)$$

1949年莫诺发现^[2],细菌的比生长速率与单一限制性基质之间存在如图2.4的关系。

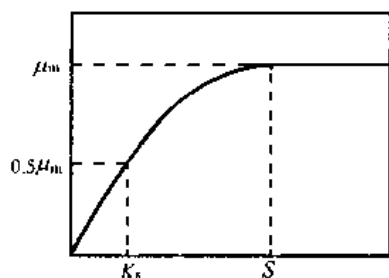


图2.4 微生物生长的莫诺模式

其生长模式类似于单分子吸附等温曲线,借助于朗格缪尔方程,莫诺建立了在生物化学工程领域中著名的莫诺方程:

$$\mu = \mu_m \cdot \frac{[S]}{K_s + [S]} \quad (2.8)$$

式中 μ 为比生长速率, h^{-1} ; μ_m 为最大比生长速率, h^{-1} ; K_s 为微生物对底物的半饱和常数,与亲和力成反比, g/L ; S 为单一限制性底物浓度, g/L 。

莫诺方程来自于对实验现象的总结,酶促反应动力学的米氏方程则根据酶促反应机理推导得出。莫诺方程、米氏方程虽然形式相同,但前者是经验方程,后者是机理方程。当假设微生物生长速率受限制于单一酶催化反应时,理论上莫诺方程合理。因为莫诺方程不仅在理论上有其合理性,而且关于微生物生长的某些物理、生化意义可归因于两个常数 μ_m 和 K_s ,应用极为方便。所以在理论研究、实践中最为常用。

莫诺方程中的常数 μ_m 和 K_s 同样可用倒数图解法或线性回归得出。对式(8)取倒数,得:

$$\frac{1}{\mu} = \frac{1}{\mu_m} + \frac{K_s}{\mu_m} \cdot \frac{1}{S} \quad (2.9)$$

或

$$\frac{S}{\mu} = \frac{K_s}{\mu_m} + \frac{1}{\mu_m} \cdot S \quad (2.10)$$

应用式(2.9)图解时,可得到相当精确的 μ_m 值,但在低 S 值时 μ 的偏差较大,影响 K_s 值的精度。而式(2.10)则在实际的 S 值范围内有较高的精度,并且数据处理也简练。

2.1.2.3 微生物的连续培养

1870年克赫创建的纯种培养技术和克雷文在1933年所创建的用三角瓶振荡液体培养方法为工业化利用微生物技术开辟了道路。现代发酵工业中,绝大部分的培养均采用纯种液体培养方法,液体培养的操作方法主要是间歇培养、连续培养和流加培养三种。其中,连续培养的方法是莫诺1949年建立的。在连续培养中,将新鲜的培养基连续地加入有均匀培养液的反应器中,同时排出发酵液,使培养环境如底物浓度、产物浓度、细胞浓度、比生长速率等可以随时间变化而改变,保持培养的稳定状态,并且可维持一个较长的时间。这就为研究微生物对环境的响应,寻找培养的最佳环境条件等提供了一种独特的研究方法,也成为连续生产细胞和其他产物的一种极好的培养方法。

(1) 单级连续培养及操作特征

单级连续培养微生物,其操作及动力学特征如图2.5。以恒定流量供给底物,并排出等流量的培养液,假定混合充分,则在培养器中培养液各组分分布均匀,体积保持恒定,可近似认为是全混流反应。对于该系统可以通过物料衡算建立数学模型。对菌体作物料衡算:

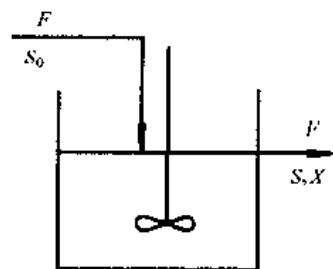


图2.5 单级连续培养

$$D + \mu x V - Fx = V \cdot \frac{dx}{dt} \quad (2.11)$$

加入 生长 流出 积累

则有

$$\frac{dx}{dt} = (\mu - D)x \quad (2.12)$$

其中

$$D = F/V$$

式中 μ 为菌体的比生长速率; x 为反应器中菌体浓度; V 为反应器中培养液体积; F 为培养基流加流量或培养液流出流量; D 为流量 F 与培养液体积 V 之比,称为稀释率 (h^{-1})。

若连续培养达到稳定状态, $\frac{dx}{dt} = 0$

则有:

$$\mu = \frac{F}{V} = D \quad (2.13)$$

式(2.13)反应了单级连续培养的一个十分重要的特性:要使连续培养处于稳定状态,必须是表示生物性质的参数 μ ,与系统操作状态参数 D 两者相等。比生长速率是微生物的特性,在分批培养中无法加以控制,但连续培养中则只要通过改变流量 F ,就可以改变稀释率,从而改变菌体的比生长速率。

若进料中菌体浓度 $x_0 \neq 0$,则

$$\mu = \frac{x - x_0}{x} \cdot D \quad (2.14)$$

若对限制性基质进行物料衡算,则有

$$F[S]_0 - F[S] - \frac{\mu x V}{Y_{x/s}} = V \frac{d[S]}{dt} \quad (2.15)$$

流入 流出 生长消耗 积累

式中 $[S]_0$ 为加料中限制性基质浓度; $[S]$ 为反应中的限制性基质浓度; $Y_{x/s}$ 为对限制性基质的菌体得率系数,其定义为:

$$Y_{x/s} = \frac{\Delta x}{\Delta S}$$

达到稳定态时,培养液中限制性基质浓度不变, $d[S]/dt = 0$ 。因此, $D([S]_0 - [S]) = \frac{\mu x}{Y_{x/s}}$ (2.16)

由于稳定态时 $D = \mu$, 上式可简化为:

$$x = Y_{x/s}([S]_0 - [S]) \quad (2.17)$$

培养过程中, μ 与 $[S]$ 的关系一般服从莫诺方程(2.8)。

根据方程(2.8)、(2.13),可得到稀释率与流出液中限制性基质有以下关系:

$$D = \mu_m \frac{[S]}{K_s + [S]} \quad (2.18)$$

$$[S] = \frac{DK_s}{\mu_m - D} \quad (2.19)$$

将式(2.19)代入式(2.17),可以得到当稀释率为 D 时流出液中菌体浓度:

$$x = Y_{x/s} \left([S]_0 - \frac{DK_s}{\mu_m - D} \right) \quad (2.20)$$

式(2.19)和式(2.20)说明了稳定状态下,培养器内菌体浓度 x 、基质浓度 $[S]$ 与进料流量($D = F/V$)的关系,下面对式(2.19)和式(2.20)两式进行分析讨论。

① 当新鲜料流加量很小时, $D \rightarrow 0$, 则 $[S] \rightarrow 0$, 即所有基质几乎被消耗, 结果出口菌体浓度 $x = Y_{x/s} \cdot [S]_0$;

② 当 D 较小或 $D \ll \mu_m$ 时, $\mu_m - D = \mu_m$, 则式(2.19)变为 $[S] = DK_s/\mu_m$, 即表明在这一阶段,随 D 增加, $[S]$ 线性增加, x 则线性递减;

③ 当 $D \rightarrow \mu_m$ 时, $[S]$ 急剧增加, 此时器内菌体浓度 x 将以相同函数快速递减;

④ 单级连续培养的稀释率有一定限制, 当器内限制性基质浓度达到 $[S]_0$ 时, 细胞(菌体)能达到的临界比生长速率 μ_c 为:

$$\mu_c = \mu_m \frac{[S]_0}{K_s + [S]_0} \quad (2.21)$$

所以, 单级连续培养的稀释率不可能大于临界稀释率 D_c 。如果 $D > D_c$, 由于菌体的比生长速率低于稀释率, 菌体不断地从器中被冲走, 最终全被洗出(这一点被称为洗出点), 培养液中菌体浓度降到零, 而限制性基质浓度升到 $[S]_0$ 。图2.6形象地表明了菌体浓度和限制性基质浓度随稀释率变化的情况。从图2.6还可以看出: (a) 在接近流出点时, 反应器操作对稀释率 D 的变化很敏感, 很小的 D 改变就会引起相当大的 x 及 S 的改变; (b) 若以菌体生产为目的, 图中还表明了菌体生产率 P_c ($P_c = Dx$) 的变化情况

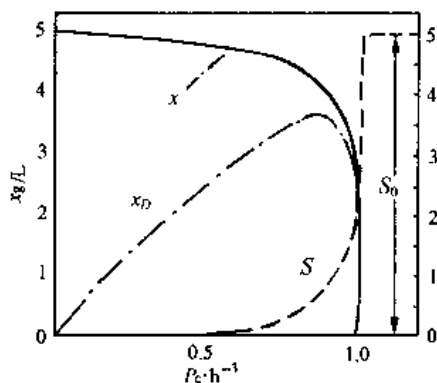


图2.6 单级连续培养中 x 、 S 与 D 的关系

$$P_c = Dx = DY_{x/s} \left[[S]_0 - \frac{K_s D}{\mu_m - D} \right] \quad (2.22)$$

由图 2.6 可知, 生产率 P_c 存在一个极大值, 对应最大生产率的稀释率 D_m 称之为最适稀释率。

对式 (2.22) 求一阶导数, 并令 $\frac{dP_c}{dt} = 0$, 可解得

$$D_m = \mu_m \left[1 - \sqrt{\frac{K_s}{K_s + [S]_0}} \right] \quad (2.23)$$

将式 (2.23) 代入式 (2.22) 可得逆反应器中菌体浓度:

$$x_m = Y_{x/s} ([S]_0 + K_s - \sqrt{K_s [S]_0 + K_s^2}) \quad (2.24)$$

联合式 (2.23) 和式 (2.24) 可得菌体的最大生产率:

$$\begin{aligned} P_{cm} &= D_m \cdot x_m \\ &= Y_{x/s} [S]_0 \left[\sqrt{\frac{K_s + [S]_0}{[S]_0}} - \sqrt{\frac{K_s}{[S]_0}} \right]^2 \end{aligned} \quad (2.25)$$

若 $[S]_0 \gg K_s$, 上式可简化为:

$$P_{cm} = Y_{x/s} \mu_m [S]_0 \quad (2.26)$$

(2) 部分菌体再循环的单级连续培养

部分菌体再循环的单级连续培养流程如图 2.7 所示。

连续分离单级培养的培养液, 将分离后的部分菌体再接入反应器中, 这样的操作方法不仅提供了连续接种手段, 也增加了培养系统的稳定性, 可以在较高的稀释率下操作, 甚至可使 $D > D_c$ 。由于反应器中稳定地维持了较高的细胞浓度, 可使稀释率 D 远大于单级连续培养的稀释率, 从而使得单位体积反应器的反应效率 (生产效率) 大幅度提高。

对反应器作关于菌体的物料平衡:

$$V \frac{dx}{dt} = \mu x V + 2F_c x - (1 + \alpha) F x \quad (2.27)$$

积累 生成 回流 流出

式中 α 为回流比 (反回反应液和供给的新鲜反应液的体积比); c 为菌体浓缩因子 (循环液中菌体浓度与进入分离装置的培养液中菌体浓度之比, 即菌体浓缩倍数)。当处于稳态时,

$$\frac{dx}{dt} = 0 \quad D = \frac{\mu}{1 - \alpha(c-1)}$$

图 2.7 进行细胞回流的单级连续培养

所以在进行菌体回流的连续培养时, 生物反应器中的菌体在稳态下的比生长速率与稀释率不再相等。由于浓缩倍数 $c > 1$, 因此 $D > \mu$, 即稀释率恒大于生长速率。这表明具有反馈的连续培养, 通过反应器的培养基体积要相对多一些。

关于限制性基质的物料平衡为:

$$V \frac{d[S]}{dt} = -\frac{\mu x V}{Y_{x/s}} + F[S]_0 + \alpha F[S] - (1 + \alpha) F[S] \quad (2.28)$$

积累 生长消耗 加入 回流 流出

在稳定状态下, $\frac{d[S]}{dt} = 0$, 上式成为:

$$x = \frac{D}{\mu} Y_{x/s} ([S]_0 - [S]) \quad (2.29)$$

将式 (2.27) 代入得:

$$x = \frac{Y_{x/s} ([S]_0 - [S])}{1 - \alpha(c-1)} \quad (2.30)$$

所以反应器中菌体浓度为无回流时的 $\frac{1}{1 - \alpha(c-1)}$ 倍。

令 $w = 1 - \alpha(c-1)$, 结合莫诺方程 (2.8) 与式 (2.27), 可以得到:

$$[S] = \frac{K_s w D}{\mu_m - w D} \quad (2.31)$$

$$x = \frac{Y_{x/s}}{w} ([S]_0 - \frac{K_s w D}{\mu_m - w D}) \quad (2.32)$$

$$D_c = \frac{1}{w} \frac{\mu_m [S]_0}{K_s + [S]_0} \quad (2.33)$$

式中 D_c 为临界稀释率, 回流比越大, w 就越小, x 和 D_c 就越大, 进而 $c = Dx$ 也就越大, 所以菌体的回流有利于提高菌体生产率。图 2.8 表明, 进行菌体回流的连续培养, 菌体的生产率比无回流时 (虚线所示) 大大提高。 D_c 增大, 意味着加料流量 F 可以增大。如果加料流量不变, 则可缩小反应器体积。菌体回流连续培养广泛用于废水的生化处理。

2.1.3 灭菌技术

生物反应系统中通常会有丰富的营养物质, 因而易受杂菌污染, 进而产生各种不良后果。

① 由于杂菌污染, 使生物反应基质或产物因杂菌消耗而损失, 造成生产能力下降;

② 由于杂菌产生的一些代谢产物, 或在染菌后改变了发酵液的某些理化性质, 使产物的提取变得困难, 造成收得率降低或使产品质量下降;

③ 污染的杂菌大量繁殖, 会改变反应介质的 pH 值, 从而使生物反应发生异常变化;

④ 发生的噬菌体污染, 使生产菌细胞裂解, 而使生产失败等等。

为了保证纯种发酵, 必须注意: 菌体无杂菌, 培养基及有关设备管路彻底灭菌, 设备严密, 空气灭菌。

2.1.3.1 培养基灭菌

培养基灭菌系指从培养基中杀灭有生活能力的细菌营养体及其孢子, 或从中除去之。工业规模上的液体培养基灭菌, 杀灭杂菌比除去杂菌更为常用, 其中热灭菌法最为简便、有效和经济。

对于液体培养基的热灭菌, 工程上所要解决的课题是: 将培养基中的杂菌总数 N_0 杀灭到可以接受的总数的 N , 需要多高的温度, 多长的时间为合理, 这决定于杂菌孢子的热死灭动力学, 反应器的形式和操作方法, 还决定于培养基中有效成分受热破坏的可接受范围。

(1) 分批灭菌

微生物受热被杀死, 主要原因是高热能使蛋白质变性。这种反应属于单分子反应, 死亡速率可视为一级反应, 即与残存的微生物数量成正比。即:

$$-\frac{dv}{dt} = kN \quad (2.34)$$

式中 N 为任一时刻的活细菌浓度, 个/L; t 为时间, min; k 为比热死速率常数, min^{-1} 。

对式 (2.34) 积分, 取边界条件 $t_0 = 0, N = N_0$, 得:

$$\ln \frac{N}{N_0} = -kt \quad \text{或} \quad N = N_0 e^{-kt} \quad (2.35)$$

维持灭菌温度 T 不变, 经历不同的灭菌时间 t , 检测相应的 N , 按 $\ln N/N_0$ 对 t 作图, 如图 2.9 所示^[3]。直线的斜率为 k , k 除了决定于菌体的抗热性能之外, 还明显地受灭菌温度 T 的影响。

细菌孢子的热死灭动力学与营养体细胞的有所不同^[4]。如图 2.10 所示, 对此现象, 不同学者提出不同的解释。

从图 2.10 可以推测, 细菌孢子壁具有较大的热阻。但霉菌孢子的热阻比细菌的小得多 (见表 2.1), 这可能与孢子壁的化学成分及结构有关。当温度超过 120°C 时, 热阻极强的嗜热脂肪芽孢杆菌孢子的热死灭动力学也接近于一级反应规律。

表 2.1 典型发酵环境中各种微生物对湿热灭菌的相对热阻^[5]

生物体种类	相对热阻	生物体种类	相对热阻
营养细胞和酵母	1.0	霉菌孢子	2~10
细菌孢子	3×10^6	病毒与噬菌体	1~5

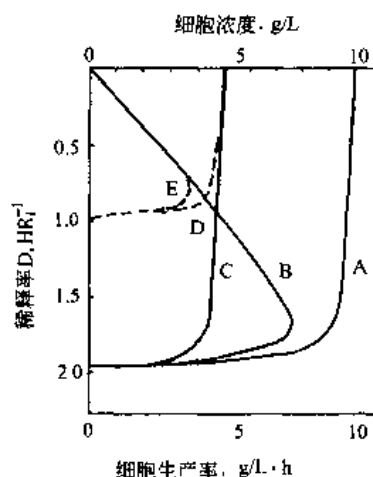


图 2.8 细胞回流 (A, B, C) 与不回 (D, E) 的比较

$\mu_m = 1.0 \text{ h}^{-1}$, $Y_{x/s} = 0.5$,
 $K_s = 0.2 \text{ g/L}$, $S_0 = 10 \text{ g/L}$,
 $\alpha = 0.5$, $c = 0.2$,
 A, D: 反应器中细胞浓度,
 B, E: 细胞生产率,
 C: 出口细胞浓度

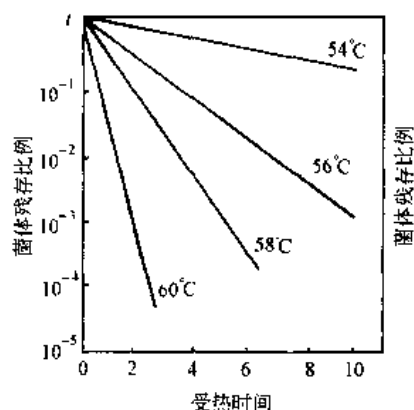


图 2.9 大肠杆菌的失活

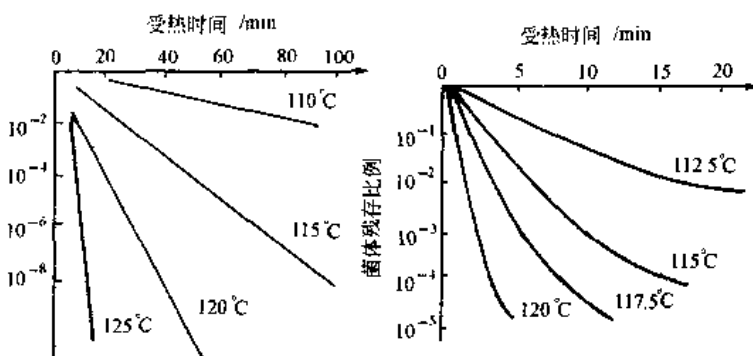


图 2.10 嗜热脂肪芽孢杆菌孢子的热死速率

由表 2.1 可以得知, 对培养基进行热灭菌必须以细菌孢子为杀灭对象。营养细胞易于受热死灭, 表明其比热死速率常数 k 值很高, 在 120℃ 灭菌, 其 k 值可大至 $10^{10} (\text{min}^{-1})$ 数量级, 而细菌孢子的 k 值在 120℃ 时只有 10^0 数量级。

k 除了决定菌体的种类及其存在形式外, 还是温度 T 的函数。由于微生物的热死灭接近于化学反应的一级反应动力学, 因此, 比热死速率常数 k 与灭菌温度 T 的关系可用阿累尼乌斯方程来表示。即:

$$k = A e^{-\Delta E/RT} \quad (2.36)$$

或

$$\ln k = \ln A - \frac{\Delta E}{RT} \quad (2.37)$$

式中 A 为频率因子, s^{-1} , ΔE 是死亡活化能, J/mol ; R 为通用气体常数, $\text{J/mol} \cdot \text{K}$ 。

对式 (2.37) 两边求导, 得:

$$\frac{d \ln k}{dT} = \frac{\Delta E}{RT^2} \quad (2.38)$$

由式 (2.38) 可知, 反应的 ΔE 愈高, $\ln k$ 对 T 的变化率愈大, 亦即 T 的变化对 k 的影响愈大。

培养基灭菌既要杀死杂菌的孢子, 又要保存其中的有效成分。试验表明, 细菌孢子热死灭反应的 ΔE 很高, 而有些有效成分热破坏反应的 ΔE 较低, 因而提高灭菌温度 T 会加快细菌孢子的死灭速率, 从而缩短高温下的灭菌时间, 由于其他有效成分的热破坏 ΔE 很低, 温度提高只能稍微增大其热破坏程度, 但由于灭菌时间的显著缩短, 其结果是有效成分的破坏量反而大为减少。

(2) 分批灭菌设计

工程实践中要求绝对无菌是不可能的, 但只要使培养基中的杂菌减低到合理程度就可以了。对于周期长、成本高的发酵, 常取灭菌后一罐培养基中残存的活菌孢子数 $N = 10^{-3}$ 个, 即灭菌 10^3 次, 存活一个活菌孢子的机会为 1 次。

$\frac{N}{N_0}$ 是灭菌程度指标, 不同发酵体系可有不同的 $\frac{N}{N_0}$ 。在分批

灭菌中, 为计算方便, 取 $\ln \frac{N_0}{N}$ 为设计的依据, 如培养基 1000 m^3 , 含菌 10^6 个/ mL , 要求灭菌后, 活菌数 $N = 10^{-3}$ 个。

$$\begin{aligned} \text{则} \quad \frac{N}{N_0} &= \frac{10^{-3}}{1000 \times 10^6 \times 10^6} = 10^{-18} \\ \ln \frac{N_0}{N} &= 41.45 \end{aligned}$$

分批灭菌也称实罐灭菌, 全过程包括升温、保温、降温三个阶段。三个阶段分别对孢子的死灭和培养基中有效成分的破坏做出大小不等的贡献。其典型的 $T-t$ 图如图 2.11。灭菌主要是在保温过程实现, 但升温的后期和冷却的初期培养基的温度高, 因而有一定的灭菌效果。

孢子受热死亡规律符合 $-\frac{dv}{dt} = kN$, 故

$$\ln \frac{N_0}{N} = kt$$

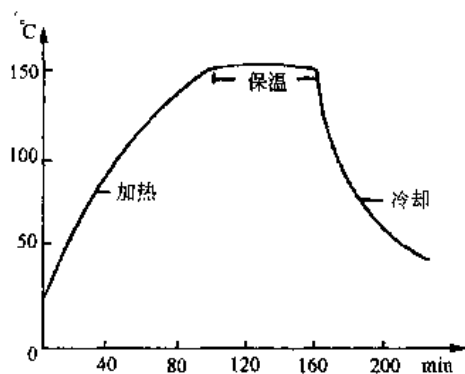


图 2.11 分批灭菌时典型的温度变化

分批灭菌也称作实罐灭菌, 全过程包括升温、保温、降温三个阶段。三个阶段分别对孢子的死灭和培养基中有效成分的破坏做出大小不等的贡献。其典型的 $T-t$ 图如图 2.11。灭菌主要是在保温过程实现, 但升温的后期和冷却的初期培养基的温度高, 因而有一定的灭菌效果。

$$\ln \frac{N_0}{N} = \ln \left(\frac{N_0}{N_1} \cdot \frac{N_1}{N_2} \cdot \frac{N_2}{N} \right) = \ln \frac{N_0}{N_1} + \ln \frac{N_1}{N_2} + \ln \frac{N_2}{N}$$

$\ln \frac{N_0}{N}$ 是由三块面积 $\ln \frac{N_0}{N_1}$, $\ln \frac{N_1}{N_2}$, $\ln \frac{N_2}{N}$ 合成的。可以合理设计这三块面积的大小, 使其和等于 $\ln \frac{N_0}{N}$ 的预定值。然而分批灭菌的 $T-t$ 过程曲线不是任意给定的。它取决于加热方式, 换热面积的大小, 传热系数的高低, 换热介质的温度及培养基的质量等诸多因素。要尽可能加快换热速度, 以尽可能缩短升温 and 冷却的时间, 延长保温时间, 以达到细菌孢子的杀灭和培养基中有效成分的最大保留。

(3) 连续灭菌

连续灭菌的加热、保温和冷却三个阶段是分别在不同的专用设备中进行的。由于培养基能在短时间内加热到保温温度, 并能很快被冷却, 因此, 可在比分批灭菌更高的灭菌温度下灭菌, 灭菌时间缩短, 这有利于减少营养物质的破坏。连续灭菌所用蒸汽压力一般高于 $5 \times 10^5 \text{ Pa}$ (表压)。连续灭菌设备比较复杂, 投资较大。

图 2.12、图 2.13 为两种基本的灭菌装置。图 2.12 系由管式或板式热交换器把培养基间接加热和冷却; 图 2.13 则用蒸汽把培养基直接加热至灭菌温度, 经保温后, 再进行闪急冷却。

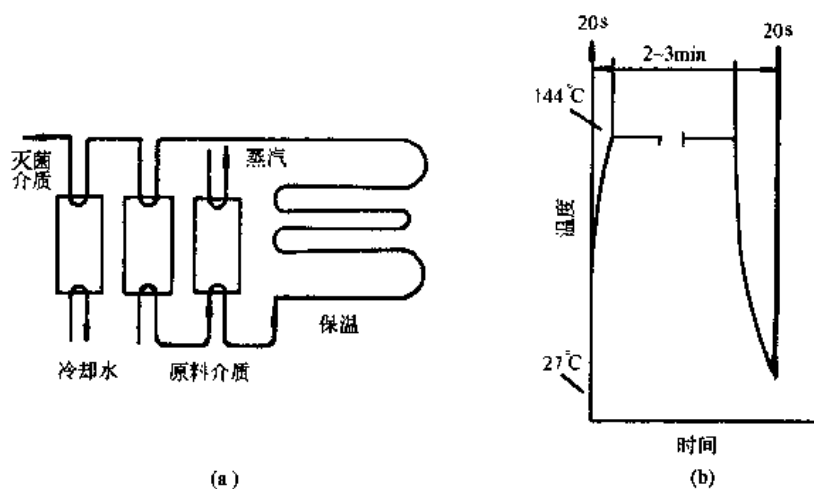


图 2.12 板式热交换器连续灭菌装置

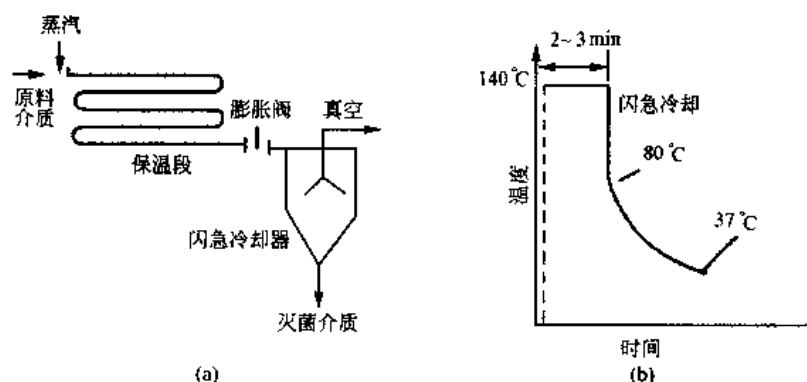


图 2.13 蒸汽喷射连续灭菌装置

第一种方式的特点是单位体积的热交换器具有高的传热面积, 且可根据生产需要, 改变其换热面积的大小。第二种方式是用蒸汽直接喷射物料, 被加热后的物料通过保温, 最后用闪急膨胀法冷却。其特点是加热、冷却极为短暂, 缺点是培养基将被蒸汽的冷凝水稀释。

2.1.3.2 空气除菌

空气中的微生物多为细菌、细菌孢子, 也有真菌、酵母和病毒。其大小从几个微米到几百微米不等 (表 2.2), 小的微生物附在空气中的灰尘上, 灰尘的平均尺寸约为 $0.1 \mu\text{m}$ 。粗滤器可将粗的微粒除去, $0.5 \sim 2.0 \mu\text{m}$ 的微粒及细菌微生物由空气过滤器除去。

表 2.2 空气中细菌及细菌孢子的代表种类^[6]

菌 种	宽, μm	长, μm	菌 种	宽, μm	长, μm
产气气杆菌	1.0~1.5	1.0~2.5	枯草芽孢杆菌	0.5~1.1	1.6~4.8
蜡状芽孢杆菌	1.3~2.0	8.1~25.8	金黄小球菌	0.5~1.0	0.5~1.0
地衣芽孢杆菌	0.5~0.7	1.8~3.3	普通变性杆菌	0.5~1.0	1.0~3.0
巨大芽孢杆菌	0.9~2.1	2.0~10.0	巨大芽孢杆菌	0.6~1.2	0.9~1.7

空气中微生物的数量与温度及其他环境条件有关。城市空气中的微生物密度比农村和山区高。空气中微生物数量级为 $10^3 \sim 10^4$ 微粒/ m^3 , 每提高 2.5m, 空气中的微粒数可减少一个数量级。

(1) 空气除菌方法

① 加热灭菌 虽然细菌孢子耐热性很强, 但在较高的温度时也能使之破坏。Decker^[6]等发现悬浮于空气中的细菌孢子在 218℃ 时 24s 内即可被杀死。Stark^[7]设计的空气灭菌方法是利用空气被压缩时所产生的热来灭菌, 为了保持压缩后的空气具有较高的温度, 在压缩空气出口管包裹保温层, 在单级绝热压缩机 ($3\text{kg}/\text{cm}^2$) 运转时, 进入空气的温度为 20℃ 或 27℃ 时, 则压缩后出口空气的温度分别上升到 150℃ 或 220℃, 这种加热灭菌方法已成功地应用于丙酮、丁醇、淀粉酶及 2,3-丁二醇的发酵生产, 空气出口表压为 $7\text{kg}/\text{cm}^2$, 温度为 187℃。这种灭菌方法必须保持有足够的灭菌时间, 为了保证彻底除菌, 必须在进罐前安装一个空气过滤器。

② 辐射灭菌 Morgan^[6]等发现波长 226.5~328.7nm 的紫外线对空气中微生物的杀菌效力最强。从理论上来说, 声波、高能阴极射线及 γ 射线都可用于空气灭菌。但设备投资高, 在发酵工业中还很少采用。

③ 化学灭菌 把少量杀菌剂如苯酚、环氧乙烷、重金属盐, 新洁而灭等溶于水中, 使空气在杀菌剂溶液中通过或喷洒于空气中以消灭空气中的微生物, 但必须除去夹带杀菌剂的水气和雾后才能应用, 工业生产上也很少应用。

④ 静电除尘 静电除尘的特点是能量消耗少, 处理 1000m^3 空气只耗电 0.4~0.8kW, 空气压头损失小, 约为 400~2000Pa; 对 $1\mu\text{m}$ 的尘粒捕集效率可达 99% 以上。缺点是设备较庞大。

静电除尘原理是使空气的灰尘成为静电体, 然后将其捕集在电极上。首先将交流电压升至 20~50kV 高压, 并经整流器变成高压直流电, 如图 2.14 所示。

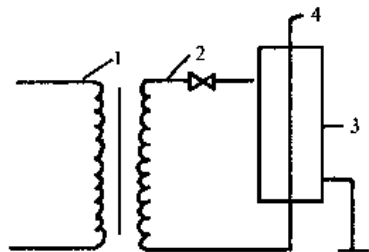


图 2.14 静电除尘原理

1—升压变压器; 2—整流器;
3—钢管; 4—铜丝

将正极与钢管外壳相连接并接地, 负极与穿过钢管中心的导线相连接, 此导线必须与钢管绝缘。当正极电场强度 $>1000\text{V}/\text{cm}^2$ 时, 管内气体发生电离作用, 产生正负电荷离子, 并分别向两极移动, 由于正极的钢管的表面面积比导线大, 所以大部分微粒为正极捕集。通过静电除尘器的空气流速为 0.8~0.9m/s, 经过时间约为 5.5s, 为了提高除尘效率, 空气当为无油, 相对湿度宜低为好。

⑤ 介质过滤 发酵工业制备无菌空气广泛采用纤维过滤器、初期多采用棉花, 后来棉花逐渐被玻璃纤维代替。日本用的过滤器采用直径 $19\mu\text{m}$ 的玻璃纤维织成的圆筒状滤层, 美国的由直径为 $5\mu\text{m}$ 的玻璃纤维积成。在日本正逐渐用聚乙烯醇 (PVA) 过滤器代替常规过滤器。

(2) 空气除菌流程

比较理想的空气除菌流程应具备以下特点。

- ① 高空采风, 吸气风管设置在工厂上风向高 20~30m 处, 减少吸入空气的细菌含量。
- ② 在压缩机安装中效或高效前置过滤器, 以减轻总过滤器的负荷。
- ③ 采用无油润滑压缩机, 减少压缩后空气中的油雾污染。
- ④ 压缩机后采用冷却型的空气贮罐, 可降低空气的温度, 同时除去部分润滑油。
- ⑤ 采用二级冷却二级旋风分离器, 使油水分分离较完全。
- ⑥ 采用旋风金属丝网除雾器, 除去空气中的雾滴。
- ⑦ 用蒸气加热器将空气加热至约 50℃, 使空气的相对湿度低于 60%, 再进入总过滤器, 以保证总过滤器维持干燥状态。
- ⑧ 空气经总过滤器后进入分过滤器, 再进入发酵罐, 空气的除菌程度达到 99.999%。

图 2.15 是一个典型的除菌流程。空气在进入空气过滤器之前, 先经两次冷却, 两次分离以及适当的加热过程, 以除去压缩空气中的油滴和水雾。高升第二级分离器的空气其相对湿度是 100%, 为此, 需再次加热使空气的相对湿度降低到 50%~60% 以下, 以保证空气不再析出水分之后, 空气便可进入过滤器除菌。

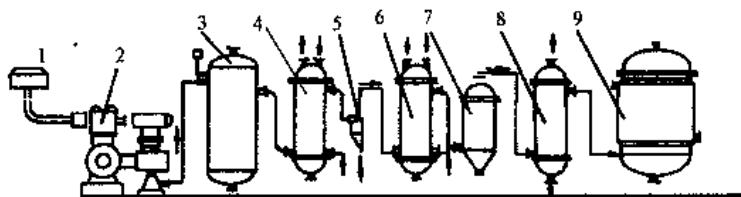


图 2.15 两级冷却、加热除菌流程图

1—粗过滤器; 2—压缩机; 3—贮罐; 4、6—冷却器; 5—旋风分离器;
7—丝网分离器; 8—加热器; 9—过滤器

2.1.4 均相酶催化反应动力学

均相酶催化反应, 系指酶与反应物系处于同一相, 即液相的酶催化反应。因此它不存在相间的物质传递。均相酶催化反应动力学描述了反应速率与反应物系的基本关系, 反应了酶催化反应过程的特征动力学关系。

2.1.4.1 酶催化反应的基本特征

酶是生物为提高其生化反应速率而产生的生物催化剂, 其化学本质为蛋白质。少数酶同时含有少量的糖和脂肪。根据国际生物化学协会 (International Union Biochemistry) 规定的分类方法, 可将酶分为六大类, 即氧化还原酶, 转移酶, 水解酶, 异构酶, 合成酶, 裂合酶。

作为生物催化剂的酶, 它既有一般催化剂的共性, 又有生物催化剂的特性。

(1) 酶催化共性

酶参与生物化学反应, 可降低反应的活化能, 加快生化反应的速率; 但酶不能改变生化反应的方向和平衡关系, 即不能改变反应的平衡常数, 只能加快反应达到平衡的速率, 酶在反应过程中, 其立体结构和离子价态可以发生某种变化, 但反应结束后, 酶本身并不消耗, 且恢复至原来的状态。

(2) 酶催化特性

① 有较高的催化效率。酶的催化效率有以下几种表示方式。

- 酶的分子活力。在最适宜的条件下, 每 1mol 酶在单位时间内所能催化底物的最大量 (mol)。
- 酶的催化中心活力。在单位时间内, 每一个酶的催化中心所催化底物的量 (mol)。
- 酶活力。在特定的条件下, 每 1min 能催化 1 μ mol 底物转化为产物所需要的酶量, 称为一个酶单位, 或称为国际单位, 用 v 表示。酶活力还可比活力表示, 即每 1mg 酶所具有的酶单位数, 用 v/mg 表示。1972 年国际酶学委员会 (Enzyme Commission) 提出, 酶活力一律以 katal 为单位, 记为 kat。

② 有很强的专一性。酶催化反应有很高的选择性, 一种酶仅能作用于一种物质或一类结构相似的物质进行某一种反应。这种特性称为酶的专一性或选择性。酶的专一性是酶作为催化剂最重要的特性, 也是酶催化反应过程优于一般化学反应过程的最重要的理由之一。

一种酶若只能催化一种化合物进行一种反应, 这种专一性称为绝对专一性, 如脲酶只能催化脲素水解生成 CO_2 和 H_2O 。若一种酶能够催化一类具有相同化学键或基团的物质进行某种类型的反应, 这种专一性称为相对专一性, 如脂肪酶可以催化所有酯类化合物水解。若一种酶只能催化某化合物在热力学上可能进行许多反应中的一种反应, 这种专一性称为酶的反应专一性, 具有不同反应专一性的酶只各自催化不同的反应。例如, 对同一反应物葡萄糖, 以葡萄糖氧化酶为催化剂可得葡萄糖酸, 以葡萄糖异构酶为催化剂可得果糖, 以己糖激酶为催化剂可得葡萄糖-6-磷酸。绝大多数酶都具有反应专一性。一种酶只能催化一种底物, 则称为酶的底物专一性, 一种酶只能作用于所有立体异构体其中的一种, 则称为立体专一性。此外, 还有官能团专一性, 序列专一性等。利用酶催化的这种高度的多种专一性, 有可能制备出化学催化反应所不能得到的化合物, 这有利于提高产物的分离纯度。

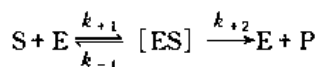
③ 具有温和的反应条件。酶催化反应温度一般在生理温度 25~37 $^{\circ}\text{C}$ 范围, 仅有少数酶反应可在较高温度下进行。同时, 酶催化反应一般是在接近中性的 pH 值条件下进行。

④ 酶易变性失活。酶的化学本质是蛋白质, 因而具有蛋白质的所有性质。其中容易变性的性质, 使得酶在应用时, 常因变性而活力下降, 甚至完全失去活力。酶的变性多数为不可逆。引起酶变性的原因有物理因素及化学因素。物理因素包括热、紫外线、X 射线、声波等, 化学因素包括酸、碱、表面活性剂、重金

属盐等化学药品的影响。因而产生了诸如热变性、酸碱变性、氧化变性等。

2.1.4.2 简单的酶催化反应动力学

简单的酶催化反应动力学指由一种反应物(底物)参与的不可逆反应。如酶催化的水解和异构反应,酶催化的机理,大量实验证明是活性中间复合物学说。该学说认为酶催化反应至少包括两步,即:



式中 E 为游离酶; $[ES]$ 为酶底物复合物; S 为底物, P 为产物; k_{+1} 、 k_{-1} 、 k_{+2} 为相应各步的反应速率常数。

根据化学动力学,上述反应的速率可表示为:

$$r_s = -\frac{1}{V} \cdot \frac{dn_s}{dt}, \quad r_p = \frac{1}{V} \cdot \frac{dn_p}{dt} \quad (2.39)$$

式中 r_s 为底物 S 的消耗速率, $\text{mol/L}\cdot\text{s}$; r_p 为产物 P 的生成速率, $\text{mol/L}\cdot\text{s}$; V 为反应体系的体积; L ; n_s 为底物 S 的质量, mol ; n_p 为产物 P 的质量, mol ; t 为时间, s 。

根据质量作用定律, P 的生成速率可表示为:

$$r_p = k_{+2} C_{[ES]} \quad (2.40)$$

L. Michaelis 和 M. L. Menten 在推导该方程时,曾提出下列三点假设。

① 与底物浓度 C_s 相比,酶的浓度 C_E 很小,因而可以忽略由于生成中间复合物 $[ES]$ 而消耗的底物。

② 不考虑 $P + E \rightarrow [ES]$ 这个逆反应的存在,若要忽略该反应的存在,则必须是产物 P 为零。换言之,该方程适用于反应初始状态。

③ 认为基元反应 $[ES] \rightarrow E + P$ 的反应速率最慢,为该反应速率的控制步骤;而 $S + E \rightleftharpoons [ES]$ 这一反应速率最快,并达到了平衡状态,因此,上述假设又称为“平衡假设”。

根据上述假设,可列出

$$k_{+1} \cdot C_E \cdot C_S = k_{-1} \cdot C_{[ES]}$$

或

$$C_E = \frac{k_{-1}}{k_{+1}} \cdot \frac{C_{[ES]}}{C_S} = k_s \cdot \frac{C_{[ES]}}{C_S} \quad (2.41)$$

式中 C_E 为游离酶的浓度, mol/L ; C_S 为底物的浓度, mol/L ; k_s 为解离常数, mol/L 。

反应体系中酶的总浓度 C_{E0} 为:

$$C_{E0} = C_E + C_{[ES]}$$

所以

$$C_{E0} = k_s \cdot \frac{C_{[ES]}}{C_S} + C_{[ES]} = C_{[ES]} \left(1 + \frac{k_s}{C_S} \right) \quad (2.42)$$

即

$$C_{[ES]} = \frac{C_{E0} \cdot C_S}{C_S + k_s} \quad (2.43)$$

将式 (2.43) 代入式 (2.40)

得

$$r_p = \frac{k_{+2} C_{E0} \cdot C_S}{k_s + C_S} = \frac{r_{p \cdot \max} \cdot C_S}{k_s + C_S} \quad (2.44)$$

式中 $r_{p \cdot \max}$ 为 P 的最大生成速率, $\text{mol/L}\cdot\text{s}$; C_{E0} 为酶的总浓度,亦为酶的初始浓度, mol/L 。

式 (2.44) 即为著名的米氏方程或称 M-M 方程。后来, G. E. Briggs 和 J. B. S. Haldane 对上述假设的③点进行了修正,提出了“拟稳态”假设。即由于反应体系中底物浓度要比酶的浓度高得多,中间复合物分解时所得到的酶又立即与底物相结合,从而使反应体系中的复合物浓度维持不变。即中间复合物的浓度不再随时间而变化,这就是“拟稳态”假设。因此

$$\frac{dC_{[ES]}}{dt} = 0 \quad (2.45)$$

据此有,

$$k_{+1} \cdot C_E \cdot C_S - (k_{-1} + k_{+2}) C_{[ES]} = 0$$

消去 $C_{[ES]}$

$$r_p = \frac{k_{+2} \cdot C_{E0} \cdot C_S}{\frac{k_{-1} + k_{+2}}{k_{+1}} + C_S} = \frac{r_{p \cdot \max} \cdot C_S}{k_m + C_S} \quad (2.46)$$

式中 k_m 为米氏常数, mol/L 。

k_m 与 k_s 关系为:

$$k_m = k_s + \frac{k_{+2}}{k_{+1}} \quad (2.47)$$

根据式 (2.46), 当 $k_m = C_S$ 时, $r_p = \frac{1}{2} r_{p, \max}$, 表明 k_m 表示了当反应速率为最大反应速率一半时的底物浓度。

上述 M-M 方程所描述的反应是最简单的单底物无抑制的不可逆反应 $S \rightarrow P$, 因此应存在下述关系

$$r_s = r_p \quad r_{s, \max} = r_{p, \max} = r_{\max}$$

M-M 方程所表示的动力学关系为反应速率与底物浓度的关系, 即 $r_s - C_S$ 的关系, 见图 2.16。

从图 2.16 的 r_s 与 C_S 的关系曲线可以看出, 该曲线表示了三个不同动力学特点的区域。

当 $C_S \ll k_m$, 即底物浓度比 k_m 值小得多时, 该曲线近似为一直线。这表示反应速率与底物浓度近似成正比的关系, 此时的酶催化反应可近似看作为一级反应。

当 $C_S \gg k_m$ 时, 该曲线近似为一水平线。表示当底物浓度继续增加时, 反应速率变化不大。此时酶催化反应可视为零级反应。反应速率将不随底物浓度的变化而变化。

当 C_S 与 k_m 数值关系处于上述两者之间的范围时, 则符合 M-M 方程所表示的关系式。

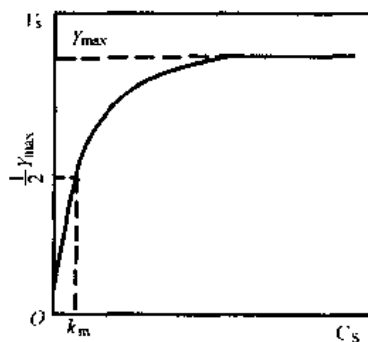


图 2.16 当 C_{E0} 一定时, r_s 与 C_S 的关系曲线

2.1.4.3 有抑制的酶催化反应动力学

有些酶催化的反应, 由于底物浓度过高, 其反应速率反而下降, 此种效应称之为底物的抑制作用。更为重要的是, 在酶催化反应中, 由于某些外源化合物的存在使反应速率下降, 这种物质称为抑制剂。

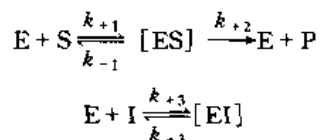
抑制作用可分为可逆抑制与不可逆抑制两大类。如果某种抑制可用诸如透析等物理方法把抑制剂去掉而恢复酶的活性, 则此类抑制称为可逆抑制, 此时酶与抑制剂的结合存在着解离平衡关系。如果抑制剂与酶的基团成共价结合, 则此时不能用物理方法去掉抑制剂, 此类抑制剂可使酶永久性地失活。如重金属 Hg^{2+} 、 Pd^{2+} 等对木瓜蛋白酶、菠萝蛋白酶的抑制都是不可逆抑制。

根据产生抑制的机理不同, 可逆抑制又分为竞争性抑制、非竞争性抑制、反竞争性抑制和混合型抑制。

(1) 竞争性抑制动力学

若在反应体系中存在有与底物结构相类似的物质, 该物质也能在酶的活性部位上结合, 从而阻碍了酶与底物的结合, 使酶的催化底物的反应速率下降。这种抑制为竞争性抑制。其主要特点是抑制剂与底物竞争酶的活性部位, 当抑制剂与酶的活性部位结合之后, 底物就不能与酶结合, 反之亦然。在琥珀酸脱氢酶催化琥珀酸为延胡索酸时, 丙二酸是竞争性抑制剂。

其作用机理为:



式中 I 为抑制剂; $[EI]$ 为非活性复合物。底物的反应速率方程为:

$$r_{SI} = k_{+2} C_{[ES]} \quad (2.48)$$

根据稳态假设, 可列出下列方程:

$$\frac{dC_{[ES]}}{dt} = k_{+1} C_E \cdot C_S - (k_{-1} + k_{+2}) C_{[ES]} = 0 \quad (2.49)$$

$$\frac{dC_{[EI]}}{dt} = k_{+3} C_E \cdot C_I - k_{-3} C_{[EI]} = 0 \quad (2.50)$$

$$C_{E0} = C_E + C_{[ES]} + C_{[EI]} \quad (2.51)$$

式中 C_I 为抑制剂浓度; $C_{[EI]}$ 为非活性复合物浓度。

由式(2.49)、式(2.50)、式(2.51)联合整理得:

$$r_{SI} = \frac{r_{\max} \cdot C_S}{k_m \cdot \left(1 + \frac{C_I}{k_I}\right) + C_S} = \frac{r_{\max} \cdot C_S}{k_{mI} + C_S} \quad (2.52)$$

式中 r_{SI} 为有抑制时的反应速率, $\text{mol}/(\text{L} \cdot \text{s})$; k_{mI} 为有竞争抑制剂时的米氏常数, mol/L ; k_I 为抑制剂的解离常数, mol/L 。

从式 (2.52) 可以看出, 竞争性抑制动力学的主要特点是米氏常数值的变化。当 C_I 增加, 或 k_I 减小, 都将使 k_{mI} 值增大, 使酶与底物的结合能力下降, 活性复合物减小, 因而使底物反应速率下降。

对式 (2.52) 取其倒数, 得到:

$$\frac{1}{r_{SI}} = \frac{1}{r_{\max}} + \frac{k_m}{r_{\max}} \cdot \left(1 + \frac{C_I}{k_I}\right) \frac{1}{C_S} \quad (2.53)$$

或

$$\frac{1}{r_{SI}} = \frac{1}{r_{\max}} + \frac{k_{mI}}{r_{\max}} \cdot \frac{1}{C_S} \quad (2.54)$$

以 $\frac{1}{r_{SI}}$ 对 $\frac{1}{C_S}$ 作图 2.17。该直线斜率为 k_{mI}/r_{\max} 。纵轴交点为 $1/r_{\max}$, 横轴交点为 $-1/k_{mI}$ 。

又

$$k_{mI} = k_m + \frac{k_m}{k_I} C_I$$

以 k_{mI} 对 C_I 作图 2.18 并据此图求出 k_m 和 k_I 值。

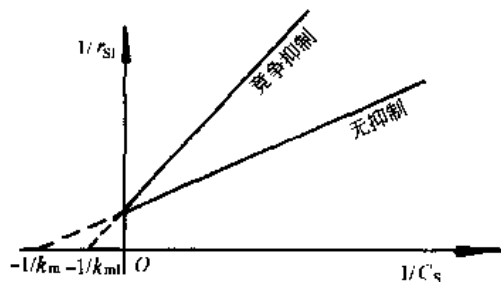


图 2.17 竞争性抑制的 L-B 图

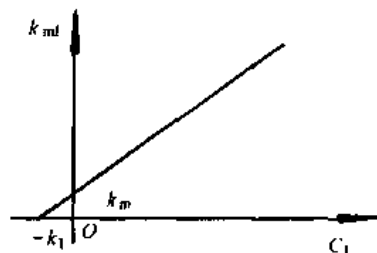
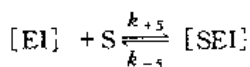
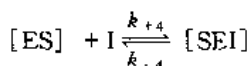
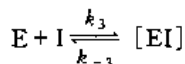
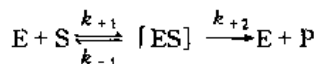


图 2.18 竞争性抑制的 k_{mI} 与 C_I 关系图

(2) 非竞争性抑制动力学

若抑制剂可以在酶的活性部位以外与酶相结合, 并且这种结合与底物的结合没有关系, 这种抑制称为非竞争性抑制。此时抑制剂既可与游离酶相结合, 也可与复合物 $[ES]$ 相结合, 生成了底物酶-抑制剂复合物 $[SEI]$ 。大多数情况下复合物 $[SEI]$ 为一元催化活性的端点复合物, 可能分解产物。即使增大底物的浓度也不能解除抑制剂的影响。

非竞争性抑制剂的普通机理可表示为:



对上述机理, 存在下述关系:

$$C_{[EO]} = C_{[E]} + C_{[ES]} + C_{[EI]} + C_{[SEI]} \quad (2.55)$$

$$\frac{dC_{[ES]}}{dt} = \frac{dC_{[EI]}}{dt} = \frac{dC_{[SEI]}}{dt} = 0 \quad (2.56)$$

$$r_{SI} = k_{+2} C_{[ES]} = \frac{r_{\max} \cdot C_S}{\left(1 + \frac{C_I}{k_I}\right) (k_m + C_S)} = \frac{r_{1,\max} \cdot C_S}{k_m + C_S} \quad (2.57)$$

其中, $r_{1,\max}$ 为存在非竞争性抑制时的最大反应速率。表明对非竞争性抑制, 由于抑制剂的作用, 使最大反应速率降低了 $\left(1 + \frac{C_I}{k_I}\right)$ 倍, 并且 C_I 增加, k_I 减小都使其抑制程度增加。

将式 (2.57) 整理成:

$$\frac{1}{r_{SI}} = \frac{\left(1 + \frac{C_I}{k_I}\right)}{r_{\max}} + \frac{\left(1 + \frac{C_I}{k_I}\right) k_m}{r_{\max}} \cdot \frac{1}{C_S} \quad (2.58)$$

或

$$\frac{1}{r_{SI}} = \frac{1}{r_{1,\max}} + \frac{k_m}{r_{1,\max}} \cdot \frac{1}{C_S} \quad (2.59)$$

以 $\frac{1}{r_{Si}}$ 与 $\frac{1}{C_S}$ 作图, 可得如图 2.19 所示的直线关系。并求出 k_m 和 $r_{L, \max}$ 值。又根据

$$\frac{1}{r_{i, \max}} = \frac{1 + \frac{C_I}{k_I}}{r_{\max}} = \frac{1}{r_{\max}} + \frac{1}{r_{\max} k_I} \cdot C_I \quad (2.60)$$

通过实验测得不同 C_I 下 $r_{i, \max}$ 值, 进而决定 k_I 值。

非竞争性抑制与竞争性抑制的主要不同点是: 对竞争性抑制, 随着底物浓度的增大, 抑制剂的影响可减弱; 而对非竞争性抑制, 即使增大底物浓度也不能减弱抑制剂的影响。这个意义上讲, 竞争性抑制作用是可逆的, 非竞争性抑制作用是不可逆的。

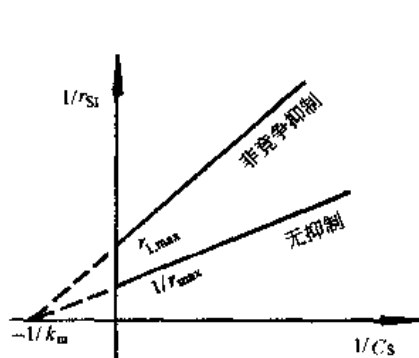


图 2.19 非竞争性抑制 L-B 图

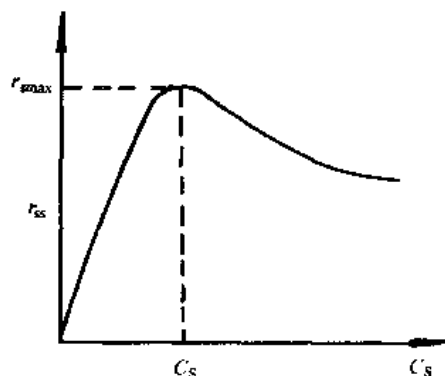
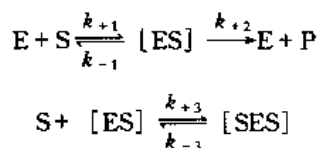


图 2.20 底物抑制的 r_{ss} 与 C_S 关系图

(3) 底物的抑制动力学

有些酶催化反应, 在底物浓度增加时, 反应速率反而会下降, 这种由底物浓度增大而引起反应速率下降的作用称为底物抑制作用。此时的反应机理式为:



式中 $[SES]$ 为不具有催化反应活性, 不能分解为产物的三元复合物。应用稳态法处理, 可得到底物抑制的酶催化反应动力学方程式为:

$$r_{ss} = \frac{r_{\max} C_S}{k_m + C_S + \frac{C_S^2}{k_s}} \quad (2.61)$$

式中 r_{ss} 为底物抑制的反应速率, $\text{mol}/(\text{L} \cdot \text{s})$; k_s 为底物抑制的解离常数。

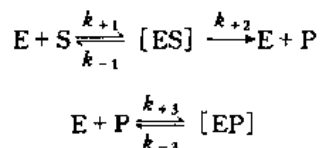
当底物抑制时, r_{ss} 与 C_S 的关系表示在图 2.20 中。从图上可以看出, 速率曲线有一最大值, 即 $r_{ss, \max}$ 为最大底物消耗速率。相对应的底物浓度值 $C_{s, \text{opt}}$ 可通过下式求出:

$$\left. \frac{dr_{ss, \max}}{dC_S} \right|_{C_{s, \text{opt}}} = 0; \quad C_{s, \text{opt}} = \sqrt{k_m \cdot k_s}$$

式中 $C_{s, \text{opt}}$ 为最佳底物浓度。

(4) 产物抑制的酶反应动力学

产物抑制系指当产物与酶形成复合物 $[EP]$ 后, 就停止继续进行反应的情况, 特别是当产物浓度较高时有可能出现这种抑制。其反应机理如下:



所生成 $[EP]$ 为无活性的端点复合物。

应用稳态法推导得出如下反应速率方程式:

$$r_s = \frac{r_{\max} \cdot C_S}{k_m (1 + C_P/k_p) + C_S} \quad (2.62)$$

式中 $k_p = k_{-3}/r_{+3}$, 称为产物抑制解离常数。

与无抑制相比较, 最大反应速率 r_{\max} 值不变, 米氏常数增大了 $(1 + C_P/K_p)$ 倍, 同竞争抑制一样, 使反应速率下降。

2.1.4.4 影响酶催化反应速率的因素

(1) pH 值的影响

酶分子上有许多酸性和碱性基团, 如果酶要表现其活性, 则这些基团必须有一定的解离型式。随着 pH 值的变化, 这些基团可处在不同的解离状态, 而具有催化活性的离子基团仅是其中一种特定的解离形式, 因而随着 pH 值的变化, 具有催化活性的这种特殊的离子基团在总酶量中所占的比例就会不同, 因而使酶所具有的催化能力也不同。

根据上述分析, Michaelis 对 pH 值与酶活力的关系提出三状态模型假设, 其基本点如下。

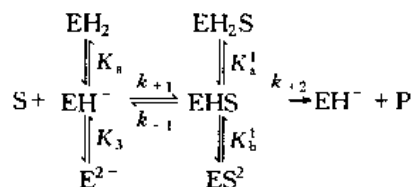
① 假定酶分子有两个可解离的基团, 随着 pH 值的变化, 分别呈现出 EH_2 、 EH^- 及 E^{2-} 三种状态。



② 上述三种解离状态中, 只有 EH^- 型具有催化活性。

③ 底物 S 的解离状态不变。

④ 速率控制步骤为由 EHS^- 生成产物 P 的速率, 反应机理式可表示为:



根据酶催化反应动力学的一般原理, 可有下列的基本关系式:

$$\frac{dC[\text{EHS}^-]}{dt} = 0 \quad (2.63)$$

$$C_{\text{EO}} = C_{\text{EH}_2} + C_{\text{EH}^-} + C_{\text{E}^{2-}} + C_{\text{EH}_2\text{S}} + C_{\text{EHS}^-} + C_{\text{ES}^{2-}} \quad (2.64)$$

$$r_s + r_p = k_{+2} C_{\text{EHS}^-} \quad (2.65)$$

若定义

$$\begin{aligned} K_a &= \frac{C_{\text{EH}^-} \cdot C_{\text{H}^+}}{C_{\text{EH}_2}}, \quad K_b = \frac{C_{\text{E}^{2-}} \cdot C_{\text{H}^+}}{C_{\text{EH}^-}} \\ K_a^1 &= \frac{C_{\text{EHS}^-} \cdot C_{\text{H}^+}}{C_{\text{EH}_2\text{S}}}, \quad K_b^1 = \frac{C_{\text{ES}^{2-}} \cdot C_{\text{H}^+}}{C_{\text{EHS}^-}} \end{aligned} \quad (2.66)$$

可得到下列关系式:

$$\begin{aligned} r_s &= k_{+2} C_{\text{EHS}^-} = \frac{k_{+2} C_{\text{EO}} \cdot C_S}{f_1 k_m + f_2 \cdot C_S} \\ &= \frac{\frac{r_{\max}}{f_2} \cdot C_S}{k_m (f_1/f_2) + C_S} = \frac{r_{\max}^1 \cdot C_S}{k_m + C_S} \end{aligned} \quad (2.67)$$

$$f_1 = \frac{C_{\text{H}^+}}{K_a} + 1 + \frac{K_b}{C_{\text{H}^+}}, \quad f_2 = \frac{C_{\text{H}^+}}{K_a^1} + 1 + \frac{K_b^1}{C_{\text{H}^+}} \quad (2.68)$$

式中 K_a 、 K_a^1 、 K_b 、 K_b^1 为式 (2.66) 所定义的电离平衡常数; C_{H^+} 为氢离子浓度。

由上式可知, f_1 、 f_2 与 pH 值有关。图 2.21 表示了 pH 值的变化对反应速率相对值的影响。从该图可以看出, 对酶催化反应, 适宜的 pH 值约处于 6~9 之间。

(2) 温度的影响

对酶催化反应, 只有在较低的温度范围内其反应速率才会随温度的升高而加快, 超过某一温度, 即酶被加热到生理允许温度以上, 酶的反应速率反而随着温度的升高而下降。这是因为温度升高, 虽然可加速酶的

催化反应速率,同时也加快了酶的热失活速率。

在适宜的温度内,酶催化反应速率常数中的 k_{+2} 与温度的关系符合 Arrhenius 方程,即:

$$k_{+2} = A \cdot \exp(-E_a/RT) \quad (2.69)$$

式中 A 为指前因子; E_a 为反应活化能; R 为气体常数; T 为绝对温度。

如果以 $\lg k_{+2}$ 对 $1/T$ 对应作图,可得一直线,由该直线可求得活化能 E_a 值。如图 2.22。

酶反应的 E_a 值,通常是 E 值,如能服从式 (2.69),当温度升高时,反应速率应会不断地增大,但实际上并非如此,该式只局限于比较狭小的较低温度范围内才成立。在较高的温度范围内,酶因热失活,具有活性的酶量减少,因而使反应速率下降。因此出现一最佳的温度范围。

图 2.22 中的曲线 (b) 表示的是过氧化氢酶催化 H_2O_2 分解时反应速率与温度的关系,该反应的反应速率也就是氧的产生速率。从图可以看出,该曲线呈山型。

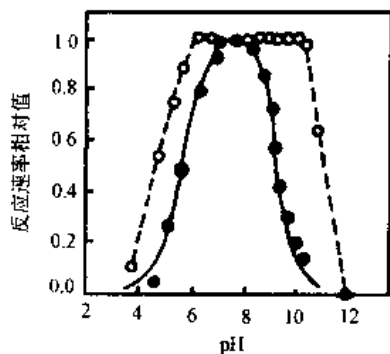


图 2.21 猪胰脏 α -淀粉酶的稳定性
和活性与 pH 值的关系曲线

○—稳定性-pH 曲线; ●—活性-pH 曲线

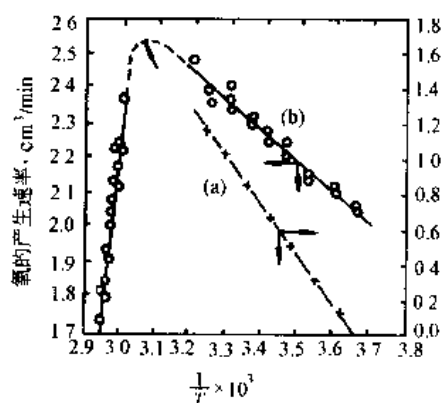


图 2.22 酶催化反应速率的阿累尼乌斯图解

(a) 肌球蛋白酶为催化剂的 ATP 水解;

(b) 过氧化氢酶催化 H_2O_2 分解

2.1.5 固定化酶催化反应过程

固定化酶是种在空间运动上受到完全约束或局部约束的酶。近代工业化利用始于 1969 年,千烟一郎成功地将固定化氨基酰化酶用于 DL -氨基酸的光学拆分,实现了酶连续反应的工业化。1973 年千烟一郎又成功地将固定化微生物用于工业化连续生产 L -天冬氨酸。应用固定化技术,可使工程连续化,装置小型化,并且具有使所用的酶可反复利用,产物分离提取容易、操作稳定性好等显著特征,故在 70 年代后得到了迅速的发展。目前,对固定化酶技术的研究已涉及到生物学、生物化学、酶化学、生化工程、发酵工程、合成化学、催化化学、医学、药学、高分子化学等各个领域。

2.1.5.1 酶的固定化方法

固定化酶的制备方法可分为:①载体结合法;②交联法;③包埋法;④其他方法等 4 种,如图 2.23。

载体结合法是将酶结合于水不溶性载体的一种固定化方法。根据结合的形式不同,又可分为物理吸附法、离子结合法和共价结合法等。物理吸附法是指酶被物理吸附于不溶性载体的一种固定化方法。载体有活性炭、多孔玻璃、氧化铝、硅胶、淀粉、合成树脂等。此法具有酶活性中心不易被破坏,酶结构变化少的优点。但它有酶与载体相互作用力弱、酶易脱落的缺点。离子结合法是酶通过离子键结合于具有离子交换基的水不溶性载体的固定化方法。此法的载体有多糖类离子交换剂和合成高分子离子交换树脂,例如 DEAE-纤维素、GM-纤维素等。此法操作简单,条件温和,酶的高级结构和活性中心的氨基酸残基不易被破坏,能得到酶活回收率较高的固定化酶。但是,载体与酶的结合力较弱,容易受缓冲液种类或 pH 的影响,在离子强度高的条件下反应时,酶易从载体上脱落。共价结合法是酶以共价键结合于载体的固定化方法,它是载体结合法中应用最多的一种。此法或是将载体有关基团活化,然后与酶有关基团发生偶联反应;或是在载体上接一个双功能试剂,然后将酶偶联上去。可与载体结合的酶的功能团有氨基、羧基、羟基、酚基等。共价结合法反应条件比较苛刻,操作复杂,并且易引起酶等级结构产生变化,破坏了部分活性中心,酶活回收率一般为 30% 左右。代表性的方法有重氮法、溴化氰法等。

第二大类交联法,它是用双功能或多功能试剂使酶与酶之间交联的固定化方法。此法与共价结合法一样也是利用共价键固定酶的,不同的是它不使用载体。交联剂中最常用的是戊二醛。还有形成肽键的异氰酸酯,发生重氮偶合反应的双重氮联苯胺或 N, N' -聚甲撑双碘乙酰胺、 N, N' -乙烯双马来亚胺等。此法反

应条件较激烈, 酶活回收率低。

第三类是包埋法, 此法可分为网格型和微囊型两种, 将酶包埋在高分子凝胶细微网格中的称为网格型; 将酶包埋在高分子半透膜中的称为微囊型。包埋法一般很少改变酶的高级结构, 酶活回收率较高, 因此可用于许多酶的固定化, 但必须巧妙地设计反应条件。包埋法只适合作用于小分子底物和产物的酶, 因为只有小分子才可以通过高分子凝胶的网格进行扩散适于网格型的高分子化合物有聚丙烯酰胺、聚乙烯醇、淀粉、明胶、海藻酸等。微囊型固定化酶颗粒一般为直径是 $12\mu\text{m}$ 到几百微米的球状体, 比网格型颗粒小得多, 有利于底物和产物的扩散。但反应条件要求高, 制备成本也高, 制备微囊型固定化酶常用沉淀法、界面聚合法、二级乳化法以及脂质体包埋法等。

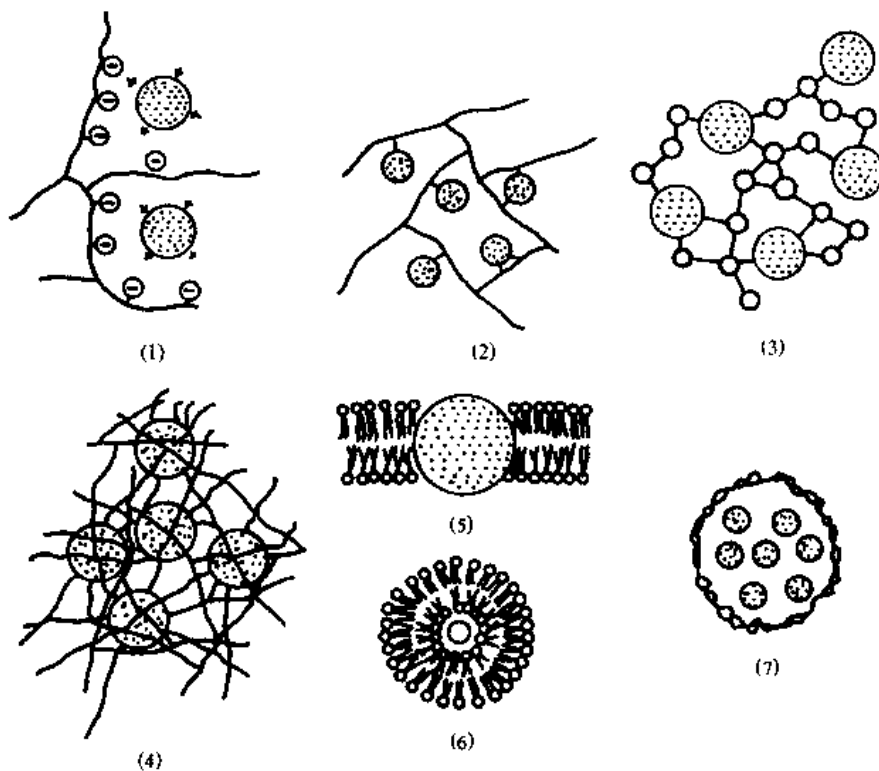


图 2.23 固定化酶的模式

- (1) 离子结合; (2) 共价结合; (3) 交联; (4) 聚合物包埋;
(5) 疏水作用; (6) 脂质体包埋; (7) 微胶囊

在其他固定化方法中, 令人极感兴趣的是通过对微生物细胞的热处理, 物理射线照射或化学试剂处理使所需要的酶固定在细胞体内, 同时固定化菌体的“内固定方法”和通过培养条件的选择使所培养的微生物菌体絮凝的“自固定法”以及添加絮凝剂絮凝菌体的“凝聚法”。

酶的固定化, 不仅使酶的活性发生了变化, 而且由于固定化酶的引入, 反应体系变为多相体系, 例如液-固体系, 气-液-固体系等。因此, 在研究固定化酶催化反应动力学时, 不仅要考虑酶催化反应的本征动力学规律, 更要研究反应物的质量传递规律。

溶液酶经固定化后变为固定化酶, 其性质将会发生很大的变化。这种变化是很复杂的, 常因酶的种类、所催化的反应、所用的载体和采用的固定化方法的不同而不同。

2.1.5.2 酶的固定化对其动力学特性的影响

(1) 活性的变化

酶经固定化后, 活力大都下降, 这是因为酶活性中心的重要氨基酸与水不溶性载体相结合。当酶与不溶性载体相结合后, 它的结构起了变化。酶被结合, 虽不失活, 但酶与底物的相互作用受到空间位阻。为了提高固定化酶的活力, 可在固定的同时加入酶活性中心保护剂, 如底物、产物或其结构类似物类。

如果固定化酶的动力学仍服从 M-M 方程则可通过米氏常数 k_m 值的大小来反映酶在固定化前后活性的变化。表 2.3 列出了某些游离的溶液酶和固定化酶的米氏常数值。

表 2.3 某些游离酶和固定化酶的米氏常数

酶	固定化试剂	底物	$k_m/\text{mol}\cdot\text{L}^{-1}$
肌酸激酶	无	ATP ^①	6.5×10^{-4}
	对氨基苯纤维素	ATP	8.0×10^{-4}
乳酸脱氢酶	无	NADH ^②	7.8×10^{-6}
	丙酮-玻璃	NADH	5.5×10^{-5}
α -糜蛋白酶	无	ATEE ^③	1.0×10^{-3}
	可溶性醛葡萄糖	ATEE	1.3×10^{-3}
无花果蛋白酶	无	BAEE ^④	2×10^{-2}
	CM-纤维-10	BAEE	2×10^{-2}
胰蛋白酶	无	BAA ^⑤	6.8×10^{-3}
	马来酸/亚乙基	BAA	2.0×10^{-4}

① 三磷酸腺苷；② 烟酰胺腺嘌呤二核苷酸；③ *N*-乙酰-L-酪氨酸乙酯；④ *N*-苯酰精氨酸乙酯；⑤ 苯酰精氨酸酰胺。

从表 2.3 可以看出,大多数酶在固定化后,其 k_m 值增加,表示催化反应活性将下降。也有少数酶固定化后活性无变化,甚至有所增加。

(2) 稳定性的变化

一般认为酶被固定化后,其稳定性有所增加,无论是保存时的稳定性,还是使用时的稳定性均有提高,据理论推测,酶固定化后其半衰期将增加一倍。同时,固定化酶的热稳定性也有所提高,这是因为酶固定化后,酶的空间结构变得更为坚固,加热时不易变形,增加了酶的热稳定性。

(3) 影响固定化酶动力学因素

① 空间效应 酶的活性部位和变构部位的性质取决于酶分子的三维空间结构,酶在固定化过程中,由于存在着酶和载体的相互作用,从而引起了酶的活性部位发生某种扭曲变形,改变了酶活性部位的三维结构,减弱了酶与底物的结合能力,此种现象称为构象效应。

载体的存在又可产生屏蔽效应。因为载体的存在使酶分子的活性基团不易与底物相接触,从而对酶的活性部位造成了空间障碍,使酶的活性下降。

② 分配效应 当固定化的酶处在反应体系的主体溶液中时,反应体系成为固液非均相体系。人们常把固定化颗粒附近的环境称为微环境,而把主体溶液体系称为宏观反应体系。由于固定化酶的亲水性、疏水性及静电作用等引起固定化酶载体内部底物或产物浓度与溶液主体浓度不同的现象,称为分配效应。换言之,造成了底物浓度在两个环境中的不同,也必然使酶的催化反应速率不同。

③ 扩散效应 固定化酶对底物进行催化反应时,底物必须从主体溶液传递到固定化酶内部的催化活性中心处,反应得到的产物又必须从酶的活性中心扩散至主体溶液中。这种物质的传递过程包括分子扩散和对流扩散。这种扩散过程的速率在某些情况下可能会对反应速率产生限制作用,特别是由于生物物质在液体中的扩散速率相当缓慢,而酶的催化活性又很高时,这种扩散限制效应相当明显。

扩散限制效应可分为外扩散限制效应和内扩散限制效应。

外扩散是指底物从液相主体向固定化酶的外表面的一种扩散,或是产物从固定化酶的外表面向液相主体的扩散。外扩散是发生在催化反应之前或之后。由于外扩散阻力的存在,使底物或产物在液相主体和固定化酶外表面之间存在着浓度梯度。

内扩散系指对一有微孔载体的固定化酶,其底物从固定化酶外表面扩散到微孔内部的酶催化中心处,或是产物沿着相互途径的扩散。对底物来讲,内扩散限制与酶催化反应同时进行。

图 2.24 形象地表示了一球形固定化酶颗粒内外扩散特征及其浓度分布。

从图 2.24 中可以看出,由于扩散限制效应的存在,底物浓度从液相主体到固定化酶外表面,再到表面,是依次降低,而产物浓度分布则与此相反。

2.1.5.3 固定化酶的工业应用

固定化酶技术虽然问世不久,但它在工业方面的应用却越

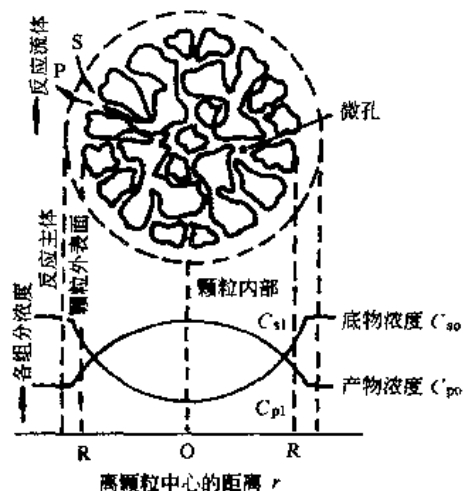
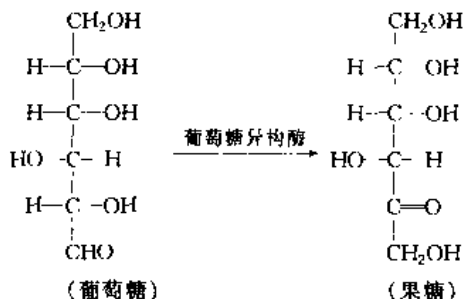


图 2.24 固定化酶载体内及其周围的物质传递及浓度分布(没有分配效应)

来越多。例如，由外消旋氨基酸混合物生产 *L*-氨基酸，从玉米淀粉生产果葡萄糖浆，用固定化青霉素酰胺酶来合成青霉素等。除此之外，固定化酶技术在医疗、分析及环境保护诸方面应用也非常广泛。

(1) 果葡萄糖浆的生产

由于葡萄糖的甜度只有蔗糖甜度的 74%，直接使用很不经济。利用微生物产生的葡萄糖异构酶，可以将葡萄糖转化为甜度为蔗糖的 173% 的果糖：



在实际生产过程中，先用 α -淀粉酶和葡萄糖淀粉酶将淀粉水解，得到葡萄糖浆，然后再用葡萄糖异构酶使之发生异构化反应，将其中 40%~50% 的葡萄糖转化为果糖，所得混合糖浆一般称为果葡萄糖浆。随着果葡萄糖浆中葡萄糖和果糖比例的不同，其甜度可以等于或大于蔗糖。

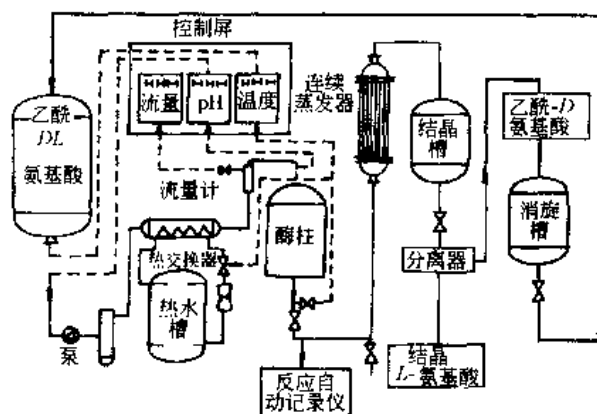


图 2.25 固定化氨基酸化酶连续生产 *L*-氨基酸流程图

目前，国际上普遍采用固定化葡萄糖异构酶来生产果葡萄糖浆。制备固定化葡萄糖异构酶的方法很多，但归结起来，可分为两类：①将葡萄糖异构酶从细胞内提取出来，然后进行固定化；②直接将含有葡萄糖异构酶的菌体细胞固定化；③是将含有葡萄糖异构酶的白色链霉菌的菌体细胞的发酵液在 60~70℃ 加热 10min，菌体被杀死，而细胞内的葡萄糖异构酶则以活性状态固定在细胞内，然后用硅藻土作助滤剂将菌体细胞过滤，所得的菌体细胞即可用于异构化反应。

用固定化葡萄糖异构酶生产果葡萄糖有分批法和连续法两种。国外大多采用连续法，因为连续法易于实现自动化，且制得的糖浆色泽好、质量高。

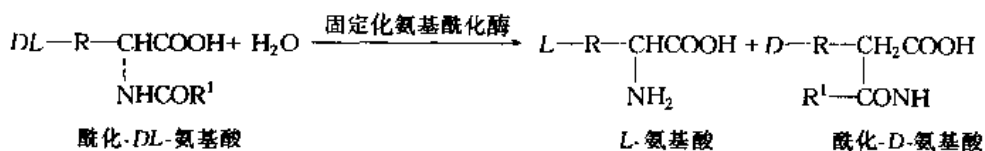
(2) 氨基酸的生产

1969 年，日本千烟一郎等成功地利用固定化氨

基酰化酶，由酰化 *DL*-氨基酸连续生产 *L*-氨基酸获得成功。

L-氨基酸在医药、食品以及工农业生产中应用十分广泛，因此，近年来，对 *L*-氨基酸的需要量激增。但是，自化学合成法获得的氨基酸是 *L*-型和 *D*-型混合的无光学活性的外消旋混合物，所以必须进行光学拆分以获得 *L*-型氨基酸。

DL-氨基酸光学拆分中，以酶法最佳，反应式如下：



酰化 *DL*-氨基酸经过氨基酸化酶的不对称水解得到 *L*-氨基酸和酰化 *D*-氨基酸，这两种产物溶解度不同，因而易于分离。酰化 *D*-氨基酸经过外消旋作用后又成为 *DL*-型，可再次进行拆分。其工艺流程如图 2.25。

用固定化酶生产可实现连续化、自动化，大大改善劳动条件，简化反应产物的提取，生产总成本仅为溶液酶的 60%。

2.2 微生物工程的应用

虽然大部分微生物工艺技术是在本世纪发展起来的，而且人们对这些工艺过程的基本原理、反应步骤和物质变化的理解和认识只是近百年的事情，但人类利用微生物却是在几千年前就开始了。关于白酒、果酒、

啤酒等各种酒类、酸奶干酪及各种乳制品等方面的记载有很多。

关于葡萄酒的制造,至少可以追溯到纪元前 2000 多年,其发酵一般是随葡萄上存在的酵母进行的。公元前 3 世纪,古代巴比伦的 Sumen 人就报道了由谷类制造啤酒的某些品种,随后又发明了利用大麦芽酿造啤酒。

17 世纪中后期,荷兰人吕文虎克 (Leeuwenhock) 利用自制的显微镜,观察到了污水和腐败有机物中存在微小生物,为微生物的存在提供了有力的证据。在 1818 年 Grxleben 证明酵母是一种有生命的机体。可以用于发酵。1837 年, Cagniard Lafour 认为葡萄酒酵母是一种有生命的机体,属于植物。一年以后, Meyen 把葡萄酒酵母称为糖真菌 (saccharomgces)。19 世纪 60 年代,法国人巴斯德通过实验证明,酒、醋的酿造过程实质上是微生物发酵过程。从此开辟了微生物工业在食品工业上的生产和具有工业用途的初级代谢产物的生产,如生产生物量、丙酮、丁醇、乙醇、柠檬酸、甘油及面包酵母、食用酵母、饲料酵母等。这就是微生物发展的第二阶段。

1929 年弗莱明 (Fleming) 发现青霉菌能抑制细菌的生长,证明青霉菌的培养液中含有抗菌物质。1941 年, Abraham 及其共同工作者成功地提制了第一种抗生素,并提纯了青霉素,它没有毒性副作用,且能对抗许多种细菌。因而使抗生素工业迅速发展起来,开始了微生物工业发展的第三阶段。

20 世纪 50 年代初, Watson 和 Crick 提出了脱氧核糖核酸分子双螺旋结构模型和核酸半保留复制学说后,遗传学和分子生物学迅速发展,新理论新技术不断出现,在微生物工业中,人们力图采用新技术、新方法定向选择育种,通过动力学研究和代谢调节控制,使微生物积累更多的人们所需要的代谢产物,以达到提高工业产量的目的,使微生物工业发展进入了崭新的第四阶段。

微生物工业产值最大的部分分为三类,即酵母业、抗生素业和酶制品业。下面主要介绍一些微生物工业在实际生产中的应用。

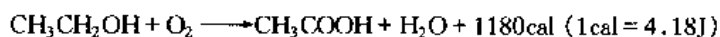
2.2.1 乙酸的生产

乙酸的生产历史悠久。14 世纪末,法国 Orlean 发明了表面发酵工艺生产醋。1952 年后, Hormatka 发展了深层制醋工艺,使制醋技术得到了发展。

用微生物制造乙酸的过程是由乙醇或含乙醇的产物如葡萄酒、发酵的苹果汁、麦芽汁和发酵的乳清而得到。在工业上主要使用乙酸杆菌菌株,通过强烈氧化乙醇而进行迅速的发酵来制取乙酸。乙酸杆菌必须耐高浓度的乙醇和乙酸,并且其营养要求比较低。

2.2.1.1 原理

乙酸杆菌的种在 pH 为 4.5 时,可将乙醇氧化成乙酸,按以下公式进行:



其中产生的能量有一部分是以热量而释放,另一部分热用于形成 ATP。

首先,由醇脱氢酶 (ADH) 作用于乙醇形成乙醛,这是 NAD 成 NADP 特异性的。乙醛与水形成水合乙醛后,由专一性的 NADP 乙醛脱氢酶形成乙酸。辅酶上结合的氢通过呼吸链而被氧化形成 6 个 ATP 和 2 个分子水,其中有一个重新回到水合乙醛脱氢反应中,如图 2.26 所示。

所形成的 ATP 被迅速分解,其中有很少一部分 (约 1/10) 用于细胞的合成。

2.2.1.2 制法

(1) 表面法

古老的制醋法都是表面法,其工艺多种多样,典型的束缚法是使细菌生长在疏松的填充物上,填充物为栎树刨花,将含有酒精的液体如葡萄酒喷洒在填充物上,当液体从盛有填充物的容器中放出时,即有空气充入使细菌生长,这就是 Boerhare 方法。

束缚法经改进后,衍生为舒存巴哈法 (Schuezenbach 法) 和发生器法 (Generator 法),前者为间断法,后者为连续法。

在本方法中葡萄汁在制醋器下方的收集器内贮存,再用一个泵将葡萄汁通过流量计,打到一个冷却的升液管中,然后进入调节容器,从这里,葡萄汁进入多个喷

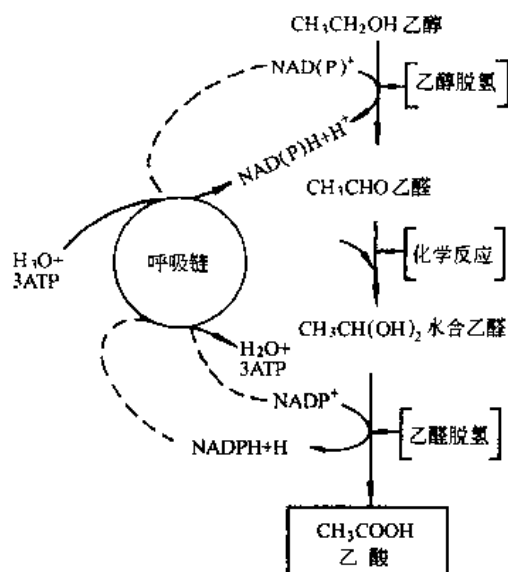


图 2.26 乙酸形成的图示

头, 均匀地喷散到制醋器内的含细菌的刨花上, 发酵液在 28℃ 冷却, 其高度氧化作用在 26℃ 下进行, 制醋器本身还包括一个体积为 20~60m³ 的葡萄汁贮存器, 在葡萄汁收集箱和刨花箱之间有一个气箱, 借助于一个风扇将空气通过管道送到刨花堆上。在这里空气供细菌氧化酒精之用, 借助引入空气量可使氧化的强度调节到某一程度, 排气管道可以缺氧空气排出。根据制醋器大小可使葡萄汁在刨花上循环数天不等。

(2) 深层法

深层法大约是在 30 多年以前形成的, 第一个深层法是 Hromatka 于 1952 年^[7]报道的, 此后发展很快。1976 年 Ebner^[8]发明了一个连续全自动的生产乙酸的装置, 细菌在含有酒精醪液的深层罐中培养, 有自动记录仪测定醪液中的酒精含量。当含量达到 0.1%~0.3% 时, 通过自动控制, 使 60% 发酵过的液体流出。同时含酒精的新液体加入罐中, 剩余的醪液就作为接种物了。

当氧气浓度不足时, 乙酸杆菌的种对乙醇和乙酸都非常敏感。因此, 在进行半连续培养时要不断通风, 甚至在放出醪液和加入新的含酒精液体时也要不断通风。

深层法制乙酸工艺很多。Bourgeois 法为一种由两个深层罐组成, 发酵作用在两个罐中交替进行, 直至发酵完成为止。

2.2.2 乳酸

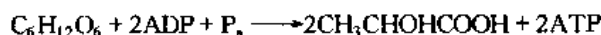
乳酸广泛分布于自然界, 如乳制品、果实葡萄酒、肌肉、酸泡菜及各种酸化的物质中。

2.2.2.1 乳酸杆菌

乳酸杆菌种类很多, 它们是戴氏乳杆菌、保加利亚乳杆菌、赖氏乳杆菌。戴氏乳杆菌和赖氏乳杆菌能忍受 50~52℃ 的温度, 两者都能用于发酵葡萄糖、麦芽糖及蔗糖, 保加利亚乳杆菌用于发酵乳清。

2.2.2.2 原理

在工业上用发酵法制造乳酸是采用同质发酵的乳酸杆菌, 按下列公式进行的:



这是一种厌氧的放热反应, 用戴氏乳杆菌可得到乳酸理论产值的 95%。

厌氧的同质乳酸发酵最初像酒精发酵一样, 直达丙酮酸, 由于乳杆菌没有羧基酶, 因此不发生丙酮酸脱羧到乙醛, 丙酮酸在需 $\text{NADH} + \text{H}^+$ 的乳酸脱氢酶作用下还原成乳酸。

2.2.2.3 制备工艺

(1) 发酵原料

原料的种类及纯度对乳酸制品的最终产品的加工极为重要。因为, 许多基质可被这类微生物直接发酵, 但由于终产物不能加工提纯而不能被使用。

含淀粉的原料如玉米、马铃薯、米及其他淀粉, 在发酵前必须用麦芽、淀粉酶制剂或用酸水解成麦芽糖及葡萄糖, 即麦芽糖化。

麦芽糖化按下法进行^[9]: 在具有搅拌器、加热及冷却蛇管的制醪桶中装入一半水 (如 5000L), 加热至 45℃, 用约 3L 的 50% 的乳酸酸化, 然后加入 20kg 磨细的绿麦芽, 在不断搅拌下加入含淀粉 75% 的马铃薯粉 1333kg, 在 0.5h 后将系统加热至 70~75℃。直到淀粉糊液化后, 冷却至 56℃, 紧接着加入 80kg 的麦芽末或绿麦芽, 缓慢升温, 约每小时升高 1℃, 4~5h 后, 再慢慢加热至 80℃ 灭菌, 约使 3000L 的热醪液在发酵桶内流动, 然后稀释至含 10%~11% 的麦芽糖或葡萄糖。

(2) 微生物培养

发酵罐须用由纯培养制备的细菌接种, 以便使发酵迅速安全进行, 接种物一般由微生物扩大繁殖, 其程序如下:

① 在纯培养中, 将戴氏乳杆菌向装有 10ml 灭菌麦芽汁的小管中接种, 这个小管在 45℃ 条件下培养 25h, 用镜检检查有无污染, 即是否纯种。

② 将在 10ml 麦芽汁中绝对纯及生长良好的细菌培养液, 接入含 100ml 培养液的培养瓶中, 加入碳酸钙, 中和乳酸, 以免乳酸浓度达 1%~2% 而杀死微生物。这一过程在 49~50℃ 中发酵 2 天。

③ 将 100ml 培养瓶的整个培养物接入一个更大的含 1~2L 培养液的瓶中, 为了接种容量为 200L 的纯培养器, 需要上述培养瓶 10 个, 在纯培养器中应尽可能先加好培养液。培养液的成分要与发酵用的基质相适应, 纯培养器中的细菌应在 49~50℃ 中再培养 2 天。

④ 将此 200L 容器的培养物转入一个容器约为 500~1000L 的罐中, 同样在 49~50℃ 条件下培养 2 天。

⑤ 将 1000L 罐的培养物直接进行乳酸发酵。

(3) 发酵过程

① 以淀粉、葡萄糖为原料的不连续方法 发酵过程中, 由于形成乳酸, 必须用 CaCO_3 中和^[10], 以免高酸度杀死细菌, 且由于高浓度的乳酸钙易结晶析出。因此, 发酵物质浓度在 5%~18% 之间为宜。发酵罐容量为 20000~110000L, 罐内有蛇管, 供加热或冷却之用, 搅拌器可保证罐内物料在发酵时混合均匀, 避免局部过酸现象, 但必须注意, 罐内物料流动不能过强, 以免较多的空气进入容器, 不发生完全的厌氧发酵, 反而发生对基质氧化性呼吸, 导致较大损失。

中和用的 CaCO_3 大部分须在发酵开始时加入, 但由于发酵必须在 pH 5.5~6 的条件下进行。因此发酵之时补加 CaCO_3 是不可少的。

在接种 6h 以后发酵开始, 形成 CO_2 并放热, 发酵时间以原料浓度而变。一般 2~8 天后发酵完成。发酵后期, 由于反应变慢, 放热较少因此须加热以维持 50℃ 的温度。

发酵过程中要保持细菌的纯种性、保持 pH、温度及糖浓度。发酵是否结束, 可由 CO_2 形成的强弱来判断。 CO_2 的形成是由于乳酸与 CaCO_3 反应的结果。少量的 CO_2 是由“假发酵”所产生的。发酵产物除乳酸以外, 还有 2% 的乙酸及丙酸。

提纯过程取决于发酵的物质。葡萄糖或乳糖发酵, 其乳酸提纯工艺简单。发酵液中加入 78% 的 H_2SO_4 , 使乳酸钙酸化, 形成的 CaSO_4 沉淀下来, 然后过滤, 滤液在减压条件下蒸发除去挥发性的醋酸、丙酸, 经过浓缩, 得到高浓度的乳酸。

乳酸制品中的 Fe、Cu 有色物质, 可用活性炭吸附, 其他留下的盐类用离子交换柱除去, 通过以上处理, 乳酸浓度可高达 80%, 经过 H_2SO_4 处理, 可去掉不好的味道和气味。

② 乳清发酵的不连续法 由乳清制备乳酸, 与上述方法有些差异。主发酵在木制成不锈钢制的发酵罐内进行。在罐的底部有一热蒸气管, 通过它可使菌株保温以及使乳白朊 (lactalbumin) 凝集的蒸气通入进去。罐中装有搅拌器、电动温度调节器。罐中还有一个潜管, 它的高度可以调节, 借助它可使溶液的一部分得以倾出, 见图 2.27。

接过种的乳清在温度为 43℃ 的条件下发酵^[11], 时间为 42h, 为酸含量达到 0.6%。每隔 6h 加入一次 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 糊状物, 以中和乳酸, 使细菌保持充分的活性。整个发酵过程显著缩短, 而且提高了产量。在发酵后, 醪液调整到乳酸浓度为 0.1%。

将浅绿色的发酵醪液用蒸气加热至 96℃, 以凝集乳白朊凝集的白朊 (albumin) 迅速沉淀。上而的清液为乳酸钙溶液, 借助罐中的潜管倾出并注入加工罐中, 然后用板框滤器过滤净化, 紧接着多次用活性炭或硅藻土净化, 倾出过滤。得到粗提液, 将它减压浓缩, 并用泵打入结晶桶内, 在温度为 10~15℃ 时, 10~12h 内乳酸钙结晶出来。

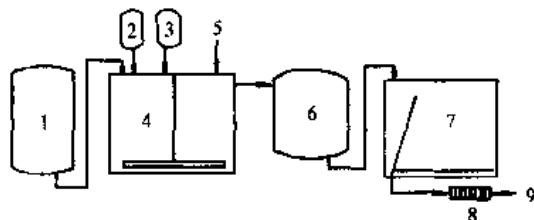


图 2.28 由浮清连续制备乳酸
1—乳清贮放罐；2— $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ；3—营养盐；
4—发酵罐；5—接种溶液；6—溢流器及
贮放罐；7—凝集罐；8—过滤；
9—进一步加工

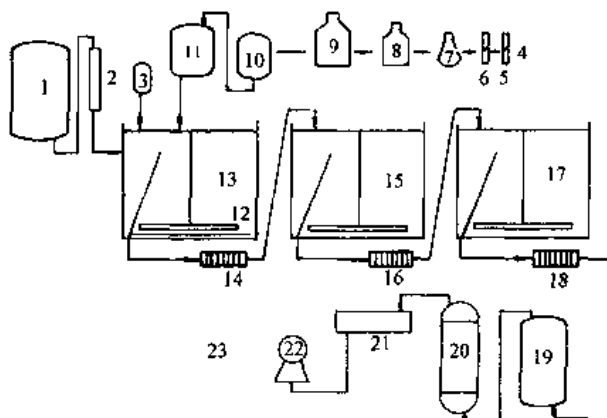


图 2.27 由乳清制取乳酸
1—乳清贮放罐；2—巴氏灭菌；3— $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ；
4~11—接种菌株的繁殖；12—蒸气管；
13—具有为倾倒用的回转管的发酵罐；
14, 16, 18—过滤；15—脱色罐 I；
17—脱色罐 II；19—贮存罐；20—真
空蒸发器；21—结晶；22—将结
晶离心取出；23—包装

③ 连续发酵法生产乳酸 这种设备由具有温度调节及搅拌器的发酵罐和连着乳清贮放罐及 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 罐所组成。

发酵罐装有巴氏灭菌的乳清, 并接入乳酸杆菌, 发酵起始温度为 43℃, 当乳酸量下降到 1% 以下时, 就向罐内用泵打入新的用 CaCO_3 处理过的乳清。同时发酵过的乳清由溢流管流入贮放罐内, 人们可不断的将乳清泵入, 而发酵过的乳清则连续的由溢流管流出。发酵过的乳清由溢流器中泵入凝集罐, 在罐内相应的部分凝集, 倾出并进一步加工, 其过程如图 2.28。

2.2.3 柠檬酸

柠檬酸广泛存在于动物及人的器官中, 在许多植物中也多少不等地存在。1923 年前主要利用柑橘果实来生产,

1917年,由于黑曲霉的发现,柠檬酸才得以用表面培养法和深层法进行大规模工业化生产。目前,柠檬酸主要用含糖的粗原料来制备。

能形成柠檬酸的微生物很多,如犁形毛霉橘青霉、黑曲霉、温氏曲霉、丁烯乙酸前霉等等,然而,能实际应用的微生物只有黑曲霉及温氏曲霉,因为它们的柠檬酸产量最高,且能利用十分多样化的碳源。

2.2.3.1 原理

有关柠檬酸的生物化学见图 2.29,其合成途径还没有完全弄清。

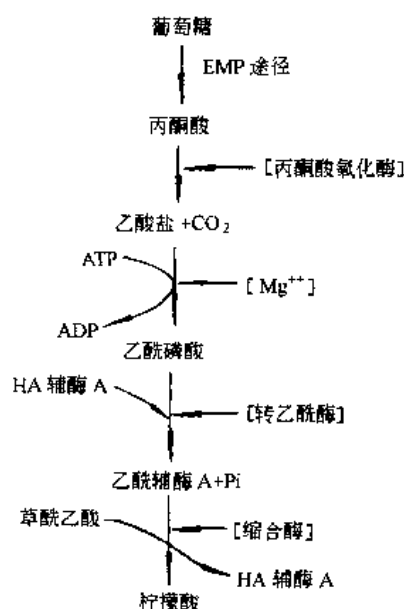


图 2.29 柠檬酸的生物合成

2.2.3.2 柠檬酸菌

在TCA循环中,有关柠檬酸的形成有很多说法。Shu等认为^[12]约有40%的柠檬酸是通过柠檬酸循环中的二羧酸形成的。还有一种意见为当乌头酸酶和异柠檬酸脱氢酶消失时,就出现了柠檬酸。1972年^[13],Ahmed等研究表明,从黑曲霉的老菌丝体中分离的线粒体,在柠檬酸大量形成时,TCA循环中其呼吸作用略有减弱。因此,可以证明,在柠檬酸形成的主要阶段,存在着乌头酸酶,需NAD和NADP的异柠檬酸脱氢酶、琥珀酸脱氢酶、富马酸脱氢酶和苹果酸脱氢酶,它们对 α -氧-戊-二酸脱氢酶有抑制作用。

2.2.3.3 工艺技术

(1) 含糖基质

工业上制备柠檬酸大部分使用含蔗糖的基质,如甜菜、糖蜜、为了保证霉菌的良好生长必须加入无机盐。

氮源对于柠檬酸的制备具有特殊的重要性。在菌丝开始生长后就向基质中加入 NH_3 、 $(\text{NH}_4)\text{OH}$ 或 $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$,可以大大提高产量。在代谢中形成的氨基酸如谷氨酸、甘氨酸及丙氨酸能促进柠檬酸的形成^[14]。

很多重要金属盐干扰黑曲霉的柠檬酸形成,特别是钼、铜、锌或钙离子能降低柠檬酸产量,但加入 $\text{K}_4[\text{Fe}(\text{CN})_6]$ 则使产量提高,低铁氯化钾能使抑制黑曲霉形成柠檬酸的物质沉淀,特别是在糖蜜中大量

存在的锰及铁盐,它们在温度 $80\sim 100^\circ\text{C}$ 时被 $\text{K}_4[\text{Fe}(\text{CN})_6]$ 在15min内沉淀^[15],1,2-二氨基环己烷-氢、氢-四乙酸、EDTA在浓度 $1\sim 2\text{mmol/L}$ 时,可促进黑曲霉的柠檬酸的生物合成^[16]。此外,基质中含有2%的甲醇对柠檬酸的形成很有利,可使产量由60%提高至75%。

当基质中加入非高解性的表面活性剂时,在发酵中能使霉菌菌丝均匀分散,从而提高柠檬酸的产量^[17]。

(2) 表面生产法

首先将糖蜜中的有害物质除去,加入必要的营养盐并蒸煮,然后将pH值调至2.2,如 $\text{pH}>3.5$ 时,有不少霉菌能产生草酸,经过酸化的培养基较易保持无菌,将灭菌培养基由蒸煮罐放到平面盘中,厚度为 $10\sim 25\text{cm}$ 。

发酵室在放盘装的培养基前,要用蒸汽或灭菌剂灭菌。溶液冷却到约 30°C 时接种,接种物大多是在液体培养基或固体培养基上制备。培养温度在 $28\sim 30^\circ\text{C}$ 之间,真菌在平面浅盘上很快就形成彼此结在一起的菌丝盖。当培养时,向培养室内吹入相对湿度为45%~60%的无菌空气。在2~4天内,菌丝盖下及盖内柠檬酸形成速度很快。7~11天以后,大部分柠檬酸形成结束。在表面培养法中70%~95%的糖转化为柠檬,相当于理论值的57%~77%,发酵终了后,培养液中含15%~20%的柠檬酸。将它由盘中抽出并打入桶中。在桶中以柠檬酸钙的形成将柠檬酸沉淀出来。

用这种表面培养法,每平方米菌盖每天大约生产1kg含一个水分子的柠檬酸^[18]。

(3) 深层培养法

有关这项工艺的细节参见Noyes(1969)^[19]应用黑曲霉及泡胜曲霉的深层培养,要在大工业中得以实现,还要解决以下问题。

① 使用的黑曲霉在深层培养能够生长,并能产生柠檬酸。

② 黑曲霉菌株对氧的敏感性可以通过通风解决。

③ 在培养中,菌丝球不会因切变力而被破坏。

解决了上述问题,就可以在工业上用黑曲霉大量生产柠檬酸,所使用原料与表面培养法基本相同。

在底物中加入亚铁氰化物灭菌后,再接种前培养的黑曲霉的孢子或菌丝,发酵罐的体积为100~200L,糖的浓度为15%~20%,产量可达理论值的70%。

当温度为30~34℃,基质中氧的最低饱和度为25%。通气量为0.2~0.6vvm时,将pH调至4.0使菌丝大量生长,然后pH值下降,导致柠檬酸的形成。

2.2.4 乙醇

乙醇($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$)是具有刺激气味的无色液体,易于着火,并能与水、乙醚及许多有机液体以任何比例混合。化学合成法是利用乙烯加水,乙醛还原或由二氧化碳及氢以大工业规模制备乙醇。此处只讨论发酵法制乙醇。

2.2.4.1 乙醇菌

在白酒行业中,一般用上层发酵的酿酒酵母,也可用越南酵母和粟酒裂殖酵母,在一些中小型白酒工厂,常用压榨酵母生产酒精,但在发酵前酵母必须在含10%体积的乙醇溶液中预培养。

2.2.4.2 原理

许多微生物能将乙糖通过FDP途径分解成丙酮酸(也称EMP途径或糖酵解途径)。

在厌氧条件下,许多酵母能由丙酮酸产生乙醇,丙酮酸在丙酮酸脱氢酶存在下,在 Mg^{2+} 和硫胺素焦磷酸做辅助因子的条件下脱羧形成乙醛。在乙醇脱氢酶和 NADH_2 参与下,乙醛还原成乙醇。

酵母发酵的强度可以通过一种米前霉的脂蛋白而加强^[20]。在发酵过程中,如果乙醇的含量过高,会影响酵母的生长,低弱的氧浓度能加强酵母的酒精发酵。

2.2.4.3 发酵工艺

(1) 由含糖基质制造乙醇

根据乙醇发酵原理,最初原料为己糖,经过EMP途径生成丙酮酸,再由丙酮酸转化成乙醇。因此,含糖基质可直接用于发酵。发酵前,将基质稀释到含糖量为10%~18%,向基质中加入氮和磷源,如硫酸铵、磷酸铵。加入少量高级醇($\text{C}_6\sim\text{C}_{10}$),可使乙醇产量提高。将溶液调至pH4~4.5,然后接种种菌。接种物的量应为发酵罐体积的4%~6%。接种溶液的制备可在酵母纯培养器进行。在这种系统中,在通气条件下,酵母培养物作二步成三步繁殖,然后用于接种发酵罐^[21]。

发酵罐的体积在5~10 m^3 之间,通过搅拌,使种母与待发酵液良好混合。在第一阶段,酵母呼吸氧气而繁殖。两天后,酒精发酵开始,主发酵阶段糖蜜浓度应增加,并用 H_2SO_4 或 NH_3 调整pH至5.6~5.8,发酵过的醪液立即蒸馏以糖蜜为原料的酒精发酵,乙醇的产量约为可发酵糖的90%。

其工业生产过程见图2.30。

(2) 由含淀粉的物质制造乙醇

由含淀粉的物质制造乙醇,在发酵前,需用淀粉酶制剂大麦芽或曲霉处理使之糖化。

① 麦芽制备 将成熟的大麦用水浸泡2~4天,紧接着让其发芽,经过14~18天,长麦芽就形成了,并且有较高的淀粉酶活性。在绿麦芽制备中加赤霉素可以提高乙醇的产量。

麦芽长成后,形成4~6cm的片状物,麦芽根相互缠绕形成厚的毡状物。保温保湿7天后可将其切成毡块,并使用。7天后还可再切。

② 含淀粉物质的制备 含淀粉的原料经清洗后,进行粉碎,使细胞壁破裂,达到淀粉能与淀粉酶充分接触,完全糖化的目的。

粉碎的淀粉进行蒸煮,所用蒸煮器一般使用弯兹蒸煮器。在这种设备中,马铃薯块茎在约0.3~0.5MPa,143℃以上的条件下加热。然后使压力迅速降低,使软化的马铃薯爆散,使之达到理想状态,然后就可以加入绿麦芽开始糖化。

③ 糖化和醪液制备 糖化在制醪器中进行。含淀粉原料与水及酶相混合。当使用麦芽淀粉酶时,温度为61℃,pH为5.2~5.4。用碘液检查糖化程度,当醪液中加入碘液时,变红,表明糖化完成,接着冷却到30℃。加入酵母并用泵打入发酵罐中。

④ 发酵 发酵时,分散粉态酵母以细腻分散态存在于整个的培养基中。它必须使上而的发酵型以便发酵时尽可能久的保持悬浮态,使发酵自始至终激烈进行。

180~220Bg的醪液,在17℃下,经过72h完成。发酵用的麦芽用甲醛消毒^[22]。在向醪液加入种母以前,糖化醪液中所存的微生物须用乳酸杀死,防止其生长。

发酵分三个阶段进行。

a. 前发酵阶段:在此阶段,酵母适度生长湿度上升,但不应超过24~25℃。

b. 主发酵阶段:在开始时,发酵糖量的45%~50%,酵母增殖变缓,约30h之后,湿度可能达到

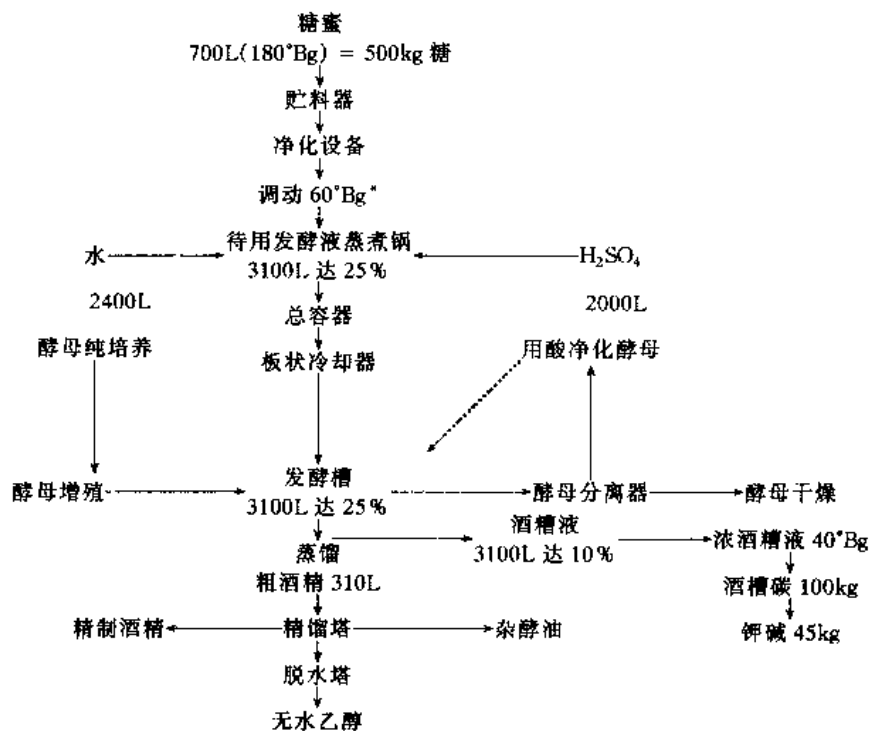


图 2.30 由糖蜜制造乙醇 (Reiff, 1962)

* Bg 即 Balling, 一种糖度单位, 约相当于 $1\text{Bg} \times 0.73 = 0.73\%$ 含糖量。

约 27°C 。

c. 后发酵阶段: 尚未糖化的糊精开始发酵即由于淀粉酶的作用, 由糊精产生麦芽糖, 并立即发酵。

(3) 由亚硫酸废液和木材水解液制造乙醇

① 亚硫酸废液和木材水解液 亚硫酸水解液呈黄色或亮褐色, 含 $9\% \sim 13\%$ 的干物质, 并含有亚硫酸氢钙 $[\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2]$ 、亚硫酸钙 (CaSO_3) 和硫酸钙 (CaSO_4) 等盐类, 以及铁、铜 (来自蒸煮容器) 和木材本身所含的某些盐类。亚硫酸废液中所含有的有机物质可以进一步分解成半纤维素和木聚糖及木质素。

由针叶木材制备的亚硫酸水解液总的含糖量大约是 $2\% \sim 3.5\%$, 其中 $70\% \sim 80\%$ 是乙糖 (甘露糖、葡萄糖、半乳糖), 而 20% 是戊糖 (本糖和阿拉伯糖)。

在许多情况下, 亚硫酸废液需要首先处理, 然后才能使用。对 $\text{pH} 1.8 \sim 2.5$ 的酸性废液, 可以加热至 $90 \sim 95^{\circ}\text{C}$, 并且不断通风, 以去掉其中的 SO_3 , 然后用氨水或石灰水调 pH 到 $4.2 \sim 4.4$ 。

木材水解液是用浓酸如 HCl 和 H_2SO_4 将植物水解而制得, 例如稻草、玉米芯以及其他植物都可以水解而得到糖液。水解糖液一般含葡萄糖、木糖、甘露糖、半乳糖、果糖和木质素。

本材水解液中, 还含有抑制性物质, 一般用还原性物质使其清除。糖的浓度一般调到 $3\% \sim 5\%$, pH 调至 4.5 , 同时根据需要加入磷酸盐或尿素作为补充营养。

② 发酵 亚硫酸废液在接种酵母以前必须将过量的亚硫酸、乙酸及甲酸除去, 使之无害, 为除去大部分的亚硫酸, 可将空气或蒸气吹入废液中, 然后冷却至 30°C , 加入 CaCO_3 直至 pH 值达到 $4.5 \sim 5.5$ 。

向废液中加入的氮源大部分是尿素或铵盐。发酵在 $\text{pH} 5 \sim 6$ 时进行, 温度为 30°C , 时间为 1 天。若酵母未被严重污染, 可将酵母用分离器分出, 并能再度用于接种。其流程图如图 2.31^[23]。

木材水解液除去抑制物, 加入所需氮源后就能直接进行发酵。所用接种的酵母不低于被发酵物体积的 2% , 发酵在 30°C 、 $\text{pH} 4.5$ 的条件下进行, 一天后就能完成。在较低温度时可适当延长。在发酵之后, 酵母经过分离器再度分离出来, 其液体则加工制造乙醇, 其工艺流程见图 2.32。

2.2.5 甘油

甘油是 1779 年 Scheele 在皂化橄榄油时发现的。1872 年, Friedel 首次利用化学方法合成出了甘油。在现代工业上, 大部分甘油是采用化学途径制造的。但是, 利用某些微生物制造甘油也是可行的。例如, 产酸接合酵母 (*zygosacch-aromyces. acidfaciens*) 能以 32% 的产率将葡萄糖转化为甘油, 蜂蜜酵母 (*S. mellis*) 能转化 50% 的葡萄糖成为甘油。

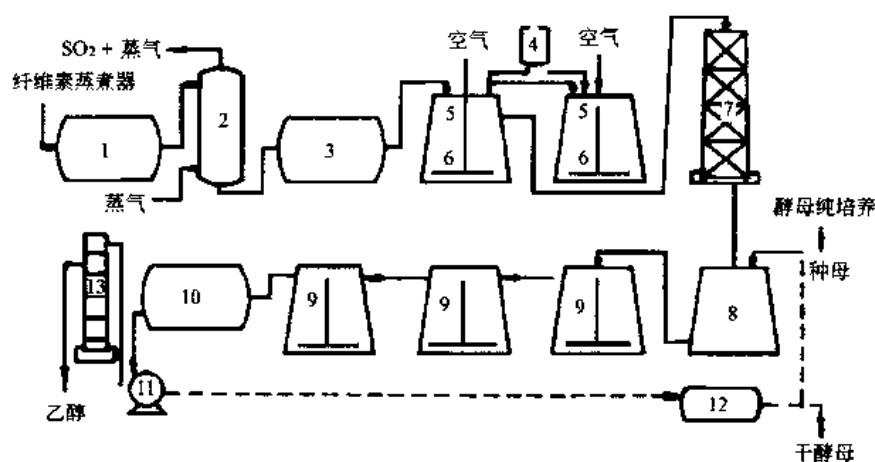


图 2.31 用亚硫酸废液连续生产乙醇

1、3—貯放槽；2—除去 SO₂ 的设备（蒸气提塔）；4—中和剂；5—中和桶；
6—空气分散器；7—冷却；8—前发酵桶；9—多级连续发酵桶；
10—中间罐；11—酵母分离器；12—酵母收集器；13—精溜

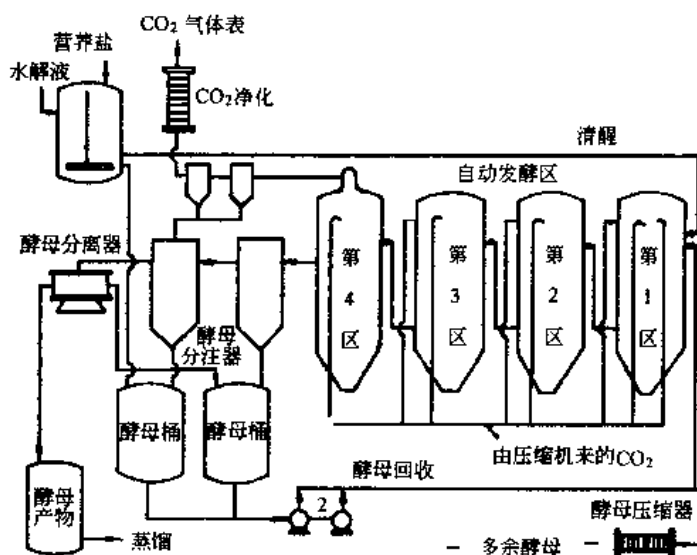
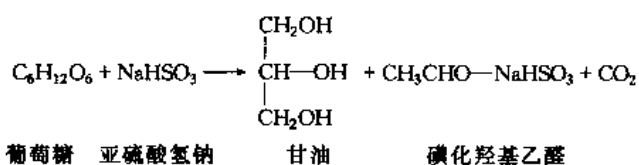


图 2.32 由木糖溶液连续生产乙醇的流程图解
(Reiff 等, 1962)

2.2.5.1 原理

在正常的酒精发酵中，能有规律地形成少量甘油，大部分是经过丙酮酸及乙醛到乙醇，有一部分经过二羟基磷酸、丙酮及 3-磷酸-D-甘油到甘油。Neaberg 等发现，向基质中加入亚硫酸时，或在碱性范围内发酵时，其发酵过程偏向于甘油的方向。例如，在 pH4.0 时，由 100mmol 葡萄糖得到 6.6mmol 甘油。而在 pH 值为 7.0 时，可以得到 22.2mmol 甘油。

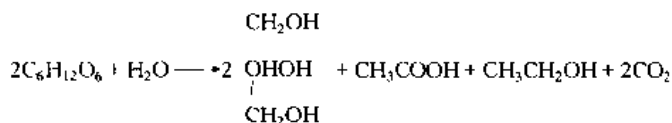
用啤酒酵母 (*Saccharomyces cerevisia*) 发酵时, 向基质中加入亚硫酸, 可加强甘油途径, 它按照下列总的方程式进行:



由于丙酮酸脱羧酶作用，由丙酮酸所产生的乙醛与亚硫酸形成磺化羟基乙醛，因此就不能再作为还原型

的 NADH_2 的氢离子受体而作用,也就不能形成乙醇。还原的 NADH_2 就积累起来。因此能够将氢大量地转移到二羟基磷酸丙酮上,由它形成了磷酸-D-甘油,经脱磷酸作用产生甘油。

除了这种用亚硫酸控制的甘油发酵外,甘油的产量在碱性范围内大大的提高。在碱性范围内,啤酒酵母所进行的糖酵解是按照下面的总方程式进行的:



在碱性环境条件下,由形成乙醇的强烈发酵移向形成甘油。这是因为在乙醛还原至乙醇的反应中极其缺少 NADH_2 ,因此,正常情况下进行的完全还原就不能再进行了,而是由 2 分子乙醛歧化生成 1 分子乙醇和 1 分子乙酸。通过耐高渗酵母,在非碱性条件下,这一途径也能进行。

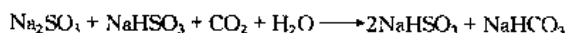
2.2.5.2 甘油制造工艺

(1) 亚硫酸法

在亚硫酸法中最重要的是原发酵法,它是由 Connstein 及 Lüdecke 于 1915 年、1916 年发展起来的将酵母培养于含约 10% 的甜菜和 3% 的亚硫酸钠及其他营养矿盐的糖蜜醪液之中,灭菌后,用 1% 的压榨酵母接种于醪液中,发酵在容量为 1000cm^3 的大罐内进行,在 $30\sim 35^\circ\text{C}$ 中连续 2~3 天。发酵后发酵液中含有约 3% 的甘油,2% 的乙醇及 1% 的乙醛。这一方法制造的甘油产量可达 20%。

1944 年,Lees 用酸水解玉米淀粉加亚硫酸钠的生产方法,甘油的转化率为 30%。这个方法要注意通风,以便使在碱性环境中存在的、受到亚硫酸强烈损害的酵母细胞维持活力。

Grunte 等于 1959^[24] 发现了重亚硫酸盐法。它是在弱酸范围内,用加亚硫酸钠及加重亚硫酸钠的混合物的方式进行的。对酵母而言,这种混合物比单一的亚硫酸钠毒性要小些。当发酵时缓慢地加入重亚硫酸,除形成 NaHCO_3 以外,还形成 2 分子的 NaHSO_3 , 反应方程式如下:



产生的 2mol NaHSO_3 与 2mol 乙醛形成一个加合物,通过加入 Na_2CO_3 使整个过程引向碱性范围。发酵延长了,甘油的产量也提高了。

(2) 碱性条件下发酵制备甘油

将糖蜜醪液在逐步加入碳酸钠(苏打)达到醪液的 5% 的条件下,借助于葡萄酒酵母,在碱性范围内发酵。糖蜜醪液含糖量可高 20%,甘油转化率为 20%~25%。为了较容易提取甘油,可以在发酵后将酒精由酒糟中蒸馏出去。而酒糟在加入新的糖蜜后再度发酵,然后由总产物中提取甘油。

(3) 用耐高渗酵母制备甘油

各种耐高渗酵母如鲁氏酵母(*Saccharomyces roussii*)和蜂蜜酵母在发酵时能形成大量甘油。糖浓度为 20%~40%。向基质中加入氮源有酵母汁、尿素、硫酸铵、酒石酸铵或玉米浆。发酵在通风条件下可持续 4~10 天之久。酵母菌株依生长速度除形成甘油外,还有 D-阿拉伯糖醇及赤藓糖醇。生长快的菌株形成的糖醇多,而生长慢的菌株形成的甘油多^[25]。

(4) 甘油提取加工

主要方法有四种。

① 原发酵法产物的提取:将产出的醪液离心除去酵母,将乙醇蒸馏出去,加入钙盐使亚硫酸根、硫酸根及磷酸根以钙盐形式沉淀;将沉淀漏去,中和滤液进行减压浓缩,尚存的盐使之结晶析出,再进行减压蒸馏可得纯甘油。

② 通过直接蒸气带蒸提纯发酵醪液。

③ 经过复杂程序后将浓缩的发酵液在高气下喷雾。

④ 用各种溶剂如乙醚、二氧杂环乙烷等提取甘油。

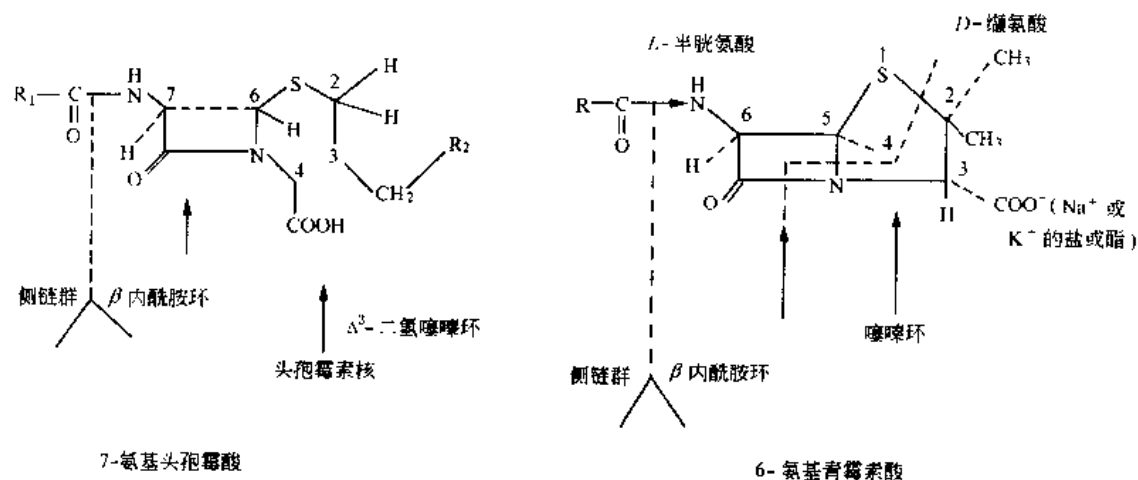
2.2.6 青霉素和头孢霉素

青霉素和头孢霉素是天然的 β 内酰胺抗生素,是临床上最重要的化学治疗剂,这类抗生素几乎没有毒性,有较广的抗菌谱,并有良好的药理性质。

青霉素主要是由产黄青霉系列菌来形成,如点青霉和产黄青霉,还有不整青霉菌、灰褐青霉菌、赤迹青霉菌等等。工业上制备青霉素是用点青霉和产黄青霉,现已成功地使原始菌通过诱变处理(包括 X 光、紫外光氮芥子气),经过依次选择使原种可以显著提高其青霉产量。目前工业规模菌已达 $10\sim 15\text{mg/ml}$ 。

头孢霉素由顶头孢霉、利波曼氏链霉菌等形成,工业上由头孢霉菌制备,其方法是裂解侧链(酰基),

形成 6-氨基青霉烷酸 (6APA) 及 7-氨基头孢霉酸 (7ACA):



2.2.6.1 化学结构与性质

青霉素和头孢霉素是一类环状抗生素，它有两个核，一个主体部分是 6-氨基青霉烷酸 (6APA)。它有一个不太稳定的 β 内酰胺环及噻唑环，一个主体是 7ACA，也有一个不太稳定的 β 内酰胺环及一个 Δ^3 -二氢噻唑环。

由微生物中可以产生多种青霉素及头孢霉素，它们的不同点在于侧链的结构，即酰基、各种青霉素及头孢霉素。见表 2.4 和表 2.5。

表 2.4 通过发酵而形成的青霉素

名 称	N-酰基侧链 (R_1)
苄青霉素 青霉素 G	(苯乙酸)
羟苄青霉素 青霉素 X	(P-羟基苯乙酸)
苯氧甲基青霉素 青霉素 V	(苯氧乙酸)
庚青霉素 青霉素 K	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_6\text{CO}-$ (辛酸)
戊烯-(2)-青霉素 青霉素 F	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CO}-$ ($\beta\gamma$ 己酸)
戊基青霉素 二氢 F 青霉素	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{CO}-$ (己酸)
异青霉素 青霉素 M	$\text{HO}_2\text{C}-\text{CH}(\text{NH}_2)(\text{CH}_2)_3\text{CO}-$ (L- α -氨基-己二酸)
青霉素 N, 头孢霉素 N 共霉素 B	$\text{HO}_2-\text{C}-\text{CH}(\text{NH}_2)(\text{CH}_2)_3\text{CO}-$ (D- α -氨基-己二酸)

注: R_1 酰基侧链常常是 D- α -氨基-己二酸。

表 2.5 通过发酵产生的头孢霉素

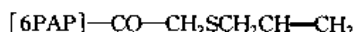
名 称	R_2	R_3	名 称	R_2	R_3
头孢霉素 C	H	$-\text{OCOCH}_3$	去乙酰基-3-O-氨基甲酰基头孢霉素 C	H	$-\text{OCONH}_2$
去乙酰氧基头孢霉素 C	H	$-\text{OH}$	去乙酰基-3-O-氨基甲酰基-7-甲氧基头孢霉素 C	OCH_3	$-\text{OCONH}_2$
7-甲氧基头孢霉素 C	OCH_3	$-\text{OCOCH}_3$			

青霉素通过温和的酸水解后，生成青霉素酸，进一步分解成青霉醛。在碱性水解时 β 内酰胺环被打开。

青霉素有酸的性质,能和碱金属、碱土金属及许多其他金属及有机碱基形成一系列的盐。青霉素的碱金属盐及碱土金属盐能很好地结晶。因此在制备上具有重要性。青霉素与有机碱基所形成的盐在水中仅缓慢地溶解,因此,具有“长效青霉素”性质。

2.2.6.2 青霉素的生物合成

在青霉素生物合成过程中,加入适当的前体,就能生产出新的合成青霉素。如加入苯乙酸,生成苄基青霉素即青霉素 G,加入烯丙基巯基乙酸于基质中,则获得青霉素 O:



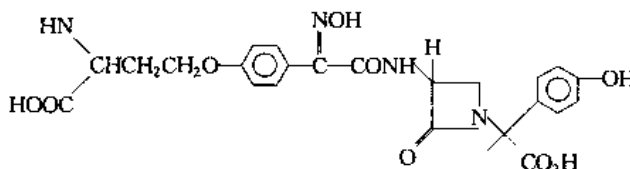
苯氧甲基青霉素即青霉素 V 对酸稳定,因此可以口服。

2.2.6.3 半合成青霉素和头孢霉素

用酶学方法或化学方法裂解青霉素的酰基侧链,可获得 6APA 和 7ACA。6APA 和 7ACA 是合成半合成青霉素或头孢霉素的原料。即在 6APA 和 7ACA 上加上新的链就可使原抗生素的抗性性质大大改变。

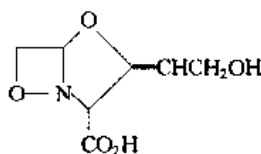
现在,酶学裂解都是在固定化青霉素酰化酶上进行的,这种酰化酶类可裂解各种青霉素^[26]。

半合成青霉素和头孢霉素种类繁多,但在治疗上只有有限几种可以使用。有一种诺卡氏菌的亚种,可形成一种叫诺卡菌素的抗生素。它对多种极毛杆菌有效^[27]。



诺卡菌素

有一种链霉菌形成一种叫链霉结酸的物质,对能产 β 内酰胺酶的产气光雷伯氏杆菌有效^[28]。



链霉结酸

2.2.6.4 生物合成原理

目前 β 内酰胺类抗生素合成知识还不完全。其中,参与很多反应的酶还未分离出来。1960 年,Amstonin 和 Mirris^[29]利用产黄青霉菌作菌体。用一种二肽即 L-半胱氨酸-L-缬氨酸作直接前体,得到了青霉素。Lembe 及 Branon 于 1972 年提出^[30]了一种三肽学说,认为青霉素的合成来自 δ -氨基-己二酸-半胱氨酸-缬氨酸的三肽。

青霉素的形成可分为四个阶段: a. 氨基酸的缩合形成 β 内酰胺环; b. 在缬氨酸部分肽的脱水,因此 L-缬氨酸的旋光性消失; c. 水化作用及闭环作用从而产生 D-缬氨酸构型; d. 通过酰基交换引入侧链。如图 2.33 所示。

在第四阶段,在有一个适当前体引入侧链条件下,由于酰基失去从而形成了 6-氨基青霉素酸。 α , β -脱氢缬氨酸衍生物是青霉素与头孢霉素的共同前体。7ACA 的二氢噻嗪环是由于脱氢缬霉素的硫羟基团和甲基基团的脱氢作用而产生的。

青霉素与头孢霉素的生物合成与氨基酸中的缬氨酸、半胱氨酸、 α -氨基己二酸紧密相关。而半胱氨酸的生物合成包括硫的代谢。在青霉素合成中,无机硫是合成半胱氨酸的最适硫源。并且直接加入到 6APA 中,而对头孢霉素来说,蛋氨酸是最适硫的给体^[31]。

关于青霉素及头孢霉素生物合成的许多调节问题还未搞清,但它们对生产却很重要。

① 分解代谢阻遏: 青霉素的生物合成受葡萄糖的分解性代谢阻遏影响,如以乳糖为碳源,由于乳糖缓慢分解成单糖,而单糖立即被利用而不产生阻遏作用。

② 次生代谢物的形成,酶的去阻遏: 有两种重要的酶,一种活化苯乙酸,另一种是青霉素酰基转移酶,它能够把苯乙酰辅酶 A 转移到 6APA 上。当苯乙酸作为前体使用时,它不会造成阻遏,而加强青霉素 G 的形成。

③ 赖氨酸对终产物的抑制作用: 赖氨酸强烈抑制青霉素的形成,而 α -氨基己二酸能解除这种抑制作用。因为赖氨酸在支路途径中具有高柠檬酸的合成引起的反馈抑制作用,而这个支路能形成青霉素^[31]。

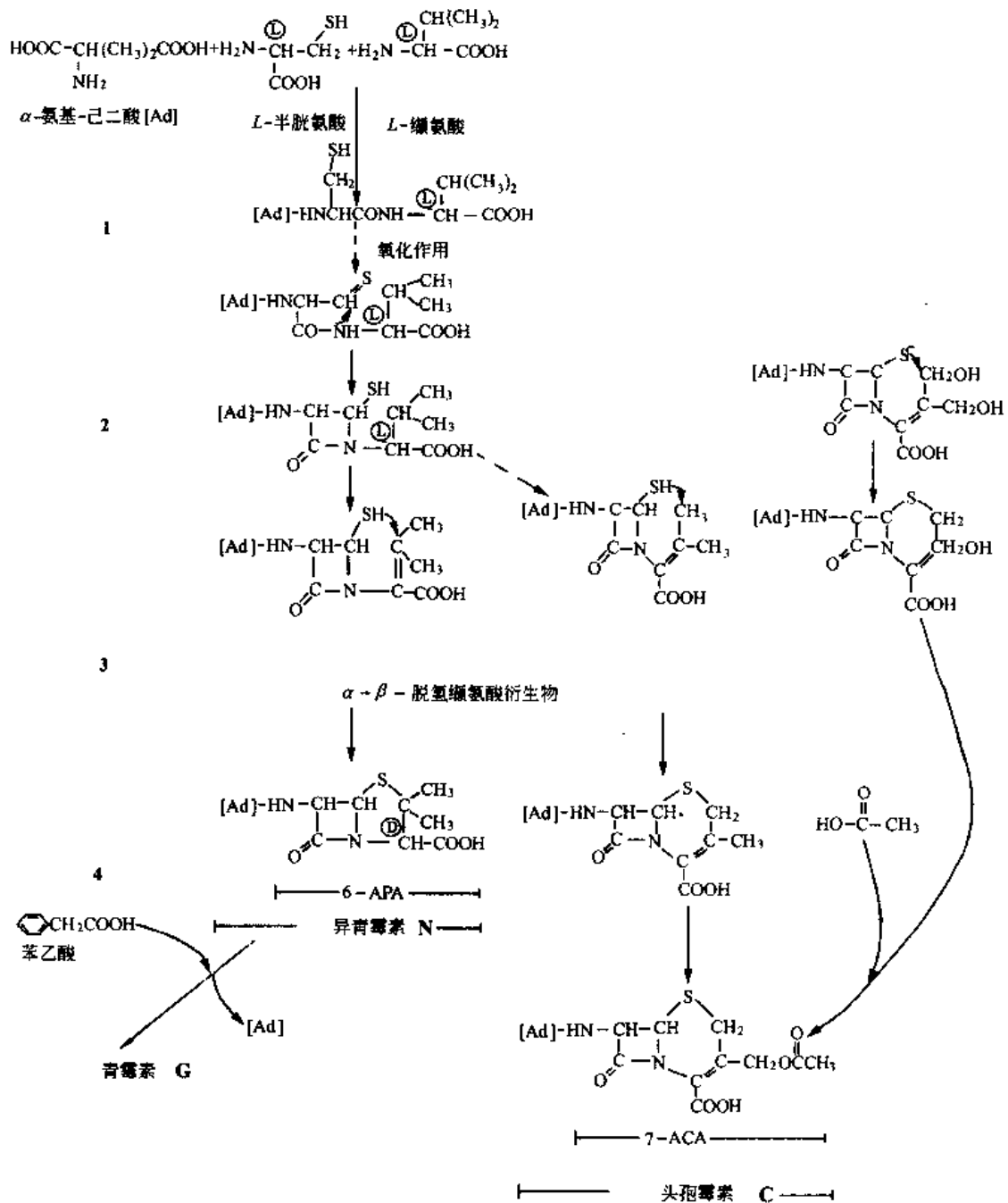


图 2.33 青霉素 G 和头孢霉素 C 的生物合成

④ 蛋氨酸对头孢霉素的去阻遏作用：蛋氨酸强烈地促进头孢霉素 C 的形成。它的硫原子来自半胱氨酸。促进是由于它能阻遏由胱氨酸到蛋氨酸之间的途径。因此可以解除由半胱氨酸到头孢霉素 C 的阻遏作用^[32]。

2.2.6.5 制备工艺

(1) 青霉素

现工业上采用深层好气法培养，其生产方式如下：

保藏菌种 $\xrightarrow[25^\circ\text{C}]{5\sim 7\text{天}}$ 斜面 $\xrightarrow[25^\circ\text{C}]{200\text{ml 营养液 (分五瓶)}}$ $\xrightarrow[25^\circ\text{C}]{2\text{天}}$ 10L 营养液 $\xrightarrow[25^\circ\text{C}]{48\text{h}}$ 1000L 增殖罐 (深层) $\xrightarrow[25^\circ\text{C}]{48\text{h}}$ 10000L 中间发酵罐 (深层) $\xrightarrow[25^\circ\text{C}]{48\text{h}}$ 100t 生产罐

一般用玉米浆加黄豆粉、花生饼、酵母自溶物或干酪素蛋白胨等作发酵基质，加入一些碳源，如乳糖、葡萄糖、马铃薯淀粉、玉米粉、麦糖、油、脂肪等^[33]。

消泡剂一般使用高级醇，特别是十八碳醇、硅油和动物油及植物油。当青霉素 G 发酵时，加入在生物合成过程中，能够变成苯氧甲基侧链或苯甲基侧链的物质有苯乙酸、苯乙酰胺、苯乙酰乙醇胺或其他芳香族物质。它们以 10% 的中性水溶液作为前体加入。少量的己二酸、 α -氨基己二酸或戊二酸能提高青霉素的产量。

发酵开始，pH 值为 6.0，当加入 CaCO_3 后，发酵形成的草酸可以被中和。发酵温度在 24~27℃ 之间，发酵时间为 72~150h 之间，发酵罐的大小为 100~200t，发酵时通气量每分钟为 0.3~1.0vvm，搅拌速度为 120~150r/min，罐的超压力为 0.03~0.10MPa。

青霉素生产分为下列几个阶段。

第一阶段：菌丝强烈生长，葡萄糖及乳酸迅速地被呼吸消耗掉。乳糖缓慢地被用掉，有机的和无机的氮源变成蛋白质。

第二阶段：在这个阶段中，形成了许多青霉素，而生长及呼吸则受到限制。这时，很多乳糖被转化。由第一阶段氨基酸呼吸所形成氨也被转化。此阶段中，菌丝生长的时间愈长，青霉素的产量愈高。

第三阶段：在这个阶段中，菌丝自溶，因此菌丝干重及含氮量剧烈下降，由于基质中 NH_3 的含量增高，pH 值上升。当 pH 值超过 8.0 时，青霉素的产生几乎终止，而在基质中已有的青霉素也在分解。因此，成批生产应在这个阶段中断。

发酵停止后，将发酵液冷却至 2~10℃ 或加入 1%~2% 的甲醛。以便阻止其菌丝体继续生长，然后过滤除去菌丝。菌丝经过洗涤再过滤后，可用于下一批接种使用。

青霉素可用萃取法制备。当用有机溶剂萃取时，青霉素经过酸化变成游离酸。萃取剂可用乙酸戊酯、乙酸丁酯、氯仿或其他有机溶剂。第一次提取时 pH 值为 2.0~2.5（用 10% H_2SO_4 酸化）。第二次提取时 pH 值为 6.8~7.5。如需要时，可在酸性条件下第三次提取。三次总抽提率为培养液中存在的青霉素的 90%~95% 左右。

青霉素的进一步提纯可在冷冻干燥油由水相中进行，也可在有机相中重结晶。其整个工艺流程如图 2.34。

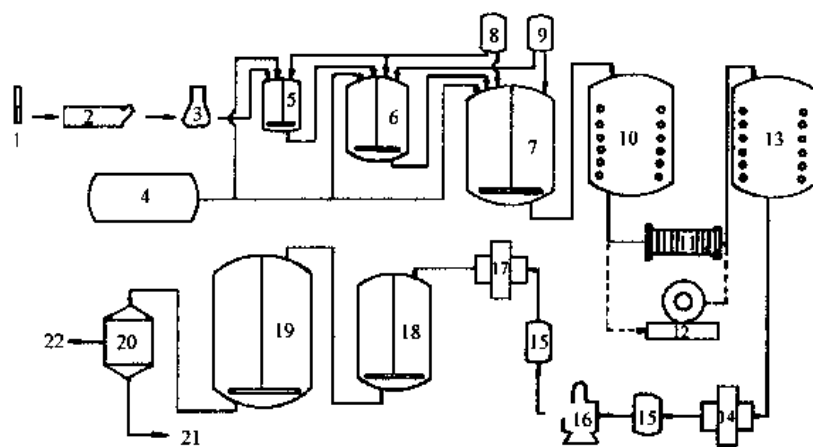
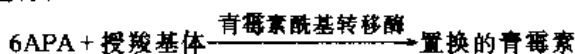


图 2.34 青霉素的制备及按照抽提法加工的流程图解

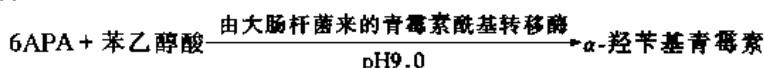
- 1、2、3、5、6—接种液的培养；4—基质贮备罐；7—产品发酵罐；8—消沫剂；9—前体；10—冷却罐；11—板片冷却器；12—真空转动滤器；13—培养物滤液贮放罐；14—在 Podbielniak 抽提器中的第一次抽提；15—中间容器；16—在 Luwesta 抽提器中的第二次抽提；17—在 Podbielniak 抽提器中的第三次抽提；18—脱水器；19—沉淀罐；20—抽滤器；21—溶剂回收；22—青霉素的干燥及进一步提纯

一些具有特殊侧链基团的青霉素的制造方法有两种，一种是前面提到过的加入前体到基质中去的方法，如青霉素 V，成通过化学方法酰化 6APA。另一种酶法酰化作用，其中要有授羧基体存在，如氨基酸、亚硝酸衍生物、肽及某些酶。

酰化作用按照下列方式进行：



如 α -羟基青霉素：



(2) 头孢霉素和7-氨基头孢霉素

头孢霉素C是用适当的头孢霉菌株在深层培养中制备的。发酵在通气条件下,在23~27℃中进行。三天后,有的是四五天后结束。所用基质类似于青霉素制备中所用的,如玉米浆、鱼粉、肉粉、蔗糖、葡萄糖以及乙酸铵等。当有足够的无机盐时,能提高头孢霉素C的产量。向基质中加入各种氨基酸,如DL-蛋氨酸、L-半胱氨酸、正缬氨酸等,可提高头孢霉素的产量。

提取或者用有机溶剂对流萃取,或者用离子交换树脂吸附法,最后重结晶。

2.2.7 肽类及缩肽类抗生素

肽类及缩肽类抗生素也属于β内酰胺抗生素。它们是二肽或三肽化合物。多数肽、缩肽类抗生素由枯草杆菌、链霉菌产生,对人有一定毒性,因此在临床上的应用受到一定限制。

2.2.7.1 化学结构

肽类抗生素分子量一般不超过4000。在肽类中除L-氨基酸外,找到许多D-氨基酸、糖类、有机羟酸、胺及发色基团,在很多情况下还存在肽环。

放线菌素分子是由氨基酸、N-甲基氨基酸和色素部分所组成,类似色蛋,因此常指为色肽。迄今为止发现的放线菌素发色团都相同。只是肽部分不同。发色团是3-氨基-1,8-二氨基苯酚-噻嗪(2)-二羧酸-(4,5)。

氯放线菌素、脱氨基放线菌素、N-烷基放线菌素都是放线菌素的衍生物。加上适当氨基酸的混合物,可使其诱导合成新的放线菌素类。如加上DL-异亮氨酸就成为E-放线菌素,加上肌氨酸就形成F-放线菌素。

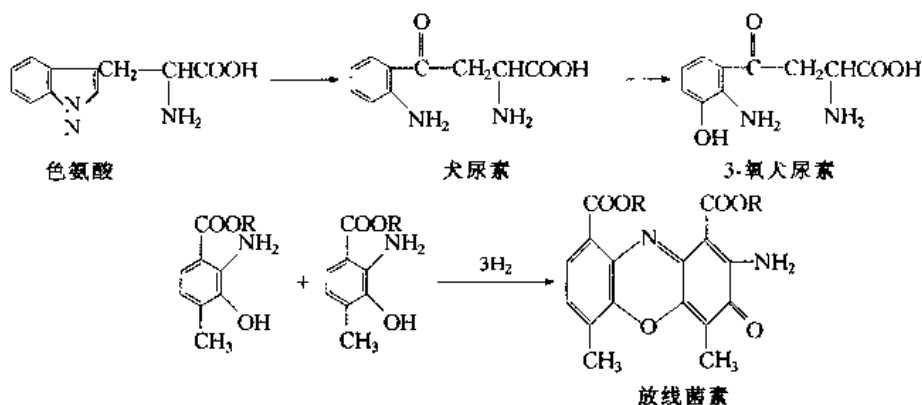
在缩肽类的主链方面,一般有不同碳酰胺基团或不同酯基团。由不同微生物分离出来的环状抗生素,如缬氨霉素、思镰孢菌素,它们能够影响碱金属离子,通过细胞膜主动传输。它们由α-氨基酸或α-羧酸组成,具有抗生素效应。

2.2.7.2 生物合成

许多肽类抗生素的生物合成过程是类似的。这种抗生素的合成与蛋白质合或不一样。蛋白质合成是在核糖体上进行的,而肽类抗生素是在一个多酶复合体系里合成。泛酸是中央的硫羟基载体集团,它接到增长的肽链上。肽的联接是通过转肽作用及作为氨酰基的残基受体的周边SH基团交换,和通过泛酸的中央的SH交换从而完成的^[34]。如图2.35。

杆菌肽在细胞膜上合成。首先形成环状结构,接着半胱氨酸,异亮氨酸联接上去,这一过程需要ATP。

关于放线菌素的发色团部分,则由二分子色氨酸所合成。而放线菌素则可能由二分子3-羧基-4-甲基邻氨基苯甲酸肽所形成^[35]。有关化学反应如下:



2.2.7.3 制备工艺

多肽抗生素的工业制备大多是用通气深层方法来制备。短杆菌肽S的工业生产是以短黄杆菌GB变种为菌种。以琥珀酸铵及甘油作为氮及碳源用一种完全合成培养基的方法进行^[36],用这种培养基很容易分离出产物。加入亮氨酸、脯氨酸、缬氨酸及鸟氨酸可强烈地促进短杆菌肽S的形成。

乳链球菌素由乳链球菌产生。基质是用脱脂牛乳,在其中将细菌培养到乳酸链球菌的效价达到约1000读数单位/ml。衍酪肽在pH6.0~6.3时用CaCl₂及精制凝乳酶处理使之沉淀。乳清在pH4.5时滤出,并用水(pH4.0~4.5)洗涤凝乳。由洗涤水及乳清中分离出乳酸链球菌肽。

在制备放线菌素类时,放线菌的培养物是十分重要的,因为不同杆菌株产生不同的放线菌素。通过加入适当的氨基酸,可以引导放线菌素的生物合成^[35]。

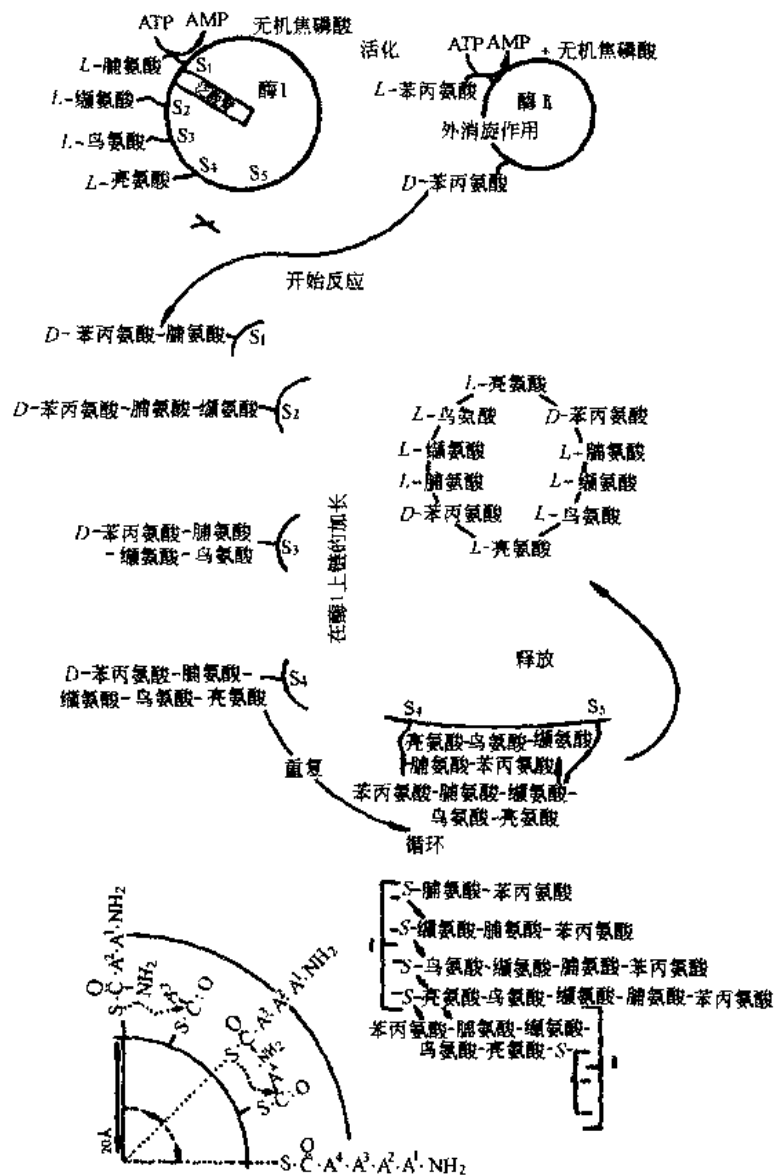


图 2.35 短小芽孢杆菌的短杆菌肽 S 的合成

发酵在 28~29℃，不断的通气之下持续约 3~5 天，放线菌素可以用乙酸丁酯由培养液中分离。其菌丝体也用乙酸乙酯处理。在最终纯化放线菌素时，这两种抽提溶液混合在一起。为了分开各种放线菌素，Brockman^[37]等设计了一套溶剂系统。它由正丁醇、正-二丁醇、正-二丙醚、乙酸丁酯在不同的配比中以及在不同的混合比例中作运动相，用 Na-1,6 二磺酸及 Na-间位-甲酚作为定相。

杆菌肽生产的流程图如图 2.36。

2.2.8 大环内酯抗生素

大环内酯抗生素是由内酯环和糖两部分通过葡萄糖苷键连接起来的一类化合物。它们对许多革兰氏阳性菌及某些革兰氏阴性菌起作用。这类抗生素用得最多的品种有红霉素、竹桃霉素、柱晶白霉素及螺旋霉素，其化学结构如图 2.38。

大环内酯抗生素类的抗菌谱非常类似，它的非糖及糖部分对抗菌作用必不可少。但糖没有活性。大环内酯抗生素毒性很弱，对于真核细胞其毒性很弱，甚至无毒。

2.2.8.1 生物合成

许多能形成大环内酯抗生素的链霉菌能产生多种化学上结构上非常类似的大环内酯族抗生素。其生物合成是由乙酸、丙酸、甲基丙酸单位合成的。如图 2.37。

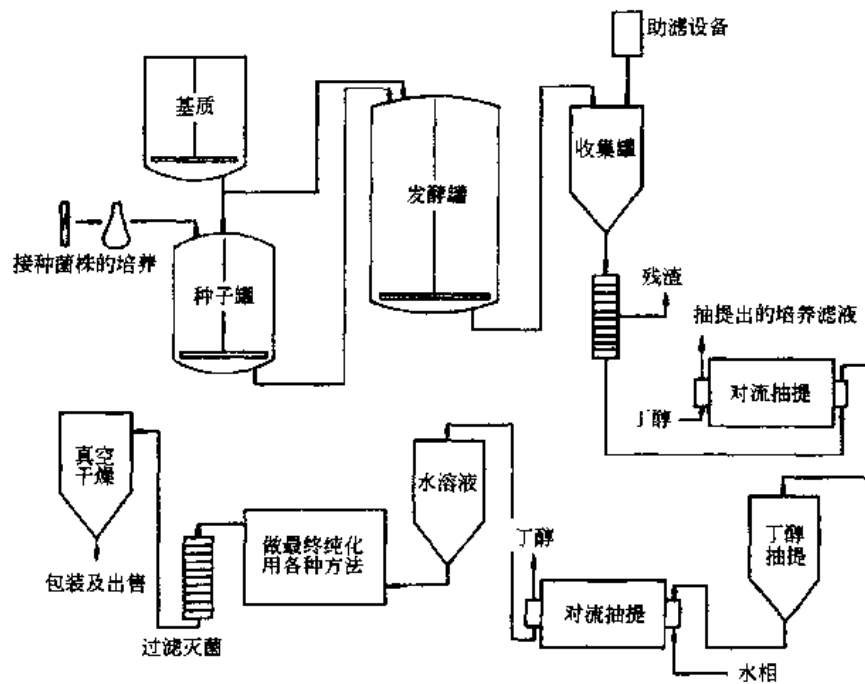


图 2.36 杆菌肽生产的流程图解

(引自 G.C 及其共同工作者; 工业工程化学第 43 卷, 1488 页, 1953)

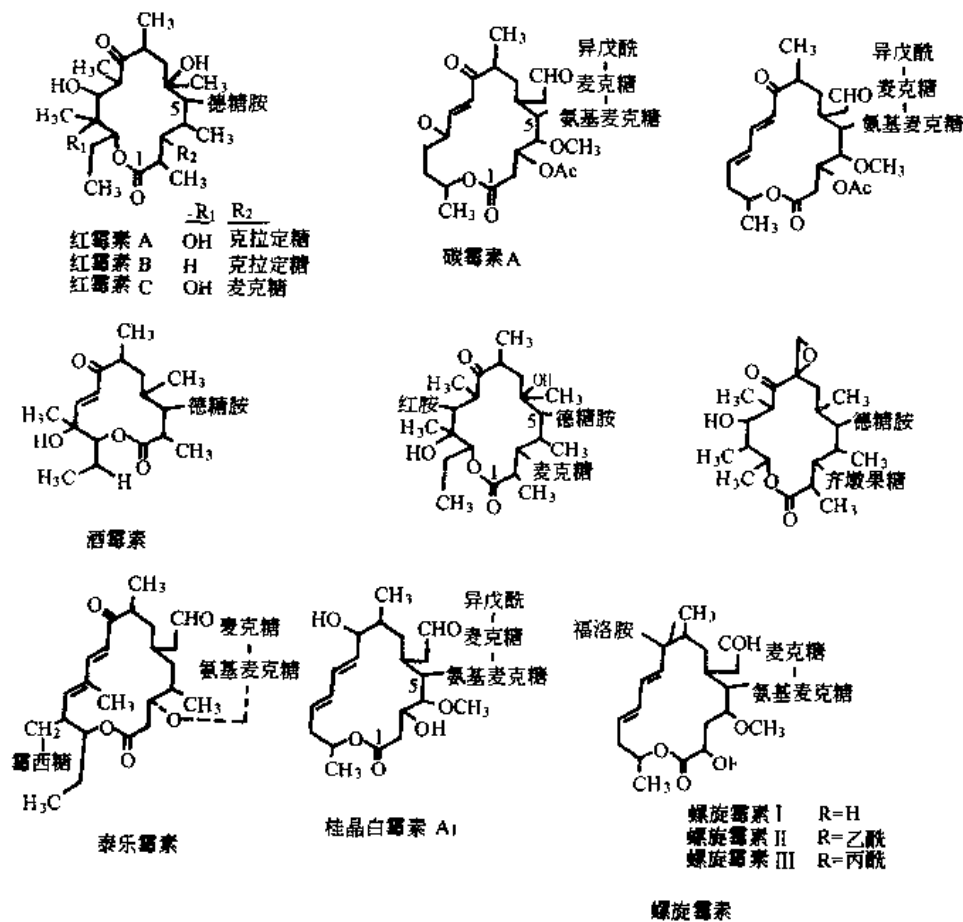


图 2.37 大环内酯抗生素的一些结构式

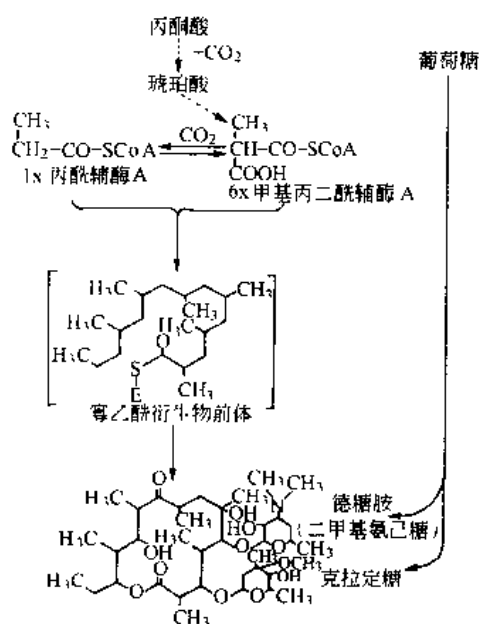


图 2.38 红霉素的生物合成

对红霉素来说, 其内酯大环是由丙酸、二甲基丙酸单位合成得到^[38]。其最后一步机理还不太清楚, 可能麦卡糖连结在红霉素的大环内酯上, 然后发生 12 位碳的羟化。甲基化的德糖胺的加成及麦卡糖的甲基化形成克拉定糖。见图 2.38。

2.2.8.2 制备工艺

制备大环内酯抗生素的基质有淀粉、葡萄糖、大豆粉、玉米浆、猪油、酵母浸出物等。适量的丙酸是其制备的重要前体。

红霉素发酵开始时, pH 值应控制在 7.2。随着发酵的进行, pH 下降至 6.0。接近结束时, pH 达 8.0。发酵液呈碱性。通过深层发酵在 27~32℃ 中进行。在氮含量较低时 (1.2g/L), 主要生成红霉素 A。氮含量高时 (2.5~4.5g/L), 则形成红霉素 B。

红霉素在 pH9.1 时, 用醋酸戊酯从培养基中提出。在 pH5.1 转入水相, 调节 pH 至 5.0 浓缩。然后在 pH 为 11 时将其沉淀。用丙酮-水或石油醚重结晶^[39]。

2.2.9 多烯大环内酯抗生素

多烯大环内酯抗生素其内酯环中有 4 个或更多个的共轭双键组成。氨基糖或芳香族环连结在大环之上。大环内酯又可分为亲脂部分和亲水多羟基部分。亲脂部分由于共轭双键的存在对紫外线具有较强的吸收, 其吸收范围因双键数目和位置的不同而不同, 因此可根据紫外线的吸收迅速将其识别, 大环内酯在其环中有 26~38 个原子存在。

产生多烯大环内酯抗生素的主要菌属有链霉菌属、链轮丝菌属、孢囊放线菌属及狄氏菌属等。

多烯大环内酯抗生素主要对抗真菌及多种酵母, 在临床上也得到应用。表 2.6 列出了已生产的重要多烯大环内酯抗生素。

表 2.6 在商业上已制备的重要多烯大环内酯抗生素
(Rehm, 1967; R. aah, 1972; Martin 及 McDaniel 1977)

名 称	产 生 菌	多 烯 类 型	特 点
制霉菌素 匹马菌素	诺尔斯链霉菌 <i>S. albulus</i> <i>S. natalensis</i> 恰塔努加链霉菌 <i>S. gilveosporus</i>	四烯及萘胺	制霉菌素 A ₁ 、A ₂ 及 A ₃ 相对毒性弱
两性霉素 B 七烯枝菌素	节状链霉菌 七烯枝菌素链轮丝菌纺锤链霉菌	七烯及萘胺	应用于食品, 抗真菌主要 针对阴毛单孢菌 <i>Trichomonas vaginalis</i> 对组织胞浆病有效
杀假丝菌素	灰色链霉菌	芳香族的七烯及萘胺及对位氨基苯乙酮	强烈抗真菌, 有一定毒性
哈霉素	<i>S. primprina</i>	芳香族的七烯及萘胺及对位氨基苯乙酮	比制霉菌素更为有效, 也对黑曲霉有活性
制酵母菌素	制酵母链霉菌	芳香族的七烯及萘胺及对位氨基苯乙酮	制酵母菌素 A ₀ 、A ₁ 、A ₂ 、A ₃ 、B
曲古霉素	八丈岛链霉菌阿比链霉菌	芳香族的七烯及萘胺及对位氨基苯乙酮	曲古霉素 A、B 针对阴毛单孢菌 <i>Trichomycin vaginalis</i>

2.2.9.1 生物合成

多烯大环内酯抗生素是在聚乙酐衍生物的生物合成途径上形成的^[40]。因此与碳水化合物的代谢及脂肪代谢有着密切的关系。当慢慢加入葡萄糖时对多烯的形成特别有利。如对杀假丝菌素的合成, 葡萄糖是不可缺少的原料之一。

脂肪酸可以刺激多烯抗生物素的生物合成。它除能提供现存的 C₂ 部分生物合成外, 还可改变细胞壁的通透性。多烯抗生物素的芳香侧链的生物合成则是通过莽草酸途径进行的。莽草酸途径可生成一系列带有苯环的氨基酸, 如 L-色氨酸、L-酪氨酸及 L-苯丙氨酸。杀假丝菌素的合成与这些氨基酸是密切相连的。

图 2.39 为大环内酯抗生素形成的调节图。

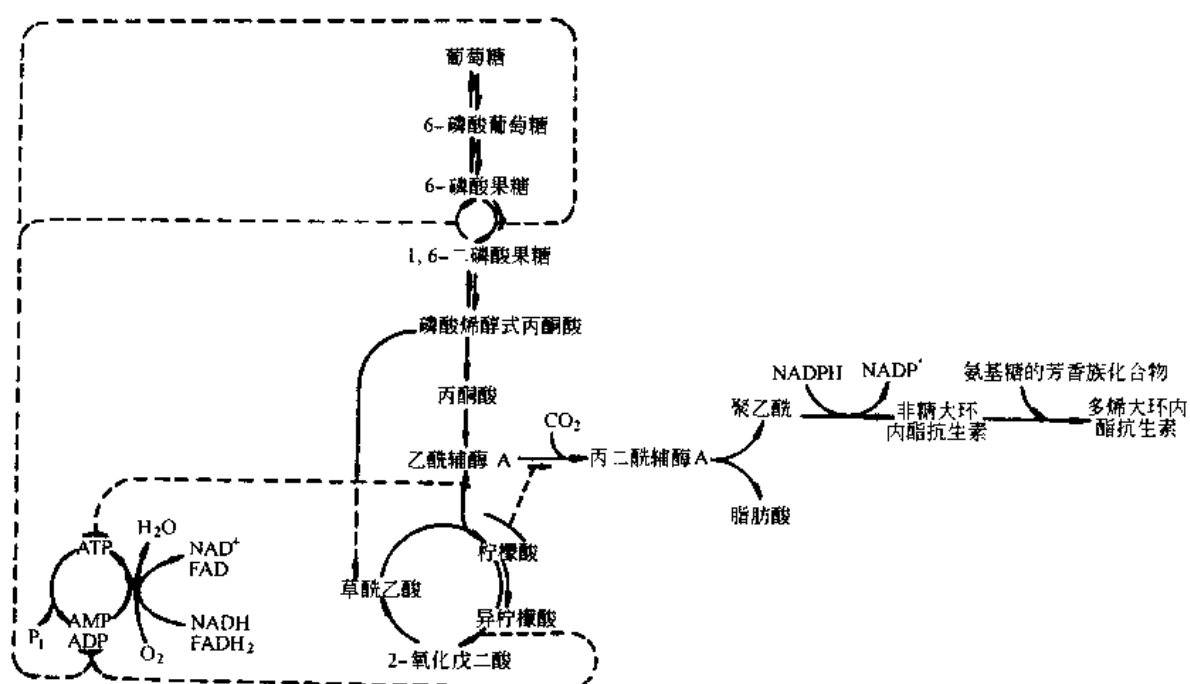


图 2.39 大环内酯抗生素形成中的调节

2.2.9.2 制备工艺

多烯族大环内酯的生产与大环内酯抗生素的生产极为相似,所用碳源葡萄糖占 7%~9.5%。在发酵中若以糊精代替葡萄糖则可促进生物量的形成。增加两性霉素 B,而两性霉素 A 的增加相对较小。对七烯枝菌素的生产,淀粉和葡萄糖都是很好的碳源。

高浓度的磷酸可以抑制多烯烃的形成。表 2.7 列出了形成某些多烯烃的最适浓度。

表 2.7 磷酸浓度对某些多烯族大环内酯抗生素产生的影响

抗生素	产生菌	生产中磷酸最适浓度范围 (以 mmol 计)	抗生素	产生菌	生产中磷酸最适浓度范围 (以 mmol 计)
制霉菌素	诺尔斯氏链霉菌	1.6~2.2	杀假枝菌素	灰色链霉菌	0.5~5.0
两性霉素 B	节状链霉菌	1.5~2.2	制酵母菌素	制酵母链霉菌	0.3~4.0
七烯枝菌素	七烯枝菌素链轮丝菌	3.5			

乙酸、丙酸及丙二酸都不能代替葡萄糖。但对抗生素的对位氨基苯乙酮侧链的形成则不可少。正丙酸可促进杀假丝菌的形成^[41]。油酸对多烯烃来说是很好的前体。对位氨基丙甲酸对形成氨基乙酰苯酮是最好的前体。

发酵一般用通气深层发酵法。氧的饱和度在 10%~20% 时则能稳定其生产。搅拌速度是 300r/min 最适宜,基质浓度可以通过计算机调节,达到最佳化。

多烯抗生素存在于菌丝中,也存在于培养液中,因此可以用适当有机溶剂提取出来。如使用正丁醇提取。

2.2.10 芳香族抗生素

2.2.10.1 氯霉素

氯霉素是由一种从土壤中分离出的委内瑞拉链霉菌所形成。它的结构由 Rabstock 等于 1949 年确定。氯霉素最初是由发酵方法制备。后由化学合成方法进行生产。由于发酵技术的发展,微生物方法又重新获得使用。

氯霉素属于广谱抗生素,它对革兰氏阳性细菌、阴性细菌以及立克次氏体都有抗菌作用,主要是抑制蛋白质的合成。由于氯霉素与 70S 核糖体接合而不与 80S 核糖体接合,因此它只影响细菌及高等生物的线粒体而发生作用。

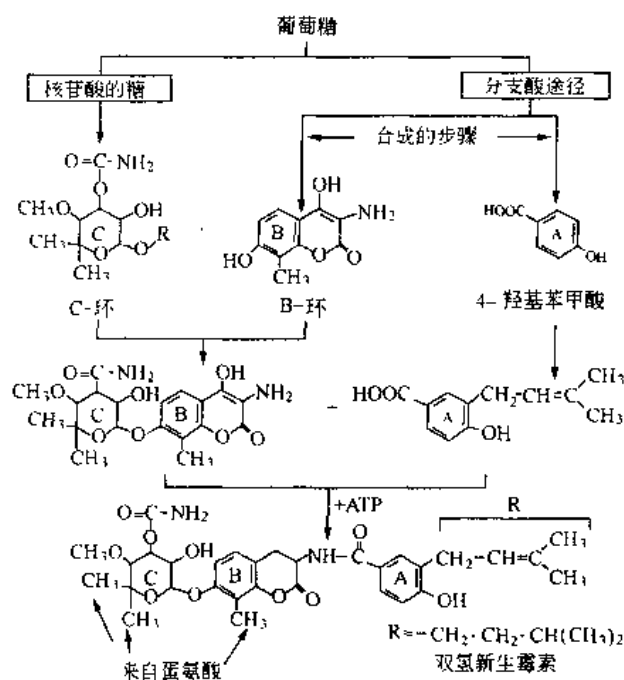


图 2.42 新生霉素的生物合成

特别对白喉棒状杆菌、嗜血杆菌及奈氏球菌属、胸膜肺炎双球菌有作用。

新生霉素可以与 Mg^{2+} 结合, 因此它对依赖于 Mg^{2+} 的反应有影响^[45], 新生霉素是一个4,7-二羟基-3-氨基-8-甲基香豆素的衍生物(B)经过3-氨基与一个置换的对位羟基苯甲酸(A)相结合形成新生霉素酸。新生霉素酸经过7-羟基基团与一个取代的糖的衍生物(C)结合, 即生成新生霉素糖。因此新生霉素可列入糖类抗生素之列。

(1) 生物合成

新生霉素环A、环B是通过分支酸的途径而合成的。对位羟基苯甲酸是一个生物合成的真正前体。环C来自葡萄糖, 并与香豆素B连接。如图2.42。

新生霉素的生物合成可由亚砷酸钠所抑制。这种抑制可为柠檬酸、琥珀酸、延胡索酸、脯氨酸及谷氨酸所解除。但丙酮酸及苯丙氨酸常不能解除亚砷酸钠的抑制作用。水杨酸盐、对位氨基苯甲酸、对位氨基水杨酸不影响亚砷酸盐对新生霉素的抑制作用^[46]。

(2) 制备工艺

新生霉素是在通风的深层培养中制造的。但也可用连续培养法进行生产。所用的碳源和氮源有蔗糖、葡萄糖, 有机酸如苹果酸和延胡索酸、肉汤及蛋白胨等。对位氨基水杨酸及4-羟基-3-(3-甲基-2-丁烯基)苯甲酸作为前体加入基质中。脯氨酸及苯丙氨酸及酪氨酸能提高新生霉素的产量。

发酵开始时, 菌丝生长强烈。在约60h以后, 生长达到最高点。接种后, 30h开始产生新生霉素。整个发酵约90h结束。时间视发酵所用基质的种类不同而变化。基质的pH值对发酵很重要。开始时, pH应控制为6.8。新生霉素形成后, 基质恰好变成微碱性。发酵适宜温度为24~28℃。发酵时通风率为每一体积的培养液每分钟1.0~1.5L空气。空气中CO₂的含量应为5%。

发酵过程中有非活性的异新生霉素及脱氨基甲酰新生霉素生成。向日葵籽油、胡桃油对这些物质合成有利。

新生霉素的提取方法有三种。

① 由培养液中沉淀: 培养液过滤减压浓缩后, 用无机酸将pH值调至2.0。沉淀下来的新生霉素经过滤后, 在丙酮中进一步纯化。

② 用溶剂抽提: 在pH值为8.0的条件下, 培养液经过滤后, 在pH值为6.0时, 用乙酸戊酯对流提取, 并用溶剂进一步提纯。

③ 在离子交换树脂上吸附并洗脱: 在Dowex或Amberlit或Duolite吸附树脂上吸附后, 用含水的醇或这种类型的酮的弱酸溶液洗脱, 然后提纯。

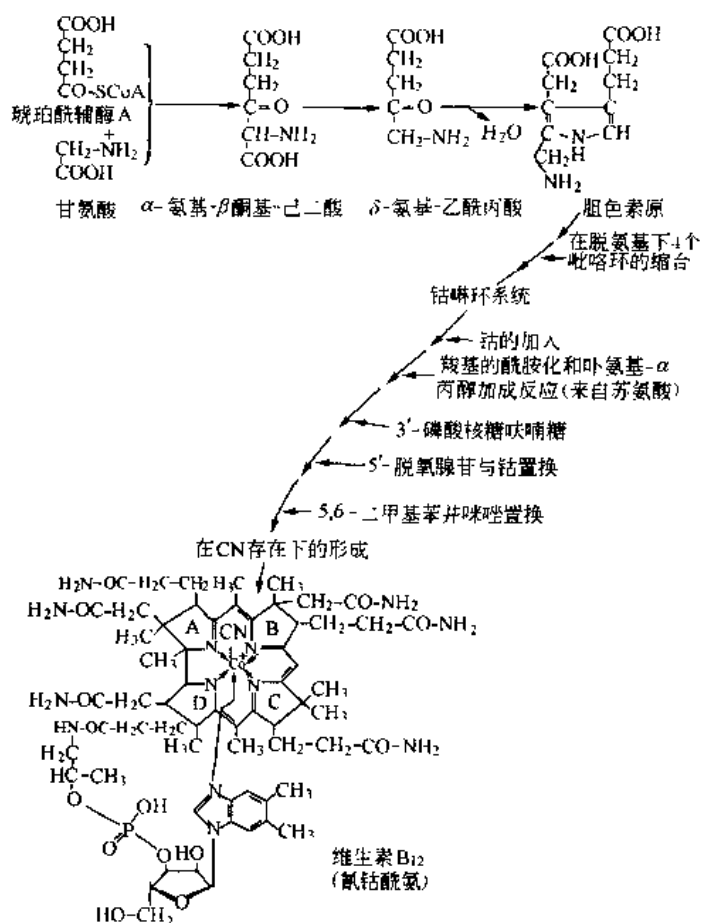
2.2.11 维生素B₁₂

维生素B₁₂又称类钴胺类, 是一群化合物, 它们除了互相联系的化学构造外, 还有共同的抗恶性贫血的特殊效应。维生素B₁₂不仅存在于微生物中, 还存在于肝、肾、脑、鱼类制品和人及动物的肠道中, 作为一种辅酶, 维生素B₁₂能在某个分子内媒介羧基转移, 例如它是辅氨酸异构酶的辅酶^[47]。

合成维生素B₁₂的微生物细菌有很多种。主要有黄杆菌、非德力丙酸杆菌、舒氏丙酸杆菌、巨大芽孢杆菌, 假单胞菌的种, 在工业生产中, 主要利用巨大芽孢杆菌、非德力丙酸杆菌、脱氮假单胞菌。

2.2.11.1 维生素B₁₂的化学

许多种同系化合物具有维生素B₁₂的作用, 它们具有类似的基础结构。维生素B₁₂的基本构造是由一个四吡咯残基所组成。它与卟啉大环的区别是在环A和环D之间没有甲川桥。人们将这种环系统称为钴胺环系统。其相应的化合物称为类钴胺类。由钴胺环衍生出的钴巴林酸, 它们具有6个羧基, 其中5个羧基被酰胺化。另一个羧基上引入了一个D-1-氨基-2-丙醇基团, 这个化合物人们称之为钴巴酰胺。当钴巴酰胺加上一个3'-磷酸核糖于氨基丙醇残基的羟基上时, 即产生维生素B₁₂同型物的基本构造。如图2.43。

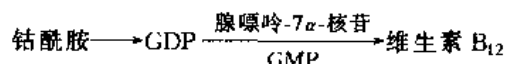
图 2.43 维生素 B₁₂ 的生物合成

3'-磷酸咪唑类钴啉的中心原子是钴，水或阴离子或类钴啉的辅酶型对着 5'-脱氧腺苷残基呈配位体状态。糖具有连有 N 葡萄糖的碱基。这种碱基可能是苯并咪唑、蔡并咪唑、咪唑或嘌呤。含有一个咪唑碱基，其第二个氮原子与钴原子配位，且其 N-葡萄糖与 3'-P-核咪唑糖化合的类钴啉，人们称之为钴酰胺。若碱基是 5,6-二甲基苯并咪唑，则此化合物称为钴巴胺。如图 2.44 所示。

2.2.11.2 生物合成

维生素 B₁₂ 的生物合成包括 3 个重要的步骤^[48]：①钴啉环的形成；②钴离子的纳入；③完整的辅酶 B₁₂ 形成。其中，钴离子在基质中的浓度极其重要。适当的浓度可提高维生素 B₁₂ 的产量。但当钴离子的浓度高于 50×10^{-6} 时，则维生素 B₁₂ 的生物合成受到抑制。

钴啉环的吡咯残基由琥珀酸的辅酶 A 及甘氨酸形成 δ-氨基乙酰丙酸，然后 2 个分子的 δ-氨基-乙酰丙酸放出 1 个分子水后形成具有吡咯环的卟吩原。4 个分子的卟吩原合成一个具有 8 个羧基的钴啉环，接着一个羧基甲基化。完成了第一阶段的钴啉环的合成。向基质中加入钴，产生钴巴啉酸。钴巴啉酸逐步酰胺化形成钴酰胺。当加入 5,6-二甲基苯并咪唑后，钴酰胺发生磷酸化。由 GTP 成为 GDP，接着二甲基苯并咪唑加到钴酰胺上，又形成了 GMP，即：



当向基质中加入适当碱基时，则维生素形成在一般条件下不产生维生素 B₁₂ 的同系物，而是形成 2,6-二氨基嘌呤、5-氨基苯并咪唑、5-氟苯并咪唑等核苷酸连接的钴酰胺，用化学方法制备维生素 B₁₂ 及其衍生物也有可能性，但其结构极其复杂，化学方法很不经济。

2.2.11.3 制备工艺

许多种制造抗生素的醪液中，能够得到维生素 B₁₂，但由于维生素 B₁₂ 的需要日益增多，因此，单独发酵生产维生素 B₁₂ 过程日益重要。现在，制造 B₁₂ 一般用薛氏丙酸杆菌、傅氏丙酸杆菌及脱氮假单孢菌。

生产维生素 B₁₂ 的培养基中，要加入适当浓度的钴盐，以便得到更高的产量。因为钴作为中心原子是不

能被其他原子所代替。钴离子浓度约在 5×10^{-6} 左右，一部分钴可由硝酸钴的形式提供，另一部分则是以基质中含有的酵母汁提供。但后者必须良好水解，以便存在子酵母细胞中被蛋白质束缚的钴进入营养液中被利用，此外，也可用氯化钴的形式提供 Co^{2+} 离子^[49]。

制备维生素 B_{12} 的碳源主要是用葡萄糖，但还必须加入其他一些含碳化合物，如麦芽汁、玉米浆、酒精等。氮源有黄豆粉、肉汁、胨、干酪素等。

除了合成及半合成培养基外，丙酮-丁醇发酵的蒸馏残渣，酵母的发酵残渣及马铃薯糜浆等也可用于维生素 B_{12} 制备之用。这些基质对子产生及供饲料用的浓度 B_{12} 而言更优良子用以制造纯的 B_{12} 维生素。

当用薛氏丙酸杆菌进行发酵时，可用酸解的和胰酶分解的酪蛋白的混合物（1.2%），类钴胺最佳产量是在 $18 \sim 21^\circ\text{C}$ 得到的。

低剂量的5,6-二甲基苯并咪唑、L-苏氨酸及蛋氨酸胆色素可作为前体加入。

发酵用深层法进行，根据使用的菌种和通风程度，巨大芽孢杆菌的维生素 B_{12} 的形成可在6h以后结束，橄榄色链霉菌对维生素 B_{12} 的形成可在3~4天后结束^[50]。

用脱氮假单胞菌的工艺中，甜菜碱起主要作用。它可以细胞表面将代谢产物分泌出来。发酵结束后，亚硫酸钠将菌丝及培养液的混合物 pH 调到 5.0，使生成的维生素 B_{12} 稳定，并从菌丝中溶解出来。然后用活性炭吸附、洗脱、浓缩，并用色层分析或离子交换使之纯化结晶，其工艺流程图如图 2.44。

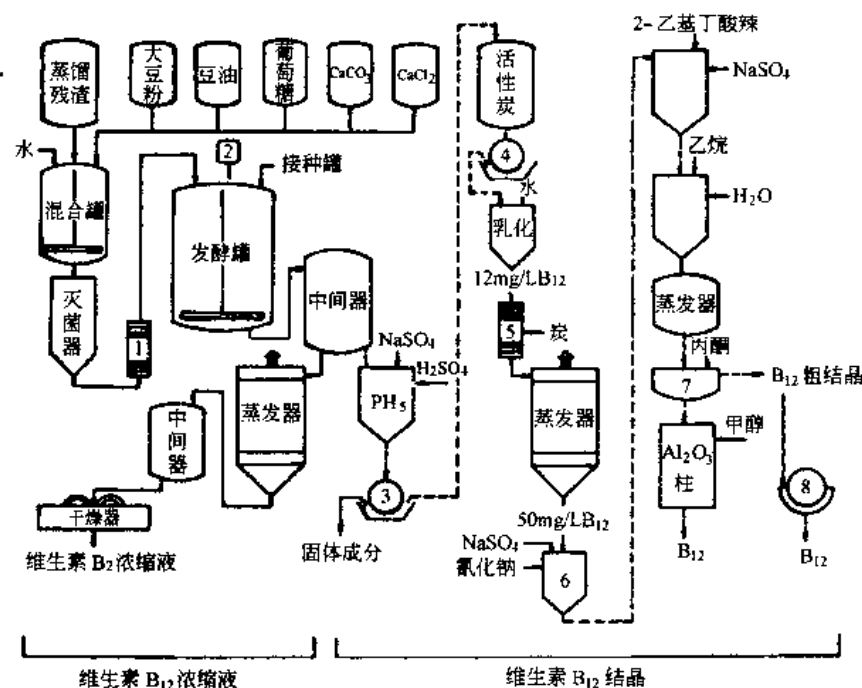


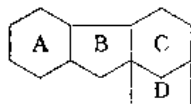
图 2.44 维生素 B_{12} 制造的流程图

1—冷却器；2—抗沫剂；3、4—过滤器；5—过滤；6—氯化物转化；7、8—结晶作用

2.2.12 赤霉素

赤霉素是一种生物生长激素。它是由真菌和植物产生的。目前已经了解的赤霉素有 45 种之多。其中 A_1 、 A_3 、 A_4 和 A_7 可由真菌和植物生成，其余则只能由真菌形成。赤霉素 920 在农业上已广泛使用。

赤霉素类是类双萜，具有一个四碳环的赤束核即 A、B、C、D 四个环。



2.2.12.1 生物合成

赤霉素的生物合成与萜烯的生物合成密切相关，其合成可分为 4 个阶段进行^[51]：a. 由乙酸盐或亮氨酸形成异戊烷单位；b. 异戊烷单位缩合形成一个非环状的萜烯；c. 这种非环状结构的环状化；d. 环状结构的改变及最终分子的构成。

在第3阶段, 牻牛儿基-焦磷酸牻牛儿基的骨架发生环化作用。首先形成A, B环, 然后是C环的形成。这种赤霉素的基本结构就基本形成了。然后B环缩短成五碳环结构。在这个阶段中, 形成了羧基。图2.45表示了由牻牛儿基-焦磷酸牻牛儿基出发进行赤霉素的生物合成过程。

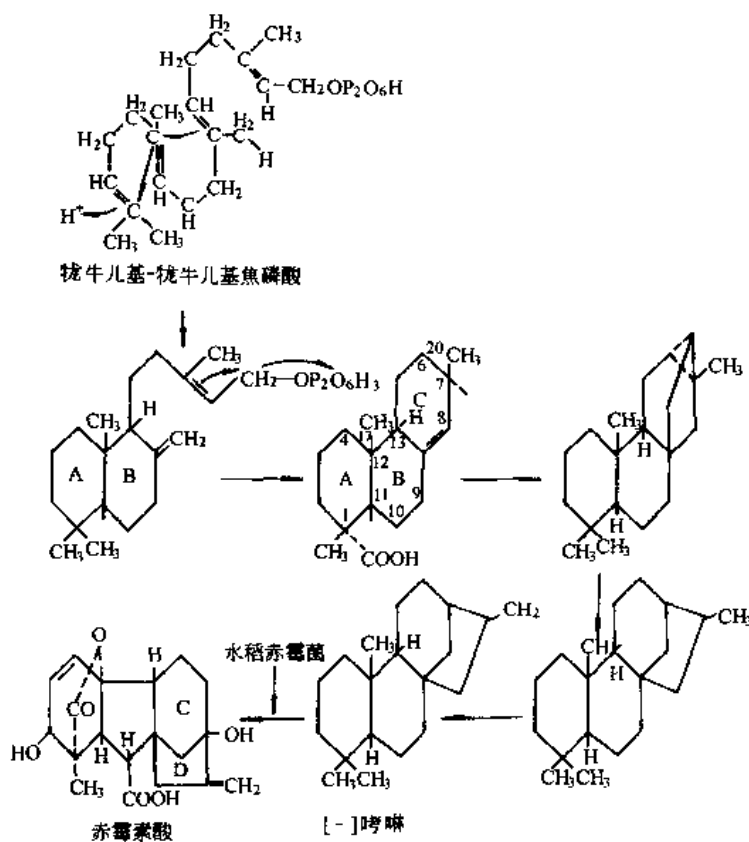


图 2.45 由牻牛儿基-牻牛儿基-焦磷酸的生物合成

(-) 考琳首先作为中间体而出现。然后通过 (-) 考琳酸和 7- β 羟基考琳酸以及其他中间产物形成赤霉素酸 A_{14} , 再通过赤霉素 A_1 或 A_7 形成赤霉素。

2.2.12.2 制备工艺

赤霉素也可以在深层法发酵罐中进行生产。所用碳源为葡萄糖、蔗糖及甘油。用无机物或有机物作为氮源。另外还须加入一定微量元素 Fe、Cu、Zn、Mn 及 Mo。

在通气和搅拌的条件下, 菌株中的霉菌生长过程可分为 4 个阶段。第一阶段中, 霉菌强烈地生长, 基质中营养物质丰富。第二阶段, 一些营养物质被消耗, 由于基质中有足够量的碳水化合物。因此菌丝中的碳水化合物和脂肪含量较高。在第三阶段, 基质中葡萄糖已耗尽, 但菌丝组成仍很稳定。第四阶段: 菌丝中的营养物质被分解, 导致菌丝衰亡及内含物质释放。

接种量为发酵罐溶液的 4%。在不断搅拌和通风情况下, 霉菌在 25~30℃, pH 值为 3.5~4.0 的条件下, 培养 4~7 天, 以十八碳醇作为抗沫剂。通入基质中的空气含 CO_2 10%, 有利于产量的提高。

发酵完毕后, 溶液用 $Ba(OH)_2$ 沉淀并过滤。赤霉素在阳离子交换树脂上 pH 为 5.0 时吸附。然后用 NH_3 或其他碱性缓冲溶液洗脱或用其他有机溶剂提取^[52]。

第3章 化工工艺设计

3.1 概述

化工装置设计是化工装置建设的基础,是进行化工产品生产的最基本前提条件。只有在化工装置设计完毕,并根据设计图纸和文件进行采购、施工、安装和试车而将化工装置建成后,才能进行化工产品的生产。而化工工艺设计又是整个化工装置设计的基础,是化学工程师应该掌握的基本技能之一。与化工装置设计相关的各设计专业都是以化工工艺专业的设计条件作为设计的基本依据,因此化学工程师在了解化工工艺设计时,应了解两个方面的内容,一是了解化工工艺专业自身的设计文件内容,二是了解化工工艺专业对外专业的设计条件内容。

不同的化工工程公司/设计院其专业设置存在差别。按国际通用设计体制和方法,化工工程公司/设计院典型的专业设置为:工艺、工艺系统、装置布置、管道设计、管道材料控制、界外管道、管道机械、分析化验、换热器分析、容器、工业炉、换热器、特种设备、机泵、机运、机修、仪表、电气、电信、建筑、结构、总图运输、给排水、消防、热工、采暖通风、环境保护、安全卫生、概算、技术经济。不同的项目及同一项目在不同的设计阶段,其参与设计工作的专业不同。

传统的化工工艺专业现已被分为工艺和工艺系统两个专业,但也有一些化工工程公司/设计院仍然将工艺和工艺系统两个专业合二为一称化工工艺专业,因此为兼顾以上两种情况,本章按两个专业分别去写。

3.2 设计阶段

化工装置设计一般可分为三个主要阶段:对中国国内项目,可分为设计前期工作(包括项目建设书、厂址选择报告、预可行性研究报告和可行性研究报告)、初步设计、施工图设计;对国际项目(或国内括标项目),可分为设计前期工作(可行性研究报告、招评标、报价)、基础工程设计、详细工程设计。

根据中国政府项目建设管理程序,对中国国内项目,设计前期工作和初步设计的主要目的是供政府部门对项目进行立项审批和开工审批用,同时也为业主提供决策依据。可行性研究报告的典型章节内容包括:产品市场需求预测;产品方案及生产规模;工艺技术方案;原料、燃料及动力供应;建厂条件和厂址方案;公用工程和辅助设施方案;环境保护及安全卫生;节能;工厂组织、劳动定员及人员培训;项目实施规划;投资估算与资金筹措;经济分析与评价;综合结论。初步设计一般可分为六大部分:设计说明书;设备及材料表;图纸;单项工程概算;环境保护专篇;安全卫生及消防专篇。

初步设计的设计说明书典型章节包括:总论;化工工艺;工艺及供热外管;装置布置与管道;管材控制;设备;自动控制;给排水;供电及电信;供热;辅助设施;建筑结构;分析化验;总图运输;环境保护与综合利用;劳动安全与卫生;消防;概算;技术经济分析与评价。

对中国国内项目,许多项目的前期工作、初步设计、施工图设计由一家工程公司/设计院完成。对国际项目(包括国内括标项目),业主一般委托工程咨询公司编制可行性研究报告和招标书,各工程公司/设计院进行报价,业主会同工程咨询公司对报价进行评估,然后选定工程公司/设计院进行基础工程设计和详细工程设计。

初步设计主要侧重于方案,供政府职能部门和业主进行审查与决策用,与基础工程设计内容有很大差别,施工图设计才真正进入具体的工程设计阶段。实际上,国内项目的施工图设计内容相当于国际项目的基础工程设计加详细工程设计内容。

本章将按设计前期工作、初步设计、基础工程设计、详细工程设计几部分进行说明,施工图设计可比照基础工程设计和详细工程设计,本章不再列叙。

3.3 设计内容

由于化工装置设计在不同的设计阶段其设计内容不同,因此化工工艺专业在不同设计阶段的设计工作内容也不相同,但不同阶段的设计工作内容是相互衔接的,并随着设计工作的进行不断被深化。

3.3.1 设计前期工作

工艺系统专业不参与化工装置设计的设计前期工作,工艺专业在设计前期工作的主要任务为:

- ① 进行必要的调查研究;

- ② 进行化工产品生产装置原料路线及技术方案的比较与论证工作;
- ③ 参与项目的预可行性和可行性研究工作;
- ④ 必要时, 参加项目的厂址选择和参加编制厂址选择报告。

3.3.2 初步设计阶段 (或国际项目报价)

3.3.2.1 工艺专业

- ① 协助研究计划任务书或询价书的基本要求和由用户提供的设计基础数据;
- ② 对工艺流程或专利技术进行比较和选择、确定工艺流程;
- ③ 审查基础设计或技术/专利所有者提供的工艺设计数据, 协助协调各工艺装置或各技术/专利所有者之间的关系;
- ④ 编制工艺流程图和物料平衡表;
- ⑤ 确定主要设备的操作条件;
- ⑥ 参与编制性能保证指标或提供原材料及公用工程消耗指标;
- ⑦ 进行物料衡算和热量衡算;
- ⑧ 进行设备单元化工计算, 确定设备选型, 编制工艺数据表 (含非标化工设备简图);
- ⑨ 编制工艺说明书和工艺设备表;
- ⑩ 编制化学品和催化剂汇总表;
- ⑪ 提出工艺控制要求和工艺控制原理, 研究控制方案;
- ⑫ 编制安全备忘录和技术风险备忘录;
- ⑬ 提出三废处理的项目和技术建议。

3.3.2.2 工艺系统专业

- ① 编制初步的工程设计规定;
- ② 进行必要的管道水力计算;
- ③ 进行初步的泵的 NPSH 计算并提出压差要求;
- ④ 提出与工艺系统有关的关键设备标高要求;
- ⑤ 提出初步的管道仪表流程图;
- ⑥ 提出装置内的工艺水、蒸汽平衡图;
- ⑦ 提出阀门及特殊管件规格和数量;
- ⑧ 提出界区接点条件。

3.3.3 基础工程设计阶段

3.3.3.1 工艺专业

- ① 参与研究基础设计的基本要求和设计基础数据;
- ② 审查工艺设计基础资料;
- ③ 进行工艺流程方案比较, 确定工艺流程;
- ④ 进行物料衡算和热量衡算;
- ⑤ 编制工艺流程图和物料平衡表;
- ⑥ 确定主要设备的操作条件;
- ⑦ 参与编制性能保证指标或提供原材料及公用工程消耗指标;
- ⑧ 进行设备单元化工计算, 确定设备选型;
- ⑨ 编制工艺数据表 (含非标化工设备简图);
- ⑩ 编制工艺说明书;
- ⑪ 编制工艺设备表;
- ⑫ 编制化验分析条件;
- ⑬ 提出设备概略布置建议图;
- ⑭ 提出初步的蒸汽和冷却水平衡表;
- ⑮ 提出特殊用电要求;
- ⑯ 编制化学品和催化剂汇总表;
- ⑰ 提出工艺控制要求和工艺控制原理, 研究控制方案;
- ⑱ 协助确定设备和工艺物料管道采用的关键材料;
- ⑲ 研究审查管道仪表流程图;

② 编制安全备忘录。

3.3.3.2 工艺系统专业

- ① 编制工程设计规定;
- ② 编制管道仪表流程图 (称 PID);
- ② 编制管道命名表;
- ④ 进行管道水力计算;
- ⑤ 进行泵的 NPSH 计算和压差计算并提出泵数据汇总表;
- ⑥ 进行安全阀和爆破板计算并提出有关数据表;
- ⑦ 提出设备接管汇总表;
- ② 提出管壁厚度数据表;
- ⑨ 提出装置内的工艺水、蒸汽平衡图;
- ⑩ 提出特殊管件数据表;
- ⑪ 提出设备和管道的绝热类型与厚度;
- ⑫ 提出与工艺系统有关的设备标高要求;
- ⑬ 提出界区接点条件。

3.3.4 详细工程设计阶段

3.3.4.1 工艺专业

- ① 对在基础设计阶段所发表的设计文件, 当有变化或需要时进行更新;
- ② 考虑开停车、联锁项目和紧急情况的处理方案;
- ② 编制和审查设备表;
- ④ 据出对各版管道仪表流程图、设备布置图和设备采购说明书等的审阅意见;
- ⑤ 协助审阅供货厂商提供的设备资料。

3.3.4.2 工艺系统专业

- ① 编制管道仪表流程图 (称 PID);
- ② 编制管道命名表;
- ③ 对在基础设计阶段所发表的设计文件, 当有变化或需要时进行更新;
- ④ 编制限流孔板汇总表;
- ⑤ 提出安全阀采购数据汇总表;
- ⑤ 提出爆破片采购数据表;
- ⑦ 提出疏水阀采购数据汇总表;
- ② 提出特殊管件数据表;
- ⑨ 编制特殊管件汇总一览表。

3.4 设计计算

设计计算是化工工艺专业进行设计工作的最基本要素。化工工艺专业在进行化工装置设计时, 首先是进行设计计算, 然后在此基础上提出设计条件和编制设计成品文件。化工计算涉及的内容相当广泛, 本节主要侧重于化工工艺设计中的化工过程计算总体思路和方法介绍, 并以此来说明化工设计计算的内容, 不涉及具体计算公式, 具体的基本计算公式可参考物理化学、化工热力学、化学反应工程、化工原理等有关书籍的相关内容。

3.4.1 工艺专业设计计算

3.4.1.1 计算内容

工艺计算内容包括物性计算、物料衡算、热量衡算和设备分析计算。

物性数据是化工计算的基础数据。物料衡算、热量衡算以及化工设备分析均依赖于物性数据。物性数据的主要来源是实验测定, 可查阅物性数据手册。虽然有些数据不能直接查到, 需要根据已知数据进行计算, 这些物性数据包括容积性质、相平衡性质、热性质、传递性质、化学反应有关性质。物性数据计算属于最基本的物理化学、化工热力学、化学反应工程计算, 本节未予涉及。

3.4.1.2 计算基础数据

进行工艺计算首先必须具备以下基础数据条件:

- ① 设计规模、设计能力;

- ② 动力参数;
- ③ 物料的理化数据;
- ④ 原料和燃料规格;
- ⑤ 公用工程条件;
- ⑤ 气象和水文条件;
- ⑦ 与有关工序(或装置)相关联的进出物料组分及参数(温度、压力、流量);
- ⑤ 原料及公用工程消耗或性能保证指标。

3.4.1.3 计算方法

要做好化工工艺设计计算,必须要有正确、合理、可靠的计算方法,并且特别注意工艺过程的重要参数及技术参数的选取,并做到所选用的基础数据恰当,数据来源可靠。

(1) 物料衡算

物料衡算就是利用质量守恒定律,对化工过程的物料进行平衡计算。物料衡算是能量衡算、化工设备分析计算以及对化工过程进行评价和优化设计的基础。物料衡算包括单元操作设备、反应器以及由多个单元操作设备和/或反应器构成的各种化工过程的物料衡算。

① 物料平衡原理及平衡关联式 化工过程虽多种多样,但可归结为由混合、分离和化学反应三种基本过程所构成,物料衡算是以实现这三种过程的设备及由它们构成的各种系统为对象。

对任何封闭体系,质量是守恒的。对敞开体系,进入体系的质量和离开体系的质量差额等于体系内部质量积累。

根据质量守恒定律,有下面几种平衡关联方式用作物料平衡计算式:

a. 总质量平衡关联 任何体系对象,虽然某一组分的质量或摩尔数不一定守恒,但其总质量是守恒的。化学反应过程中,体系中的组分质量和摩尔数发生变化,而且许多情况下总摩尔数也发生变化,只有总质量是不变的。

b. 组分平衡关联 在物理过程中,体系内各组分的质量和摩尔数都是守恒的。化学反应过程中,体系内不发生化学反应的惰性组分的质量和摩尔数也是守恒的,对参与化学反应的组分,须考虑该组分在反应过程中质量或摩尔数的变化,该组分进入体系的质量或摩尔数与离开体系的质量或摩尔数差额,等于组分质量或摩尔数增加或消耗。

c. 元素平衡关联 元素平衡是物料平衡的一种重要形式,其包括元素质量平衡和元素的摩尔数平衡。无论是物理过程,还是化学反应过程,元素平衡都是成立的。对于化学反应过程,在进行物料平衡计算时,经常用到组分平衡和元素平衡,特别是当化学反应计量系数未知或很复杂,以及只有参加反应的各物质的化学分析数据时,用元素平衡最为方便,有时甚至只能用元素平衡才能解决。

② 物料衡算方法 物料衡算的方法和步骤与衡算体系的类型有关。物料平衡体系可分为两大类:一类是单元设备的物料衡算;另一类是复杂化工过程的物料衡算。单元设备的物料衡算体系又可分为物理过程体系和化学反应过程体系;复杂化工过程的物料衡算体系一般既涉及物理过程又涉及化学反应过程。化工过程中各化工设备间的物流联系有串联、并联和循环等基本形式,这些基本形式的变化构成了各种复杂的化工过程。

物料衡算有直接解法、联系物解法和代数解法三种。

a. 直接解法 该法用来求解单元设备的简单体系,根据已知数据,用四则运算直接算出结果。

b. 联系物解法 该法在单元设备的简单体系和复杂体系中都有应用。由于化工过程中的惰性物质或惰性组分不发生化学反应,若一种或多种惰性物质由一股物流全部转入另一股物流,可由惰性物质将两股物流的流量联系起来,利用它们和物料总流量的比例关系,由已知物流的总量计算出未知物流的总流量。

当同一过程有数个惰性物质可以选作联系物时,可选择其中的一个或几个。选择数量大的惰性物质作联系物,可以减少计算误差。

c. 代数解法 该法对于单元设备的复杂体系和复杂化工过程的各种体系,含有多个未知变量和多个方程式情况很适用。

③ 物料衡算的步骤

- a. 了解体系的特点、过程性质、未知变量情况,判断采用何种解法;
- b. 收集物性数据、操作条件数据;
- c. 画出流程图并选择体系,标注进出体系的物流;
- d. 选择计算基准并列进出体系物流表;
- e. 列出各种关系式;

f. 选择合适的解题方法进行解题;

g. 整理计算结果并进行验算。

④ 物料衡算种类

a. 物理过程单元操作设备的物料衡算 物质在物理单元操作的化工过程中, 物种不发生变化, 只是它们的相态和浓度发生变化。该类物理过程主要有混合过程和分离过程。

许多化工过程都有混合过程。例如, 在吸收过程中, 原料气与吸收剂首先混合, 经传质后再分离; 在化学反应中, 首先是各种原料在反应器中混合, 然后进行反应。混合计算常用于复杂化工过程的简化计算。

分离过程包括机械分离和传质分离。传质分离有两种类型: 一是在原料中加入分离剂而形成两相, 组分在两相中传质而被分离, 如吸收、吸附和萃取, 这种分离过程都有两股或两股以上进料物流和出料物流; 另一种是给原料物流加入能量或除去能量, 即加热或冷却原料物流, 使之分为两相, 例如精馏、冷凝和结晶, 这种分离过程一般为一股进料物流、两股或多股出料物流。

对于物理过程单元操作设备的物料衡算, 分不带过程限制条件和带过程限制条件两类。不带过程限制条件的物料衡算, 只需用物料平衡关系式和浓度限制关系式, 且关联方程式均为线性或均可线性化; 带过程限制条件的物料衡算, 不仅要物料平衡关系式和浓度限制关系式, 还要有过程限制关系式, 且过程限制关联方程式通常为非线性并难以线性化。

不带过程限制条件的物料衡算的典型例子包括混合、精馏和吸收, 通过物料平衡关系和浓度限制关系列出相关的关联方程式, 进而求解物料衡算结果, 具体计算例子可参见化工原理等有关书籍。

在对精馏和吸收等分离过程进行工艺设计计算时, 常会遇到一定的分离要求要由设备的性能保证来实现的问题, 该分离要求是过程的限制条件。在精馏和吸收设备中, 若两相有充分的接触面积和接触时间, 汽液两相可达到平衡。在一定的温度和压力条件下, 某组分在两相中的浓度之比称为相平衡常数, 该平衡常数关系式为相应的过程限制关系式。但实际上, 在精馏和吸收设备中, 由于两相接触的面积和时间受到限制, 汽液两相不能达到平衡, 因此又引入分离效率概念。

带过程限制条件的物料衡算的典型例子包括部分汽化和冷凝、精馏塔和吸收塔等, 通过物料平衡关系、浓度限制关系和过程限制关系列出相关的关联方程式, 进而求解物料衡算结果, 具体计算例子可参见化工原理等有关书籍。

b. 反应器物料衡算 在反应器中进行的化学反应是多种多样的, 有单一反应简单反应过程, 也有同时进行多种反应的复杂反应过程。所有的化学反应都是在有限的时间内进行的, 反应进行的程度取决于化学平衡常数和化学反应速度。当化学反应速度很大时, 化学反应很快达到平衡; 当化学反应速度较小时, 在有限的时间内, 化学反应不会达到平衡。化学反应类型包括完全反应、不完全反应、平衡反应和非平衡反应。无论反应器中进行的化学反应是何种类型, 但反应器是一个整体, 可通过化学平衡常数或转化率, 用组分平衡和元素平衡列出物料平衡关联式进行物料衡算。

c. 复杂化工过程物料衡算

① 串联 复杂化工过程包括多个单元设备, 各单元设备由物流或能量流联系起来。复杂化工过程的物料衡算可分解为单元设备的串联、并联和物流的旁路、循环等几种基本形式进行。

单元设备串联有三种情况: 分离设备与分离设备的串联, 反应器与反应器串联, 分离器和反应器串联。串联的特点是物流为单向, 前置单元设备的出料物流为后续单元设备的进料物流, 但后续单元设备有时还有另外的进料, 前置单元设备常有出料物流不流入后续单元设备。单元设备串联体系的物料衡算一般采用逐步解法, 对每个单元设备进行物料衡算, 当不必了解串联各单元的物流变量时, 也可将串联单元作为一个体系来衡算。

② 并联 单元设备的并联常用来扩大化工系统的处理能力, 并联单元设备的物料衡算同串联单元设备各一样采用逐步解法。

③ 循环 许多化学反应中反应物并没有完全被反应掉, 而是和产物一起离开反应器。对有些化学反应, 需要有意地控制在低转化率的条件下进行。在以上两种情况下, 反应器后往往需串联一个分离设备, 回收未反应完的反应物, 并使它返回反应器重新利用, 该返回物流称循环物流。还有下面四种情况采用循环物流: 对有贵重或稀缺的物质参加的化学反应, 在原料配比时, 常将其他原料比例大于化学计量系数, 则大比例原料转化率低, 需循环使用; 对需加入稀释剂的化学反应, 稀释剂需循环使用; 对溶液吸收和溶液萃取等分离过程, 溶剂回收后循环使用; 精馏塔的回流。

通常循环物流的组成与新鲜原料不同, 其反应所得产物也不同于新鲜原料反应所得产物, 反应器的产物影响反应器的进料, 整个体系在经过一个过液过程后才能由非稳态达到稳态操作, 循环体系的物料衡算是对稳态操作进行计算。

循环体系通常包括混合器、分离器和反应器三个子体系。总物料衡算可以提供新鲜原料和产物之间的关系。子体系的物料衡算可以提供循环物流的流量和组成,以提供设备设计所需数据。

循环体系有循环比、混合比、总转化率、单程转化率、总收率和单程收率六个有关参数。循环体系的总转化率和总收率大于单程转化率,正是基于这一点,才采用循环物流。采用循环物流后,需增大反应器,增加附属分离设备,同时流程也变得更为复杂。

以反应器为核心的循环体系,根据分离作用的不同可分为三类:循环物料不含产物的完全(理想)分离体系;循环物流中即有反应物又有产物的部分分离体系;循环物流与产物物流组成完全相同的完全不分体系。在一定的循环比条件下,分离设备将粗产品分离时体系的总转化率,完全分离最高,部分分离次之,完全不分分离最低。在实际生产应用中,完全分离难以实现,而完全不分分离效果最差,通常采用部分分离,并尽可能分离完全。分离设备的投资随分离要求的提高而增加。

在进行循环体系的物料衡算时,若已知循环物流的流量和组成,可以采用逐步解法。当循环物流的流量和组成未知时,可以用解联立方程组或携带变量法,也可以采用试差法。试差法计算工作量大,通常在用计算程序进行物料衡算时,才予果用。

④ 排放 在实际生产中,循环体系的进料和出料并不平衡。有时进料的反应物中含有杂质,或副反应产生副产物,粗产物经分离后的产物流出体系,而杂质或惰性物质或副产物则随循环物流在体系内循环,并不断积累,当杂质或惰性物质或副产物累积到一定数量后,循环体系的操作就会无法正常进行。为保持循环体系的正常稳定操作,必须将杂质、副产物从体系中排出,使杂质或副产物在反应器中的含量保持在允许的范围内,排出体系的这部分物流称排放物流。

为使杂质或副产物不在体系内积累,排放物的流量应调节到能排放体系内杂质或副产物的流量等于新鲜原料中杂质进入体系的流量或反应器中生成副产物的速度。

⑤ 一般复杂化工过程 化工过程有时包含多个单元设备,各单元设备之间的物流关系也是多种多样的。对于这类复杂化工过程的物料衡算可以采用分解法和联合运算法。联合运算法是对各个单元设备和各组分建立各种方程,然后解联立方程组,该方法同各基本形式的化工过程一样。分解法是将复杂化工过程分解为基本形式,或者经过简化、等价以后进行分解。

① 分离分数 化工过程的复合体系用解联立方程组的方法进行物料衡算,由于方程组数量大,而且方程组多为非线性,因此计算量很大。应用分离分数与物流的组成无关的假定,建立物料平衡的线性方程组,再用代数方法进行求解更为方便。

(2) 热量衡算

能量传递或能量形式转化贯穿于化工生产的物理过程和化学反应过程中,能量消耗是化工装置运行费用的重要组成部分。能量衡算就是根据能量守恒与转化定律对化工过程的能量进行计算。

当体系与环境相互作用时,相互间会有质量交换和/或能量交换。由于物质都具有能量,因此,敞开体系与环境之间既有物质交换又有能量交换。封闭体系虽与环境无质量交换,但可能有能量交换。与环境无能量交换的封闭体系为隔离体系。热量是能量交换的一种重要形式,与环境无热量交换的体系称绝热体系。

化工生产所消耗的能量主要有机械能、电能和热能等几种形式。热量是化工生产过程中重要的能量消耗形式,热量衡算是化工设计工作中最重要的能量衡算,本节只进行热量衡算讨论。热量衡算与物料衡算密切相关,物料衡算是能量衡算的基础。

① 热量平衡原理及平衡关联式

a. 热量平衡式 离开和进入体系的各股物流的焓流量之和等于体系与环境间各热流的热流量之和。进入体系的物流流量为正值,离开体系的物流流量为负值;环境对体系的加热热流量为正值,体系对环境的加热热流量为负值。

b. 焓方程式 某物流的焓流量等于该物流的流量与该物流各组分的摩尔焓及摩尔分数之积。

在进行热量衡算时,通常以单位时间内某物流的流量作为计算基准。

② 热量衡算的步骤

- 确定热量衡算类型;
- 收集物性数据、操作条件数据、热性质数据;
- 画出流程图并选择体系,标注进出体系的物流和热流;
- 选择衡算的计算基准和能量基准;
- 列出各种关系式,包括热量衡算式、焓方程式及物料衡算方程式与限制关系式;
- 根据问题类型选择合适的方法进行解题;
- 将计算结果整理列成热量平衡表,并进行验算。

③ 热量衡算种类

a. 单元操作设备热量衡算 在单元操作设备物料衡算的基础上进行热量衡算, 主要包括过程的热量和物流的焓。对过程的热量, 一般是通过过程的热流量进一步计算冷却或加热介质用量, 或燃料的消耗量; 对物流的焓, 一般需通过焓方程式, 由物流的焓计算出物流的温度。

⑧ 加热和冷却设备 加热和冷却设备按传热方式可分为直接式和间接式。直接式换热设备是加热或冷却介质与被加热或冷却的物流直接接触, 达到加热或冷却的目的。

间接式换热设备称为换热器, 主要包括冷却器、冷凝器、加热器和重沸器, 在该类设备中, 一种流体通过间壁将热量传给另一种流体, 流体在传热过程中只有温度或相态的变化, 不发生化学反应。

流体在换热器中发生冷却或加热、冷凝或汽化, 热量平衡计算涉及显热和潜热。

⑨ 分离设备 对精馏分离过程的重沸器和塔顶冷凝器, 是分别对体系加入和取出能量, 使物流分成两相, 组分在两相中进行传质分离, 该类分离过程与热量平衡密切相关。对吸收和解吸分离过程, 需要加入吸收剂或解吸剂, 分离过程有热效应而伴随温度变化。有时, 为使分离过程在有利的条件下进行, 也需对体系加入和取出能量, 这类分离过程也需要进行热量平衡计算。

物理分离过程各物流不发生化学反应, 只是各组分的浓度、各物流的相态和温度发生变化。热量平衡计算涉及显热和潜热。潜热包括相变热、溶解热和稀释。

b. 反应器热量衡算

⑩ 等温反应器 对于等温反应器, 不论反应器内的温度如何变化, 进入反应器的原料温度和离开反应器的产物温度相同。在单位时间内, 反应热等于反应器与环境之间的热流量。

⑪ 绝热反应器 对于绝热反应器, 其与环境之间无热量交换。当反应器内的反应速度很快, 而在短时间内放出大量的热量, 体系传给环境的热量所占比例极小 (可忽略不计), 如燃烧反应, 该类反应器也可近似地看作绝热反应器。

c. 复杂化工过程的热量衡算 复杂化工过程的总体系包括多个单元操作设备或反应器, 每个单元操作设备或反应器为一个子体系, 子体系间由物流或热流相联系。复杂化工过程的热量衡算一般是逐步计算, 并用总体系的热量衡算进行校核。

⑫ 换热过程 对于换热器, 可将冷侧流体和热侧流体及相应的空间分别作为子体系而构成一个总体系考虑, 子体系之间只有热流联系。在化工生产流程中, 常用多台换热器串联、并联或交错排列, 这种换热过程中的各子体系之间由物流相联系。

⑬ 精馏过程 典型的精馏装置主要由精馏塔、塔顶冷凝冷却器和重沸器三部分组成。较为复杂的精馏装置还包括进料加热器、侧线冷凝冷却器和中间重沸器。

在进行精馏装置的热量衡算时, 整个精馏装置为总体系, 每台设备为一个子体系。各物流流量一般可直接测量或由物料衡算求得, 各物流的温度也可直接测量, 因此可知各物流的焓流量。精馏装置的热损失可根据塔的操作温度及保温条件进行计算或估算。对于典型的精馏装置, 可用三个子体系或两个子体系与一个总体系的热量平衡式进行热量衡算。

⑭ 加热炉反应器 气相吸热反应在化工生产中常用加热炉管式反应器。燃料在燃烧炉内燃烧, 通过辐射加热排列在炉内的反应管, 气体在管内被加热并发生反应。整个体系包括一个燃烧反应器和一个气体反应器, 两个反应器在物料上无联系, 只有热流联系。

(3) 物料和热量联合衡算

化工生产过程中的物质的物种、组成、温度、焓等性质的变化都是相互联系的。物料平衡和热量平衡密切相关, 在许多情况下, 必须同时解物料平衡式和热量平衡式才能解决系统的物料和热量平衡问题。

物料和热量联合衡算常用到焓浓图、湿度图。典型的物料和热量联合衡算体系有传质分离设备、反应器。物料和热量联合衡算是将物料衡算和热量衡算的条件和方法联合起来进行求解, 在此不再列述。

(4) 化工设备分析计算

需进行分析计算的化工设备主要包括换热设备、分离设备和反应器等, 下面仅介绍主要类型设备的简单计算思路。

① 换热设备 换热设备有间壁式、混合式和蓄热式。间壁式换热器应用最广, 其形式主要包括列管式、套管式、沉浸式和空气冷却器。间壁式换热器的计算主要是应用传热速率方程计算传热面积。

a. 套管式换热器 套管式换热器由内管和外套组成, 两流体通常采用逆流方式。

② 传热面积 传热面积通过热流量、传热系数和平均温差计算, 有内表面积、外表面积和平均传热面积三种表示方式。

③ 传热系数 间壁式换热器的传热分三步进行: 一侧流体对管壁的对流传热; 管壁导热; 另一侧流体

对管壁的对流传热。三步均有热阻,同时内外表面还有污垢热阻。因此,对于换热器的传热系数计算,首先要计算换热管内外壁的传热膜系数,其次确定换热管内外壁污垢系数,再次确定换热管导热系数。

③ 污垢系数 各种液体在换热管内外表面形成的污垢导热系数很小,污垢形成与液体性质、流速和温度有关,在进行传热系数计算时可直接采用污垢热阻数据。

④ 对流传热膜系数 对流传热分单相流体对流传热和两相流体对流传热两种情况。单相流体对流传热系数可由流体性质及流动情况,通过相关关联式计算;两相流体对流传热系数一般取经验数据。

b. 列管式换热器 列管式换热器内的流体流动方式较为复杂,可分为单程和折流。列管式换热器的设计计算步骤如下:计算热流量及平均温差;估算传热系数,并以此来估算出传热面积,并初步确定换热器的相关规格尺寸;计算管程和壳程的压力降,并以此来判断和调整初步确定换热器的相关规格尺寸;核算传热系数。分别计算换热器管程、壳程传热膜系数,确定污垢热阻,继而求出传热系数,将计算传热系数与估算传热系数进行比较,若二者相差较大,再对换热器的相关规格尺寸进行调整;根据核算的传热系数和温度校正系数计算传热面积。

⑤ 平均温差校正 由于列管式换热器内的流体流动有折流情况,在折流情况下,换热器的实际有效平均温差需对按逆流计算的平均温差值进行校正,校正系数与换热器壳程数及冷、热流体进出温度有关。

⑥ 传热系数 列管式换热器的传热系数及管内流体传热膜系数计算方式同套管换热器。列管式换热器的壳程流体的流动一般属于强制流动,传热膜系数计算分有相变和无相变两类,并都有经验关联公式可计算出传热膜系数。对无相变类,又有顺管束流动和带折流挡板两种情况;对有相变类,有冷凝和沸腾两种情况。

⑦ 压力降 流体通过换热器要产生压力降,气体和液体通过换热器允许的压力降数值有经验范围,在设计换热器时,需核算流体的压力降。

⑧ 空气冷却器 空气冷却器是以空气作为冷却介质,其管束由翅片管和管箱组成,管束安装有水平式和斜式两种。空气冷却器以光滑管外表面作为传热面积计算基准,管外传热膜系数及校正系数按经验公式和数据。管内流体给热系数分以下四种情况:a. 可凝汽冷凝,按经验公式计算;b. 含不凝气的部分冷凝,按经验值取;c. 流体冷却,按经验公式计算;d. 冷凝冷却,按经验值取。

⑨ 传质分离设备 传质分离过程有蒸馏、吸收、萃取和吸附等,传质分离过程的主要设备为塔设备。化工生产中最常用的塔分离设备有填料塔和板式塔,塔的高度和直径由物料处理量和分离要求确定。

a. 填料塔 填料塔是在塔体内充装填料,气液两相在塔内通过时,在填料表面进行接触传质。填料层高度常用传质单元法进行计算。

① 单组分吸收填料层高度 单组分吸收填料层高度为气相总传质高度与气相传质单元数之积。气相总传质高度通过气相流量、总传质系数、填料比表面积和塔截面进行计算。气相传质单元数通过吸收因子和回收系数或气相浓度差计算。

② 多组分吸收填料层高度 对于多组分吸收,首先计算出吸收组分中关键组分的传质单元高度和传质单元数、填料层高度,然后计算出非关键组分的传质单元高度和传质单元数,再通过非关键组分的吸收因子的回收系数及物料平衡求出非关键组分的液相出口浓度,并以此来核算液气比。

③ 单组分和多组分解吸填料层高度 解吸填料层高度的计算步骤与吸收填料层高度相同,不再具体说明。

④ 塔径 填料塔的塔径由塔的操作气速确定,而塔的操作气速取舍又与填料的液泛速度有关,操作气速与液泛速度之比一般有经验常数,该经验常数对不同的填料是不相同的。液泛速度与气液相流量、体系物性以及填料特性有关,可通过填料的液泛曲线查得。

b. 板式塔 板式塔内装有一定数量的塔板,主要有筛孔板、泡罩板、舌形板和浮阀板等。板式塔最重要的计算是理论塔板数的计算,理论塔板数的计算分为严格计算和简捷计算。严格算法主要有BP法和SR法。在简捷算法中,精馏塔用芬斯克方程和吉利兰图计算,吸收和解吸塔用吸收因子和解吸因子计算。

⑤ 精馏塔理论塔板数计算 精馏分离过程可分为二组分精馏和多组分精馏。二组分精馏的简捷算法是以恒摩尔流动的假设为基础,先后计算出最小回流比、实际回流比、最小理论塔板数、理论塔板数、进料口位置。多组分精馏的简捷算法是以各组分的相对挥发度趋于常数和恒摩尔流动的假设为基础,确定塔顶和塔底产品的组分分布,然后分别计算出最小回流比、实际回流比、最小理论塔板数、理论塔板数、进料口位置。

⑥ 吸收和解吸塔理论塔板数计算 吸收因子法的基本假设是每个组分在各塔板的吸收因子相同,采用各组分的全塔平均吸收因子,液气比用塔顶和塔底液气比的平均值,气液平衡常数以塔顶和塔底的平均温度计算。简捷算法对于塔内液气比变化不大(气体溶解量小的贫气吸收)的计算具有较高的精确度,对于气体溶解量大的富气吸收,简捷算法只能作为粗略计算。

多分子吸收计算步骤如下：由关键组分的分离要求计算其相对吸收率；设吸收塔操作平均温度，确定关键组分的气液平衡常数；计算最小液气比，并确定实际液气比；根据实际液气比，计算关键组分的吸收因子；计算理论塔板数；计算各非关键组分的吸收因子；利用吸收因子图确定各非关键组分的相对吸收率；计算非关键组分在尾气和富液吸收液中的流量或摩尔分数。

解吸是吸收的逆过程，解吸因子及多组分解吸计算原理和步骤与吸收因子和多分子吸收计算基本相同。

③ 实际塔板数 气液两相在一块实际塔板上不能达到相平衡，即一块实际板的作用小于理论板，后者与前者之比称为塔板效率。塔板效率有单板效率和总板效率两种表示方法。一般来说，精馏塔的全塔效率较高，吸收塔全塔效率比精馏塔的低。对于多组分体系，常以关键组分的塔板效率作为该体系的塔板效率。通常有总板效率与液相粘度、气液平衡常数的关联曲线供计算查阅参考。

④ 塔高 板式塔的塔高取决于实际塔板数和板间距。为使塔设备有良好的分离效率和操作弹性，板间距与塔径应有一定的对应关系。

⑤ 塔径 塔径取决于气体流量和空塔操作气速，空塔最高操作气速与液体和气体密度及液体表面张力有关。

① 塔板开孔率和溢流强度 塔板开孔率和溢流强度都有经验数据参考。

c. 萃取设备 萃取过程是利用溶质在两种不相溶或部分互溶的溶剂中溶解度不同的特性，使料液中的溶质转移到作为萃取剂的溶剂中去，而将溶质从料液中分离出来。萃取设备分为两大类：一类为分级萃取设备，典型代表为筛板萃取塔；另一类为微萃取设备，典型代表为填料萃取塔。

④ 筛板萃取塔 筛板萃取塔为两相多级逆流萃取设备，萃取所需理论级数和最小萃取剂用量可在三角相图上用图解法求得。萃取塔的实际级数可通过塔的总级效率来计算。塔径通过筛板塔的开孔区面积计算。

⑤ 填料萃取塔 填料萃取塔的填料高度用理论级数和理论级当量高度计算，理论级当量高度可用经验公式计算。萃取塔塔径是通过液泛速度确定。

④ 反应器

a. 均相反应器 均相反应器主要有釜式和管式两种，前者用于间歇操作和连续操作，后者用于连续操作。

间歇式反应器的体积根据物料处理量和操作周期（含反应时间和辅助操作时间）计算。连续釜式反应器的体积按物料处理量和空间时间计算。连续管式反应器的体积按平推流反应器计算。

为使温度和浓度均匀，并强化反应、传热和传质过程，在液相釜式反应器中安装搅拌器，搅拌器的尺寸用循环因素表示。

b. 气液相反应器 气液相反应器主要形式为鼓泡塔反应器，在塔内装有一定量的液体，气体连续通过反应器下部气体分布器以气泡形式穿过。鼓泡塔反应器又可分为半连续式和连续式两种。鼓泡塔反应器的计算包括塔直径和鼓泡层高度计算。

c. 固定床反应器 固定床反应器可分为绝热式和换热式两种。固定床反应器的计算包括床层高度、直径、阻力和传热面积计算。

d. 流化床反应器 流化床反应器的传热效率高，温度分布均匀，两相接触面积大，传热速率高，其广泛地应用于气固相反应。

流化床反应器由壳体、分布板和旋风分离器组成。流化床反应器的计算包括流化床直径、高度、阻力和传热计算。流化床直径计算涉及临界流化速度、带出速度、操作气体空床流速计算。流化床高度计算涉及浓相段高度、稀相段高度和锥底高度计算。流化床阻力与床层高度和空隙率相关。流化床床层与器壁之间传热膜系数及床层与内部换热器表面之间传热膜系数可分别由经验公式估算。

3.4.2 工艺系统专业设计计算

3.4.2.1 计算内容

工艺系统计算内容包括管系的水力计算、液封/气封系统计算、泵的系统特性计算、安全泄放系统计算和绝热计算。

3.4.2.2 计算基础条件

进行工艺系统计算首先必须具备以下基础条件：

- ① 工程设计基础数据；
- ② 工艺说明书；
- ③ 工艺流程图和物料平衡表；
- ④ 物料的理化数据；
- ⑤ 建议设备布置图；

⑥ 工艺设备表;

⑦ 工艺数据表。

3.4.2.3 计算方法

(1) 管系的水力计算

管系的水力计算是工艺系统设计的最基本计算,管系水力计算的基本要素包括压力降(阻力)、流速、管径,而三个基本要素计算又与输送流体的特性和状态、操作要求、管系特性、投资、系统运行的经济性密切相关。

管系的水力计算通常的步骤是根据流体的性质和其允许压力降设定流速,计算出管径;再计算流体流经管系的压力降,并以此来校核所选的管径是否合适。

流量比较稳定的管系,以平均流量计算管径;流量变化较大的管系,管径按平均流量计算后应留合适的余量。

① 允许流速 流速通常选用经验推荐值(经济流速)。流速过高会引起管道磨损、振动、噪声和增加动力消耗,流速过低会增加建设投资;大粘度流体的阻力大,取较低流速;含固流体流速不能太低,以免颗粒沉降而引起管道堵塞;自流管线及平衡液体用泵吸入管线,选用较低流速,适应有限位差和NPSH要求。管系的允许流速值见表3.1。

表 3.1 流体常用流速范围表

介 质	工作条件或管径范围	流速, m/s	介 质	工作条件或管径范围	流速, m/s
饱和蒸汽	DN>200	30~40	石灰窑窑气		10~12
	DN=200~100	35~25	氮气	$p=5\sim 10\text{MPa}$	2~5
	DN<100	30~15	氢氮混合气	$p=20\sim 30\text{MPa}$	5~10
饱和蒸汽	$p<1\text{MPa}$	15~20	氢气	$p=\text{真空}$	15~25
	$p=1\sim 4\text{MPa}$	20~40		$p<0.3\text{MPa(表)}$	8~15
	$p=4\sim 12\text{MPa}$	40~60		$p<0.6\text{MPa(表)}$	10~20
过热蒸汽	DN>200	40~60		$p<2\text{MPa(表)}$	3~8
	DN=200~100	50~30	乙烯气	$p=22\sim 150\text{MPa(表)}$	5~6
	DN<100	40~20	乙炔气	$p<0.01\text{MPa(表)}$	3~4
二次蒸汽	二次蒸汽要利用时	15~30		$p<0.15\text{MPa(表)}$	4~8(最大)
	二次蒸汽不利用时	60		$p<2.5\text{MPa(表)}$	最大4
高压乏汽		80~100	氮	气体	10~25
乏汽	排气管:从受压容器排出	80		液体	1.5
压缩气体	从无压容器排出	15~30	氯仿	气体	10
	真空	5~10		液体	2
	$p\leq 0.3\text{MPa(表)}$	8~12	氯化氢	气体(衬胶管)	20
	$p=0.3\sim 0.6\text{MPa(表)}$	20~10		液体(橡胶管)	1.5
	$p=0.6\sim 1\text{MPa(表)}$	15~10	溴	气体(玻璃管)	10
	$p=1\sim 2\text{MPa(表)}$	12~8		液体(玻璃管)	1.2
	$p=2\sim 3\text{MPa(表)}$	8~3	氟化甲烷	气体	20
	$p=3\sim 30\text{MPa(表)}$	3~0.5		液体	2
	$p=0\sim 0.05\text{MPa(表)}$	10~5	氯乙烯		
	$p=0.05\sim 0.6\text{MPa(表)}$	8~6	二氯乙烯		2
氧气	$p=0.6\sim 1\text{MPa(表)}$	6~4	三氯乙烯		
	$p=2\sim 3\text{MPa(表)}$	4~3	乙二醇		2
			苯乙烯		2
			二溴乙烯	玻璃管	1
			水及粘度相似的液体	$p=0.1\sim 0.3\text{MPa(表)}$	0.5~2
煤气	管道长50~100m	3~0.75		$p\leq 1\text{MPa(表)}$	3~0.5
	$p\leq 0.027\text{MPa}$	12~8		$p\leq 8\text{MPa(表)}$	3~2
	$p\leq 0.27\text{MPa}$	12~3		$p\leq 20\sim 30\text{MPa(表)}$	3.5~2
	$p\leq 0.8\text{MPa}$	10~15		主管 $p=0.3\text{MPa(表)}$	1.5~3.5
半水煤气	$p=0.1\sim 0.15\text{MPa(表)}$			支管 $p=0.3\text{MPa(表)}$	1.0~1.5
天然气		30	自来水		
烟道气	烟道内	3~6			
	管道内	3~4			

续表

介 质	工作条件或管径范围	流速, m/s	介 质	工作条件或管径范围	流速, m/s
锅炉给水	$p > 0.8 \text{ MPa}$ (表)	1.2~3.5	硫酸	浓度 88%~93% (铅管)	1.2
蒸汽冷凝水		0.5~1.5		93%~100% (铸铁管, 铜管)	1.2
冷凝水	自流	0.2~0.5	盐酸	(衬胶管)	1.5
过热水		2	氯化钠	带有固体	2~4.5
海水, 微碱水	$p < 0.6 \text{ MPa}$ (表)	1.5~2.5		无固体	1.5
油及粘度较大的液体	粘度 $0.05 \text{ Pa}\cdot\text{s}$		排出废水		0.4~0.8
	DN25	0.5~0.9	泥状混合物	浓度 15%	2.5~3
	DN50	0.7~1.0		25%	3~4
	DN100	1.0~1.6		65%	2.5~3
	粘度 $0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$		气体	鼓风机吸入管	10~15
	DN25	0.3~0.6		鼓风机排出管	15~20
	DN50	0.5~0.7		压缩机吸入管	10~20
	DN100	0.7~1.0		压缩机排出管:	
	DN200	1.2~1.6		$p < 1 \text{ MPa}$ (表)	10~8
	粘度 $1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$			$p = 1 \sim 10 \text{ MPa}$ (表)	10~20
	DN25	0.1~0.2		$p > 10 \text{ MPa}$ (表)	8~12
	DN50	0.16~0.25	水及粘度相似的液体	往复式真空泵吸入管	13~16
	DN100	0.25~0.35		往复式真空泵排出管	25~30
	DN200	0.35~0.55		油封式真空泵吸入管	10~13
液氨	$p = \text{真空}$	0.05~0.3		往复泵吸入管	0.5~1.5
	$p \leq 0.6 \text{ MPa}$ (表)	0.8~0.3		往复泵排出管	1~2
	$p \leq 2 \text{ MPa}$ (表)	1.5~0.8		离心泵吸入管 (常温)	1.5~2
氢氧化钠	浓度 0%~30%	2		离心泵吸入管 (70~110℃)	0.5~1.5
	30%~50%	1.5		离心泵排出管	1.5~3
	50%~73%	1.2		高压离心泵排出管	3~3.5
四氯化碳		2		齿轮泵吸入管	≤ 1
				齿轮泵排出管	1~2

② 允许压力降 管系的管径以允许压力降来控制。液体管道(含重力流管道)、气体管道、蒸汽管道均有允许压力降经验数据可取。管系的允许压力降值见表 3.2。

表 3.2 管道压力降设计控制表

介 质	管 道 种 类	压力降 kPa/100m	介 质	管 道 种 类	压力降 kPa/100m
输送气体的管道	负压管道		输送气体的管道	$p \leq 0.3 \text{ MPa}$	10.0
	$p \leq 49 \text{ kPa}$	1.13		$0.3 \text{ MPa} < p \leq 0.6 \text{ MPa}$	15.0
	$49 \text{ kPa} < p \leq 101 \text{ kPa}$	1.96		$0.6 \text{ MPa} < p \leq 1.0 \text{ MPa}$	20.0
	通风机管道 $p = 101 \text{ kPa}$	1.96	输送液体的管道	自流的液体管道	5.0
	压缩机的吸入管道			泵的吸入管道	
	$101 \text{ kPa} < p \leq 111 \text{ kPa}$	1.96		饱和液体	10.0~11.0
	$111 \text{ kPa} < p \leq 0.45 \text{ MPa}$	4.5		不饱和液体	20.0~22.0
	$p > 0.45 \text{ MPa}$	$0.01p$		泵的排出管道	
	压缩机的排出管和其他压力管道			流量小于 $150 \text{ m}^3/\text{h}$	45.0~50.0
	$p \leq 0.45 \text{ MPa}$	4.5		流量大于 $150 \text{ m}^3/\text{h}$	45.0
	$p > 0.45 \text{ MPa}$	$0.01p$		循环冷却水管道	30.0
	工艺用的加热蒸汽管道				

③ 管道压力降计算 管道压力降为管道摩擦压力降、静压力降、速度压力降之和。摩擦压力降包括直管、管件、孔板和阀门压力降, 以及管口压力降; 静压力降是由于管道始端和终端标高差产生的压力降; 速度压力降是指管道始端和终端速度不等而产生的压力降。

流体在管道中流动产生的摩擦压力降与管壁粗糙度、流体粘度、流体流动类型、流体种类有关, 也即与

流体的密度、流速、粘度、管径、管长及管壁粗糙度有关。

流体的粘度是影响流动阻力的主要因素之一，其与流体的性质、温度有关。液体的粘度与温度成反比，气体的粘度与温度成正比。

管道内流体的流动类型分为层流和紊流，一般用雷诺准数 (Re) 来判断。对化工管路，管内流体的流动类型大多数为紊流。

根据管道输送的流体的种类不同，流体的种类可分为：液体（不可压缩流体）、气体、蒸气/汽（可压缩流体）、气-液两相流（闪蒸型和非闪蒸型）、气-固两相流、真空系统、浆液流。

a. 直管压力降计算 对于不同种类的流体，其直管压力降计算方法和公式各不相同，并有很大差别，除液体管道压力降计算方法和公式比较简便外，其余几种流体都很复杂，但都有经验计算公式和图表，可参考有关书籍。

对液体输送管道，首先计算雷诺数大小，以判断流体流动类型，再根据流型计算摩擦系数和管道压力降。

b. 局部阻力计算 流体流经阀门及管道附件的局部阻力有两种计算方法，其一是查出阀门及管道附件的局部阻力系数，再乘液体动压；其二是将各种阀门及管道附件的阻力换算成同样直径的直管长度（称当量长度）。局部阻力系数和当量长度均可从有关手册查得。

(2) 液封/气封系统计算

① 液封系统 液封就是利用一定的液柱高度来维系设备系统内一定的压力，并阻止气体不随排放液体带出，或阻止外界气体进入设备系统，或阻止设备内气体介质外漏。

液封系统主要有以下几种类型：液封罐型、U形管型、Π形管型和自动排液器型。液封系统典型场合包括塔器尾气放空管、冷凝器排液管、塔底排液管、塔顶回流管、气液分离器排液管（有时也含排气管）、燃料气柜进出口管、反应釜排液管。

液封的高度计算非常简单，液柱高度所产生的静压力应能克服液封管两端之间的压力差值与管路系统的压降之和。

② 气封系统 气封系统是为了维持贮罐内部在一定压力，并防止外界气体进入贮罐而与介质发生反应或使介质被污染。气封保护系统由气源、减压阀、气封控制阀、安全泄压阀（带阻火器的呼吸阀）组成，气源气对贮罐介质来说应为惰性气，常用的气源气有氮气、天然气。气源气经减压后送入贮罐，并保持贮罐内一定的压力；当贮罐内液体被泵抽出，或由于气温降低而使贮罐内的压力降低时，自动补入气封气，以避免罐外空气的进入；当向贮罐加料，或由于气温升高而使贮罐内的压力升高时，贮罐上的泄压安全阀自动打开，把超压气体排入大气中。

贮罐气封系统的供气量必须满足贮罐内液体被泵抽出所需的补气量与由于气温降低所需补气量之和。泵抽出贮存的液体所需的补气量等于泵的量排；由于气温降低而使贮罐内的压力降低所需的补气量，与贮罐的外表面积有关，API2000中规定：对于容积小于 3180m^3 的贮罐，气封气补入量为 $0.6\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ ；对于容积大于 3180m^3 的贮罐，气封气补入量为 $0.178\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ 。

对不同厂商的气封控制阀，其计算公式不同。可按气封控制阀厂商推荐的计算公式、有关系数和所需工况进行气量和气封控制阀选型计算。

气封系统压力很低，约 1kPa 。当供气压力较高时，需用多级常规控制阀才能把压力减到所需值，而只用一个专用气封控制阀就能把压力减到所需值。

(3) 泵的系统特性计算

① 泵的净正吸入压头 (NPSH) 计算

a. NPSH_r、NPSH_a 定义及其关系 泵入口处（压力最低点）单位质量液体所具有的能量（静压能和动能）与输送液体在操作源度下的饱和蒸汽压头之差为泵的净正吸入压头 NPSH，也称作泵的气蚀余量。泵的净正吸入压头分为需要的净正吸入压头 NPSH_r 和有效的净正吸入压头 NPSH_a (NPSH Available)。

为保证泵正常运转而不发生气蚀，净正吸入压头必须大于某一指定最小值，该最小值称为泵需要的净正吸入压头 NPSH_r。NPSH_r 与泵的类型和结构设计有关，并随泵的转速和流量而变，NPSH_r 越小，泵抗气蚀能力越强。NPSH_r 一般由泵制造厂测定提供，NPSH_r 是以输送 20°C 的清水作为测定条件进行测定的。

在给定了装置的设备、管道配置之后，泵吸入系统给予泵的净正吸入压头称为泵系统有效的净正吸入压头 NPSH_a，NPSH_a 只与装置系统有关而与泵本身特性无关。

为保证泵能正常运转而不发生气蚀，必须保证 $\text{NPSH}_a > \text{NPSH}_r$ ，而一般情况下至少要大 0.3m ，对于有些输送条件（如输送沸点的液体）则应 $\text{NPSH}_a \geq 1.3\text{NPSH}_r$ 。

表 3.3 泵

正 常					设 计			
泵 吸 入 条 件								
①泵入口侧容器正常最低压力 (p_1) 注 (1)					kPa	101		
⑤静压力 $9.81H_1 \times \gamma$ 注 (2)					kPa	4.86		
⑩总的不变压力 ①+⑤					kPa	105.86	⑩ kPa 105.86	
⑪正常往复泵加速度损失 $9.81\gamma \times \textcircled{8}/K$					kPa	—	⑫设计往复泵加速度损失 $9.81\gamma \times \textcircled{8}$ kPa —	
⑫正常流量下管道压降 (Δp_1)					kPa	$K_{sc}=1$	⑬设计流量下管道压降 = ⑫ \times (流量安全系数 K) ² = 2.23×1.15^2 kPa 2.95	
管道尺寸	DN	150	125					
管道长度	m	15	3					
当量长度	m	10	31					
单位压降	mm 液柱/m	2.06	5.23					
压 降	kPa				2.23			
⑮正常流量下设备压降 (Δp_{e1})					kPa	0	⑯设计流量下设备压降 ⑮ $\times K^2$ kPa 0	
⑰正常吸入压力 (p_{sh}) ⑩-⑰-⑮-⑮					kPa	103.63	⑰设计吸入压力 (p_{sh}) ⑩-⑰-⑮-⑮ kPa 102.91	
泵 排 出 条 件								
②泵出口侧容器正常最高压力 (p_2)					kPa	588.40		
⑥静压力损失 $9.81H_2 \times \gamma$					kPa	260.28		
⑧总的不变压力 ②+⑥					kPa	848.68	⑧ kPa 848.68	
⑦正常流量下设备及其他压降 (Δp_{e2}) 孔板: 20 喷头: 炉子: 流量计: 换热器: 50 其他					kPa	70	⑨设计流量下设备及其他压降 = ⑦ \times (流量安全系数 K) ² = 70×1.15^2 kPa 92.58	
③正常往复泵加速度损失 $9.81\gamma \times \textcircled{8}/K$					kPa			—
④正常流量下管道压降 (Δp_2)					kPa			$K_{sc}=1$
管道尺寸	DN	150	125					
管道长度	m	34	2					
当量长度	m	134	76					
单位压降	mm 液柱/m	2.06	5.23		37.32	⑩设计流量下管道压降 = ④ \times (流量安全系数 K) ² = 7.32×1.15^2 kPa 9.68		
压 降	kPa							
⑪总的可变压降 ⑦+③+④					kPa	77.32	⑪总的可变压降 ⑦+③+④ kPa 102.26	
⑫正常流量下管路总的压降 ⑧+⑧					kPa	926	⑫设计流量下管路总的压降 ⑧+⑧ kPa 950.94	
⑬正常流量下控制阀允许压降 (Δp_v) ⑪-⑫					kPa	107.63	⑬设计控制阀允许压降 ⑪-⑫ kPa 81.97	
⑭正常流量下排出压力 (p_{rd}) ⑪+⑪					kPa	1033.63	⑭设计流量下排出压力 (p_{rd}) ⑪+⑪ kPa 1032.91	
⑮正常流量下泵的压差 (Δp)					kPa	930	⑮设计流量下泵的压差 Δp kPa 930	

计算表

NPSH 计算	kPa	m	泵数据	泵位号	J0204
①容器压力(p_1)	101	10.440	流量(正常 V_n) <u>32.6</u> m ³ /h	备用泵位号	J0204A
②液体蒸气压力(p_v)	59.80	6.15	设计(V_d) <u>37.49</u> m ³ /h	流量安全系数(K)	1.15
③ = ① - ②		4.25	设计流量下泵的:	流体名称	氨水
④绝对最低液面标高		0.8	压差 <u>930</u> kPa	温度	50℃
⑤泵基础顶面标高		0.3	压头 <u>95.76</u> m 液柱	粘度(μ)	0.80mPa·s
⑥ H_1 = ④ - ⑤		0.5	吸入压力 <u>102.91</u> kPa	相对密度(γ)	0.99
⑦有效压头 ② + ⑤		4.75	排出压力 <u>1032.91</u> kPa	蒸气压力(p_v)	59.8kPa
⑧往复泵吸入管加速度损失 H_{1acc}			NPSHa <u>3.84</u> m 液柱	泵最高工作温度	℃
⑨设计流量下吸入管道压降 ⑩/(9.81 γ)		0.31	最大吸入压力 <u>154.42</u> kPa		
⑪设计流量下吸入管道上设备压降 ⑫/(9.81 γ)		0			
⑬有效的 NPSH ⑦ - ⑩ - ⑪ - ⑫		4.44			
⑭NPSHa 的安全裕量		0.6			
⑮最终有效的 NPSHa ⑬ - ⑭		3.84			
控制 阀					

接管条件			
	管道类别	等 级	法兰面
吸入			
排出			

控制阀的规格和形式 _____ $C_v = 50$ (A)设计流量下控制阀必须的最小压降 $(\Delta p_{vmin}), \textcircled{3}_A = 100\gamma(V_{dv}/C_v)^2$ $= 100 \times 0.99(37.49/50)^2 = 55.66$ (B) C_{vc} (正常) $= 10V_m \sqrt{r/\Delta p \textcircled{2}}$ $= 10 \times 32.6 \sqrt{0.99/107.63} = 31.27$ (C) C_{vc} (正常) $/ C_v = 31.27/50 = 0.625 > 0.5$ (D) $S = \Delta p \textcircled{2} / \Delta p \textcircled{3}$ $= 107.63/77.32 = 1.39 > 0.25$		最大吸入压力 $\textcircled{3} = 9.81H_{1max} + p_{1max}$ $= 9.81 \times 5.5 \times 0.99 + 101 = 154.42 \text{ kPa}$
为使控制阀在一定的范围内具有可调性,应保证控制阀有足够的压降		最大关闭压力 $\textcircled{3}_A$ (估算) $= \textcircled{3} + 1.2 \times \textcircled{3}$ (对离心泵) $= 154.42 + 1.2 \times 930 = 1270.42 \text{ kPa}$ $\textcircled{3}_B$ (实际的) $= \text{ kPa}$
柱复泵吸入管道加速度损失 $\textcircled{8} H_{1acc} = 36 \frac{L_1 \times V_d \times R \times C}{D_1^2 \times K_L}$ $= \text{ m 液柱}$		柱复泵排出管道加速度损失 $\textcircled{9} H_{2acc} = 36 \frac{L_2 \times V_d \times R \times C}{D_2^2 \times K_L}$ $= \text{ m 液柱}$
泵最小压差 $\textcircled{4}_A = \textcircled{3}_A + \textcircled{7} - \textcircled{9}$ $= 55.66 + 950.94 - 102.91 = 903.69 \text{ kPa}$		取整:(注:小数点后及个位数四舍五入后加 30kPa) $\Delta p \textcircled{4} = 930 \text{ kPa}$

流程草图

b. NPSH_a 计算

① 离心泵的 NPSH_a 计算 离心泵的 NPSH_a 为：泵吸入侧容器最低正常操作压力与从吸入液面到泵基础顶面的垂直距离（灌注时取正，吸上时为负）之和，减去泵吸入容器出口至泵吸入口之间的设计流量下管道总压力降与泵进口条件下液体饱和蒸气压之和，以液柱表示。

② 往复泵的 NPSH_a 计算 往复泵的 NPSH_a 是在按离心泵 NPSH_a 计算的基础上再减去因脉冲而引起的摩擦损失变化和加速度损失。

③ NPSH_a 的安全裕量 从 NPSH_a 的计算结果中减去安全裕量即为泵系统的最终有效净正吸入压头。往复泵不考虑安全裕量，它已包括在摩擦损失和加速度损失计算中。

对一般离心泵，NPSH_a 的安全裕量取 0.6~1.0m，但对不同类型和不同用途的离心泵的安全裕量也不同。

② 泵的压差计算

a. 泵吸入压力和最大吸入压力计算

① 泵吸入压力计算 泵吸入压力计算为：泵吸入侧容器最低正常操作压力与从吸入液面到泵基础顶面的垂直距离（灌注时取正，吸上时为负）之和，减去泵吸入容器出口至泵吸入口之间的管道总压力降（静压力降除外）。

② 泵最大吸入压力计算 泵的最大吸入压力是指泵吸入处可能出现的最高压力，其为泵吸入侧容器由于不正常情况可能出现的最高压力及产生的最高液位的净压力之和。

b. 泵压差计算

① 泵出口无控制阀的系统 泵最小压差为：泵排出设备与吸入设备间最大压力差与泵排出设备与吸入设备间最大液位差之和，再加泵吸入和排出管路总压力降（静压力降除外）之和。

② 泵出口有控制阀的系统 泵出口管线上有控制阀时，要分析系统情况，确定控制阀压降。一般控制阀允许压降要占整个管线系统可变压降（不包括控制阀压降）的 25% 以上，并且控制阀正常流量下允许压降值要大于 70kPa。

泵最小压差为：按泵出口无控制阀的系统的计算值加上控制阀压降。

c. 泵压头（扬程）计算 泵的压差以液柱高度表示即为泵的压头（扬程）。

d. 泵排出压力计算 泵排出压力为泵吸入压力与泵压差之和。

③ 泵的最大关闭压力计算

a. 离心泵 泵的最大关闭压力，是指离心泵在关闭出口阀门（即流量为零）时的泵出口表压力，此值可由泵制造厂提供的零流量扬程来计算，取泵的零流量扬程加泵的最大吸入压力。也可按泵的最大吸入压力加泵压差的 1.2 倍进行估算。

b. 往复泵 往复泵其流量与压头（扬程）无直接关系，只要往复泵驱动力功率、泵和管道的强度足够，理论上它的压头（扬程）是有限制的。因此往复泵运转时，不允许将其排出阀门关死，否则泵驱动力、泵或管道会损坏，故而往复泵不存在最大关闭压力问题。

④ 泵的允许吸上真空高度和泵的安装高度

a. 泵的允许吸上真空高度 泵不发生气蚀，其入口处允许的最低绝对压力（表示为真空度），以液柱高度表示，称泵的允许吸上真空高度。由泵制造厂在大气压为 10kPa（10mH₂O）以 20℃ 清水进行气蚀试验测得。若输送介质或操作条件与试验条件不同时，要对泵的允许吸上真空高度进行校正。

b. 泵的安装高度

① 泵的安装高度计算 泵的安装高度（H_g）是指泵轴中心线与泵吸入最低液面的垂直距离（当其为正值时表示泵基础顶面在吸入液面之上，即为吸上，当其为负值时表示泵基础顶面在吸入液面之下，即为灌注），其计算为：泵吸入侧容器最低正常操作压力减去泵吸入容器出口至泵吸入口之间的设计流量下管道总压力降（静压力降除外）与泵进口条件下液体饱和蒸气压之和，再减去泵的 NPSH_r，并以液柱表示。

② 泵安装高度的确定原则 泵的安装高度的确定原则是保证泵在指定条件下操作而不发生气蚀。泵的安装高度一般由化工工艺专业在设备建议布置图中确定，工艺系统专业计算 NPSH_a 时进行校核，保证 NPSH_a 超过 NPSH_r 一定余量。当化工工艺专业未提供泵的安装高度时，工艺系统专业可由初步选定的泵的 NPSH_r 进行计算，定出实际安装高度 H，再核算 NPSH_a。在确定泵的实际安装高度时，灌注时应使 $H \geq H_g$ ，吸上时应使 $H \leq H_g$ 。泵的安装高度要根据不同情况对计算的安装高度加以适当的余量。

⑤ 泵计算表（表 3.3）

(4) 安全释放系统计算

在化工生产过程中，为防止意外情况造成系统压力超过设备或管道的设计压力而发生爆炸事故，设置安

全阀或爆破片对系统进行泄压保护。安全阀或爆破片保护的范围包括压力容器、换热器、加热炉、机械设备和管道系统。

对以下可能发生的各种事故情况,为保护系统均需设置安全阀或爆破片:阀门误关闭、冷却水故障、回流和出料故障、电力故障、不凝气积累、控制阀故障、液体膨胀、过度热量传入、易挥发物料进入高温系统、设备内部爆炸、换热管破裂、化学反应失控、外部火灾。

安全阀或爆破片计算主要包括安全泄放量计算、最小泄放面积计算。

① 安全泄放量 对于被安全阀或爆破片保护系统的安全泄放量,有些系统需要用到较复杂的计算公式才能计算出,如控制阀故障、换热管破裂、外部火灾事故情况;有些系统可经过分析后直接取值或进行简单计算,除控制阀故障、换热管破裂、外部火灾等以外的其他事故情况。

② 最小泄放面积 安全阀或爆破片的最小泄放面积计算分以下几种情况:在临界条件下气体或蒸汽;在亚临界条件下气体或蒸汽;水蒸气;液体;两相流体。以上几种情况的计算公式几乎都有修正系数和与安全阀或爆破片有关的常数。

③ 计算说明 安全阀或爆破片的安全泄放量计算、最小泄放面积计算所需数据及计算内容见表3.4~表3.7,具体计算方法和公式可参考压力容器规程等专门书籍。

表 3.4 安全阀数据表

1. 安全阀位号:		2. PI 图图号:	
3. 被保护设备的位号:		4. 管道编号:	
5. 最大工作压力:	MPa(表)	6. 设计压力:	MPa(表)
7. 最高工作温度:	℃	8. 设计温度:	℃
9. 物料性质			
名称:		相态:	
临界压力:	MPa	临界温度:	℃
分子量 M :		绝热指数 k :	—
压缩因子 Z :	—	气相密度 G_g :	kg/m ³
膨胀系数 B :	1/℃	比热容 c_p :	kJ/(kg·℃)
汽化热 H_1 :	kJ/kg	粘度 μ :	mPa·s
10. 安全阀设定压力:	MPa(表)	11. 超压:	%
12. 背压 p_b :	MPa	13. 静背压:	MPa
14. 安全阀泄放压力 p :	MPa	15. 泄放温度 T :	K
16. 设备参数			
直径 D_0 :	m	设备全长 L :	m
换热管内径 d :	mm	最大输入热量 H :	kJ/h
17. 保温材料的厚度 d_0 :	m	18. 导热系数 λ :	kJ/(m·℃·h)
19. 流量系数 C_0 :		20. 容器外壁校正系数 F :	
21. 背压修正系数 K_b :		22. 亚临界流动系数 K_t :	
23. 液体超压修正系数 K_p :		24. 液体背压修正系数 K_w :	
25. 液体粘度修正系数 K_v :		26. 蒸汽过热系数 K_{sh} :	
27. 气体特性系数 X :			
28. 控制阀的 C_v 值 C_{v1} :		29. 最小流量下的 C_v 值 C_{v2} :	
30. 备注:			

表 3.5 安全阀计算表

1. 安全阀位号:				
2. 安全阀数量:				
3. 安全阀型式:				
安全阀类型:	全启式	<input type="checkbox"/>	微启式	<input type="checkbox"/>
背压平衡机构:	带波纹管	<input type="checkbox"/>	带活塞	<input type="checkbox"/>
驱动型式:	弹簧	<input type="checkbox"/>	导阀	<input type="checkbox"/>
阀帽:	开式	<input type="checkbox"/>	闭式	<input type="checkbox"/>
扳手:	带	<input type="checkbox"/>	不带	<input type="checkbox"/>
散热片:	带	<input type="checkbox"/>	不带	<input type="checkbox"/>

续表

4. 确定安全阀尺寸的事故工况:			
5. 安全阀的选择:			
计算的喉径面积:	mm ²	计算泄放量:	kg/h 或 m ³ /h
选择的喉径面积:	mm ²	额定泄放量:	kg/h 或 m ³ /h
选择的喉径面积代号:			
入口公称直径:	mm	入口法兰等级:	
出口公称直径:	mm	出口法兰等级:	
6. 材料:			
阀体	阀帽	阀座	阀芯
弹簧	波纹管	活塞	其他
7. 计算标准:			
8. 制造标准:			
9. 制造厂名称:			
10. 安全阀型号:			
11. 说明:			

表 3.6 爆破片数据表

1. 爆破片位号:		2. PI 图号:	
3. 设备位号:		4. 管道编号:	
5. 最高压力:	MPa(表)	6. 设计压力:	MPa(表)
7. 最高工作温度:	℃	8. 设计温度:	℃
9. 物料性质:			
名称:		相态:	
临界压力:	MPa	临界温度:	℃
分子量 M :		绝热指数 k :	
压缩因子 Z :		气体密度 G_g :	kg/m ³
液体密度 ρ :	kg/m ³	比热容 c_p :	kJ/(kg·℃)
汽化热 H_1 :	kJ/kg	粘度 μ :	mPa·s
10. 设计爆破压力 p :	MPa	11. 泄放温度 T :	K
12. 背压 p_b :	MPa	13. 泄放侧压力 p_0 :	MPa
14. 设备参数:			
直径 D_0 :	m	全长 L :	m
15. 保温材料的厚度 d_0 :	m	16. 导热系数 λ :	kJ/(m·℃·h)
17. 额定泄放系数 C_0 :		18. 器外壁校正系数 F :	
19. 液体粘度修正系数 ξ :		20. 气体特性系数 C :	
21. 水蒸气特性系数 C_S :			
22. 备注:			

表 3.7 爆破片计算表

1. 爆破片位号:	2. 爆破片数量:
3. 爆破片形式:	
正拱型 <input type="checkbox"/> 普通型 <input type="checkbox"/> 开缝型 <input type="checkbox"/> 背压托架型 <input type="checkbox"/> 加强环型 <input type="checkbox"/> 软垫型 <input type="checkbox"/> 刻槽型 <input type="checkbox"/> 反拱型 <input type="checkbox"/> 卡圈型 <input type="checkbox"/> 背压托架型 <input type="checkbox"/> 刀架型 <input type="checkbox"/> 锯齿型 <input type="checkbox"/> 刻槽型 <input type="checkbox"/> 夹持器 <input type="checkbox"/> 夹持面 <input type="checkbox"/> 平面 <input type="checkbox"/> 锥面 <input type="checkbox"/> 外接密封面 <input type="checkbox"/> 平面 <input type="checkbox"/> 凹凸面 <input type="checkbox"/> 槽槽面 <input type="checkbox"/>	
4. 确定爆破片尺寸的事故工况:	

续表

5. 爆破片的选型			
计算的泄放口径:	mm	计算泄放量:	kg/h 或 m ³ /h
选择的泄放口径:	mm	额定泄放量:	kg/h 或 m ³ /h
入口公称直径:	mm	入口法兰等级:	
出口公称直径:	mm	出口法兰等级:	
6. 材料:			
爆破片 铝 <input type="checkbox"/> 镍 <input type="checkbox"/> 蒙乃尔 <input type="checkbox"/> 因康镍 <input type="checkbox"/> 316 不锈钢 <input type="checkbox"/>			
夹持器 碳钢 <input type="checkbox"/> Cr13 <input type="checkbox"/> 不锈钢 <input type="checkbox"/>			
7. 计算标准:		8. 制造标准:	
9. 制造厂名称:		10. 爆破片型号:	
11. 说明:			

(5) 绝热计算

绝热包括保温、防烫和保冷。绝热的目的是为了减少能量损失、节省能耗,使设备、管线保持一定的温度,或是为了改善高温工作环境,加强安全措施。

① 保温计算 设备或管线内的介质温度高于周围环境温度时,为减少设备或管线向周围环境散发热量,保持其介质温度的稳定,维持生产装置的经济运行,需对设备或管线外壁进行保温。

a. 经济厚度 经济厚度计算方法是应用最广泛的一种计算方法,该方法是把保温材料的投资和热损失的费用综合考虑而得出保温厚度值。在经济厚度的情况下,保温与热损失的费用之和最小。

b. 控制设备或管内流体的温度降低 对有些化工设备或管道,必须控制其内部流体的温度降低值,以保证正常的化工生产,此种情况下的保温厚度完全取决于对热量损失的控制。

c. 控制保温层表面温度 对有些化工设备或管道,虽然化工过程本身并不需要对其内部流体的热损失进行控制,但是,当设备或管道表面温度过高时,容易对人体烫伤或发生其他危害,此种情况需对设备或管道进行防烫,保温厚度一般以控制保温层表面温度不超过 70℃ 为原则。

d. 伴管保温 对有些化工设备或管道,必须严格控制其内部流体的温度,即不允许流体温度降低。但是,任何化工设备或管道用保温材料,不论其保温性能如何,在合理的保温厚度下,都难以做到这一点。因此,必须向设备或管道内的流体输入热量,输入热量的数量应等于设备或管道保温后向环境散发热量,此种情况输入热量的方式一般用蒸汽伴管或电热伴管。

② 保冷计算 设备或管线内的介质温度低于周围环境温度时,为减少设备或管线从周围环境吸收热量,保持其介质温度的稳定,维持生产装置的经济运行,需对设备或管线外壁进行保冷。当保冷层外表面温度等于或低于周围空气的露点温度时,空气中的水蒸气会冷凝而生成水珠,在环境温度低于 0℃ 时还会结冰。这样,不仅会降低保冷效果,而且会使保冷层遭到破坏。因此,保冷层的厚度计算首先必须满足保冷层外表面温度高于周围空气的露点温度,在此前提下,再考虑经济厚度、控制设备或管内流体的温升问题。

3.5 设计条件

在 3.3 节中提到的工艺专业和工艺系统专业的设计内容,有一部分是作为设计条件提供给有关专业,有一部分是作为最终设计成品文件提交给最终用户,还有一部分是既作为设计条件又作为设计成品文件,对后者有部分在下节进行说明。本节只涉及最能体现化工装置设计精髓的基础工程设计和详细工程设计阶段的设计条件。

3.5.1 接受的设计条件与资料

正如前面提到的各专业开展设计工作必须有设计依据条件一样,化工工艺专业开展设计工作同样必须有设计依据条件,设计依据条件包括设计基础条件和下游专业的返回条件。

3.5.1.1 基础工程设计阶段

(1) 工艺专业

工艺专业接受的设计条件,除由设计经理提供的条件外,其余均为备下游专业在接到工艺专业发出的初始条件后所完成的返回条件,工艺专业对返回条件进行研究,以确定是否满足初始设计条件要求或是否需对初始设计条件进行修改。

工艺专业接受来自各专业的的设计条件如下。

① 设计经理

- 开工报告、合同或询价书
- 工程设计基础数据
- 工程设计规定汇总表

- 工程标准
- 基础设计资料

② 工艺系统专业

- 设备标高及泵的 NPSH 表
- 泵数据汇总表
- 压缩机数据汇总表
- 界区条件表
- 设备 (容/塔器、换热器、工业炉、特殊设

- 备) 接管汇总表
- 各版 PID 和管道命名表
- 蒸汽平衡图/表
- 水平衡图/表

③ 容/塔器、换热器、工业炉、特殊设备四个专业

- 各版图纸和数据表

④ 机泵专业

- 询价技术文件
- 厂商报价技术文件

- 厂商澄清技术文件

⑤ 设备布置专业

- 设备布置图

⑥ 仪表专业

- 工艺控制图 (PCD)

- 报警联锁逻辑图及一览表

⑦ 电气

- 电气单线图
- 危险区域划分图

- 电机一览表

⑧ 分析化验

- 化验项目一览表

- 分析方法一览表

(2) 工艺系统专业

工艺系统专业接受来自各专业的的设计条件如下。

① 设计经理

- 开工报告
- 工程设计基础数据

- 工程设计计划进度

② 工艺专业

- 工艺流程图
- 工艺说明书
- 工艺控制要求
- 工艺设备表
- 物料平衡表
- 建议设备布置图
- 容/塔器工艺数据表
- 泵工艺数据表
- 压缩机/风机工艺数据表
- 换热器工艺数据表
- 工业炉工艺数据表

- 特殊设备工艺数据表
- 催化剂汇总表
- 化学药品汇总表
- 化验分析条件表
- 安全备忘录
- 开停车要求
- 据作原则
- 特殊用电要求
- 公用物料 (水、汽、气) 平衡条件图/表
- 泄放物料特性表

③ 仪表专业

- 工艺控制图

- 工艺设备上的接管口

④ 设备布置专业

- 设备布置图

- 设备标高表

⑤ 管道材料控制专业

- 管道材料设计规定
- 绝热保温说明

- 防腐涂漆设计规定

⑤ 换热器分析专业

- 换热器规格明细表

⑦ 机泵专业

• 机泵数据表

3.5.1.2 详细工程设计阶段

(1) 工艺专业

工艺专业在化工装置设计时,工作任务主要在基础工程设计阶段,在详细工程设计阶段接收的设计条件,除厂商资料外,其余均为对基础工程设计阶段条件的深化和变更,且涉及深化和变更的内容也很少。

(2) 工艺系统专业

因为详细工程设计是对基础工程设计的进一步深化,因此在详细工程设计阶段,工艺系统专业接受的条件也为对基础工程阶段设计条件的深化,接受的条件较少。详细工程设计阶段接受的条件包括设备布置图(多个版次)、动(机泵)静设备(容/塔器、换热器、工业炉、特殊设备)的 ACF 图和 CF 图、仪表的 ACF 图和 CF 图、管道专业对管道仪表流程图所作的修改返回记录。

3.5.2 提出的设计条件与资料

工艺专业和工艺系统专业提出的设计条件与资料,同样主要在基础工程设计阶段,在详细工程设计阶段只是对部分基础工程设计阶段的设计条件和资料进行修改或深化,属在详细工程设计阶段第一次提出的设计条件与资料极少,因此,将工艺专业与工艺系统专业在基础工程设计阶段和详细工程设计阶段提出的设计条件与资料合在一起说明。

3.5.2.1 工艺专业

(1) 接受工艺条件的专业

在进行化工装置设计的不同设计阶段,参与设计的专业也不同,而且对不同设计项目即使在同一设计阶段参与设计的专业不一定相同。接受工艺条件的典型专业总体上包括:工艺系统、装置布置、管道设计、管道材料控制、界外管道、管道机械、分析化验、换热器分析、容器、工业炉、换热器、特殊设备、机泵、机运、机修、仪表、电气、电信、建筑、结构、总图运输、给排水、消防、热工、采暖通风、安全卫生、环境保护。

(2) 工艺专业提出的设计条件与资料

- | | |
|-------------|-----------------|
| • 工艺流程图 | • 化验分析条件表 |
| • 工艺说明书 | • 工艺设备表 |
| • 物料平衡表 | • 工艺控制要求 |
| • 容/塔器工艺数据表 | • 安全备忘录 |
| • 换热器工艺数据表 | • 技术风险备忘录 |
| • 工业炉工艺数据表 | • 冷却水平衡及蒸汽平衡条件图 |
| • 特殊设备工艺数据表 | • 设备概略布置建议图 |
| • 机泵工艺数据表 | • 消防用水量条件表 |
| • 压缩机工艺数据表 | • 原材料及公用工程消耗指标 |
| • 特殊用电要求 | • 货物及排渣运输情况一览表 |
| • 催化剂汇总表 | • 电信要求 |
| • 化学药品汇总表 | • 对各专业返回条件的意见 |

3.5.2.2 工艺系统专业

(1) 接受工艺系统专业条件的专业

接受工艺系统专业条件的典型专业总体包括:工艺、装置布置、管道设计、管道材料控制、界外管道、管道机械、容器、工业炉、换热器、特殊设备、机泵、仪表、给排水、热工。

(2) 工艺系统专业提出的设计条件与资料

- | | |
|------------------------|-------------------------|
| • 各版 PID 和管道命名表 | • 爆破片采购数据汇总表 |
| • 压缩机条件表 | • 限流孔板数据汇总表 |
| • 泵数据汇总表 | • 疏水阀采购数据汇总表 |
| • 设备标高及泵的 NPSH 表 | • 特殊管件数据表 |
| • 容器、工业炉、换热器、特殊设备接管汇总表 | • 特殊管件汇总一览表 |
| • 管道壁厚计算表 | • 设备绝热条件汇总表 |
| • 安全阀采购数据汇总表 | • 界区条件表 |
| • 安全阀反力数据表 | • 公用物料条件表(水、蒸汽、压缩空气、氮气) |

3.5.3 主要设计条件的编制

3.5.3.1 工艺专业

(1) 工艺流程图

表示全部的工艺物料和产品(包括主要原料、辅助物料、溶剂、排出物、中间产品、最终产品、化学药剂以及反应炉的原料等)所经过的设备或工序(工段)的顺序,全部画出工艺物料管道,并对各物料点进行编号。

按设计规定或工程设计规定的图例表示出缩写、管道、阀门及控制点、设备外形及其需要表示的内件。

表示设备位号、名称、台数,并与其他设计文件一致。

表示进出界区物料名称,以规定的箭头表示来去的地点。

表示出公用物料(如冷却水、冷冻盐水、工艺用压缩空气、氮气、蒸汽、冷凝液等)的进出位置和流向。

完整表示工艺控制项目(如温度、压力、流量、液位等)和控制方式(如指示、记录、调节、报警、集中程度等)。

表示出正常生产条件下的放空和排放管道以及有液封要求的液封高度。

(2) 工艺说明书

说明装置(工段或工序)的作用和产品、中间产品、使用原料、生产方法、工艺过程的特点,叙述重大工艺技术方案的确立和新工艺、新技术、新型设备的采用及其技术经济优点。

说明年操作日、生产规模、生产操作弹性、生产能力的平衡情况以及与其他生产装置(工段或工序)的衔接。

按生产过程叙述物料经过工艺设备的顺序、生成物的去向、工艺设备在生产过程中的功能、主要操作技术条件、控制方法及工艺控制原理。

说明原材料和水、电、蒸汽等用量以及催化剂、溶剂、化学药品的一次装填量。

叙述设备开用、备用情况或间断轮换作业情况。

说明对其他专业的特殊要求。

副产品的回收、利用或处理。

三废排出物的数量、组成、毒性、物理化学性质,是否达到排放标准,以及三废处理的方法或技术建议。

建议工艺生产操作人员的岗位和人数。

存在的问题。

(3) 物料平衡表

表示出物料点号(与工艺流程图物流点编号一致)、物料相态(气态、液态、固态、混合态)、物料量、物料组分、质量(摩尔)百分率、热负荷、各物流点的操作条件(温度、压力)以及必须填写的基本物性数据。

(4) 工艺数据表

工艺数据表包括泵、压缩机、热交换器、工业炉、特殊设备、容器(塔、反应器、槽、罐)工艺数据表,以及催化剂汇总表和化学药品汇总表。工艺数据表应填写完整,并与计算书保持一致。对塔器、反应器、槽罐类、热交换器类以及某些特殊设备的条件简图应包括形式、尺寸、必要的内件详图以及工艺管口表、补充说明和要求;主要工艺参数包括工作压力、工作温度、内部压降、物料组分、能力(如物料流量、热负荷、催化剂容量等),条件图的设计基本原理正确,实施中可行,关键设备的结构、形式、选材及动设备选型建议正确可靠。

(5) 化验分析条件表

主要包括以下内容:分析介质(说明详细组分)、分析项目(包括分析介质中对工艺生产正常进行有影响的组分)、控制指标(提出分析项目组分允许存在的上下限范围)、取样地点(在某个设备或管道上取样)、操作条件(被分析介质的操作温度和压力)、分析频率(提出开车期间和正常运转时每班分析次数)。

(6) 工艺设备表

在基础设计阶段,工艺专业负责汇总编制工艺设备表,该表分内部使用和对外发表两种。

供设计过程内部使用的设备表填写内容包括设备位号、设备名称、设备台数及由其他专业提供的技术规格和特性、设计条件、型号、材质、重量、涂漆和保温。

(7) 安全备忘录

说明工艺过程各物料与安全技术有关的特性,如燃烧、爆炸危险性、毒性、强腐蚀性。危险介质的相对密度、自燃点、闪点及与空气形成爆炸混合物的上限、下限、爆炸压力、火焰传播速度、物料毒性、对人体的毒害、空气中允许的极限浓度、对设备和建构筑物的危害。

建议安全与卫生防护措施,主要包括密封、隔离措施或正压通风、安全氮封措施、事故照明、对设备、机泵、管道、管件等提出密封要求,消防安全建议,提出人身防护劳动保护及卫生方面的要求,如面具、安全淋浴、洗眼器,设置或提出防毒、防尘、防腐蚀、防静电技术措施或建议。

(8) 技术风险备忘录

说明可能影响到工艺产品质量、产量以及原材料及公用工程消耗指标或性能保证指标无法实现的技术风险情况,为保证工艺过程正常实现的基本技术要求,必须明确提出对原材料数量和质量方面的最低要求,以及公用工程规格、数量方面的最低要求。提出为解决各种技术风险的技术建议和措施。

(9) 概略布置建议图

按图面有关规定画出化工工艺设备(注明其位号和名称),各设备间和工序间的关系符合工艺生产要求,布置合理,满足便于生产、安全操作的基本要求,考虑安装、检修要求,注明要求的尺寸和距离,说明请装置布置专业考虑的问题。

3.5.3.2 工艺系统专业

(1) 管道仪表流程图

管道仪表流程图是不断地被完善和深化的,在设计过程中要发表多种版次,不同版次的深度不同,最终的管道仪表流程图要表示出全部设备及位号,全部工艺管道及编号,全部仪表及编号,全部介质代号、管道等级、阀门、设备标高要求、安全阀和调节阀,标注关键设计要求,如液封高度、坡度、阀门的特殊位置、真空管段等,成套设备(机组的范围),对限流孔板、疏水器、安全阀、爆破板、特殊管件进行编号和标注。详见设计成品文件编制说明。

(2) 管道命名表

管道命名表是管道仪表流程图的一部分,二者是一个整体,配合一起使用,管道命名表包含每根管道有关的技术数据,管道命名表版次与管道仪表流程图一致。管道命名表内容包括管道说明、操作条件、设计条件、现场试压、绝热与涂漆五个部分。详见设计成品文件编制说明。

3.5.4 主要设计条件图表样例

对工艺专业和工艺系统专业提出的设计条件不再一一说明,详见以下所附图表样例。图表样例为典型设计条件,可据此了解设计条件所要说明的具体内容。

3.5.4.1 工艺专业设计条件样例(表3.8~表3.28、图3.1~图3.3)

表 3.8 物料平衡表

工程代号:8313		物流状态:气体		项目号或工段号:8313-11			
物流点号:108		物流位置说明:中变器出口					
		第 页 共 页					
^a 序号	^b 组分	^c kg·mol/h	^d m ³ /h (标)	^e kg/h	^f 体积百分率% 湿基	^g %(质量)	^h %(体积) 干基(仅用 PFD)
1	H ₂		14958		43.68		59.88
2	N ₂		5194.8		15.17		20.80
3	CO		889.2		2.60		3.56
4	CO ₂		3783.6		11.05		15.15
5	Ar		64.8		0.19		0.26
6	CH ₄		86.4		0.26		0.35
7	小计		24980.4				100.00
8	H ₂ O		9259.2		27.05		
9	总计(湿)		34239.6		100.00		
10	NH ₃		50.4ppm				
11	HCHO		10.8ppm				
分子量 <i>M</i>				15.71	焓值 kJ/kg		
近似相对密度					粘度 mPa·s 2.93×10 ⁻²		
压力		Pa	1.8×10 ⁶	导热系数 λ		W/(m·K)	1.233×10 ⁻¹
温度		℃	433.5	比热容		kJ/(kg·K)	2.1813
密度		kg/m ³	4.78	表面张力		N/m	
压缩系数 <i>z</i>			1.01	蒸汽压		Pa	
绝热指数 <i>c_p/c_v</i>							

注:1. 气态物料以 m³/h(标)表示;液固态以 kg/h 表示。

2. 1ppm=10⁻⁶。

表 3.9 容/塔器工艺数据表 (之一)

工 艺 数 据 表				工程 项目 ××××厂 装置 名称 ××××装置				设备 名称 中湿变换炉 位 号 D0601			
容 (塔) 器 条 件											
容器类别及型式		反应器 (D类)					尺寸	φ1800	风压, Pa		
台 数	操作	1	安 装	立/卧	立式	地震烈度					
	备用	0		室内/室外	室外						
物 料	名 称	中变气				填料类型: 中变触媒		填料高度: (2.4+1.53) m			
	流量, kg/h	11808				φ25 耐火球		4×0.15			
	粘度, mPa·s	7.62×10 ⁻³				塔板类型:		塔板数:			
	密度, kg/m ³	5.62				推荐的液体分布器:		喷淋量:			
压力, Pa		正常: 2×10 ⁶		最大: 2.1×10 ⁶		设计:	防腐衬里:		腐蚀裕度: mm		
湿度, ℃		正常: 430		最高: 460		最低:	保温及预埋件:		保温		
允许压力降:		Pa	容积:	m ³	换热面积:	m ²	推荐的主要材料: 12CrMo				

接 管 表

符号	DN	PN	法兰面	标准	用 途
a					转化气入口
b					变换气出口
c					变换气入口
d					变换气出口
e ₁₋₆					温度计口
f ₁₋₂					排水口
g					分析口

设备简图

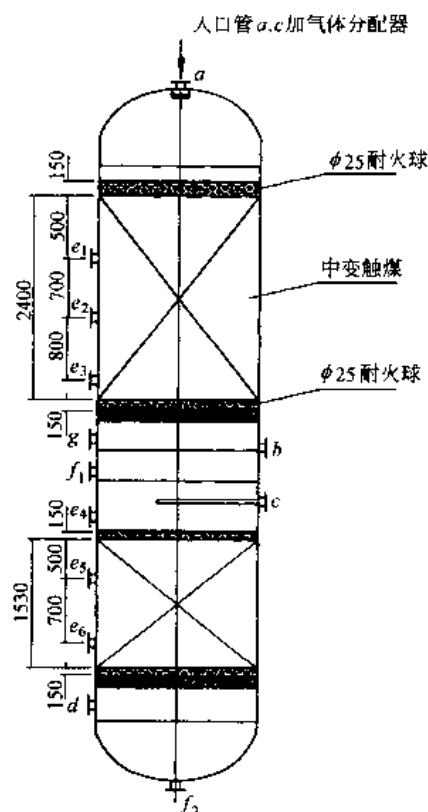


表 3.10 容/塔器工艺数据表 (之二)

工 艺 数 据 表				工程项目 ××××厂 装置名称 ××××装置				设备名称 二氧化碳吸收塔 位 号 E0701			
容 (塔) 器 条 件											
容器类别及形式		填料塔 (E类)				尺寸			风压, Pa		
台 数	操作	1	安 装	立/卧	立式	地震烈度					
	备用	0		室内/室外	室外						
物 料	名 称	苯菲尔溶液		低 变 气		填料类型: 碳钢 不锈钢		鲍尔环		填料高度: 27m	
	流量, kg/h	45036 + 73728	118634	8355.6	5515.2	塔板类型:		塔板数:			
	粘度, mPa·s	9.1×10^{-1}	8.7×10^{-1}	9.8×10^{-3}	1.1×10^{-2}	推荐的液体分布器:		喷淋量:			
	密度, kg/m ³	1330	1285	7.58	5.24	防腐衬里:		腐蚀裕度: mm			
压力, Pa		正常: 1.79×10^6 最大: 1.8×10^6 设计:				保温及预埋件:					
温度,℃		正常: 127 最高: 最低: 70				推荐的主要材料: 碳钢					
允许压力降:		Pa 容积: m ³ 换热面积: m ²									
接 管 表											

符号	DN	PN	法兰面	标准	用途
a					净化气出口
b					贫液入口
c ₁₋₃					取样口
d					半贫液入口
e					低变气入口
f ₁₋₂					液位计口
g					富液出口

设备简图

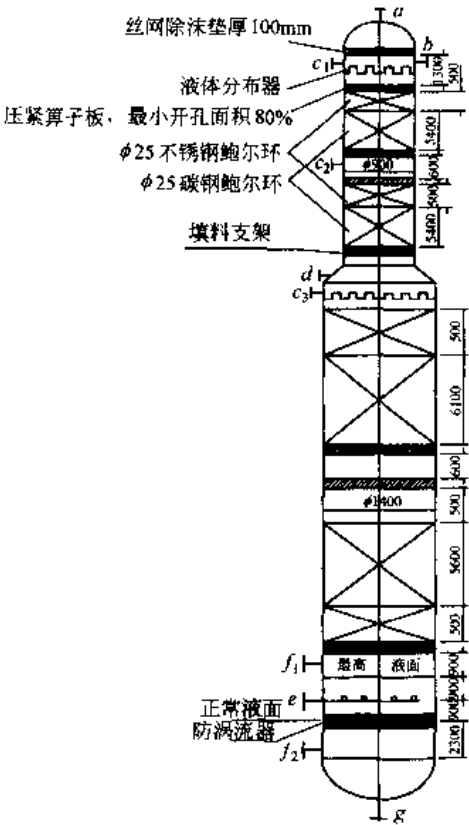


表 3.11 换热器工艺数据表 (之一)

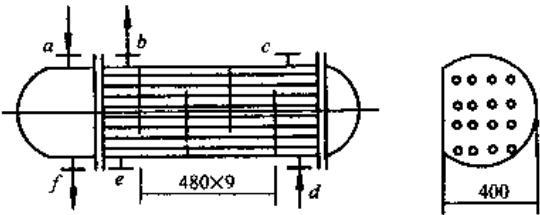
工 艺 数 据 表				工程项目 装置名称		设备名称 贫液冷却器 位 号 C0704					
操 作 参 数	换 热 器 条 件										
		热流体	管程/壳程	∕	冷流体	管程/壳程	∕				
	1. 流体名称	苯菲尔溶液			锅炉软水						
	2. 介质状态	液体			液体						
	3. 总流量, kg/h	29318.4			11703.6						
	4. 冷凝或汽化量, kg/h										
	5. 温度 进/出, ℃	120/91			25/80						
	6. 进口工作压力, Pa (表)	1.67×10^5			3.9×10^5						
	7. 露点温度, ℃										
	8. 泡点温度, ℃										
	9. 推荐的污垢热阻, $\text{m}^2 \cdot \text{K} / \text{kW}$										
	10. 允许压力降, Pa										
11. 热负荷, kW	正常	845.824		/设计							
物 性 数 据			液相		气相		液相		气相		
			进口	出口	进口	出口	进口	出口	进口	出口	
	1. 比热容, $\text{kJ} / (\text{kg} \cdot \text{℃})$										
	2. 导热系数, $\text{kW} / (\text{m} \cdot \text{K})$										
	3. 密度, kg / m^3		1208				984				
	4. 粘度, $\text{mPa} \cdot \text{s}$		5.75×10^{-5}				6×10^{-1}				
	5. 平均潜热, kJ / kg										
6. 临界压力, Pa											
结 构 型 式	固定管板式	√	套管式								
	浮头式		板式	平衡温度 热负荷表 (若为线性不填)							
	U 形管式		板翅式	各点热负荷, kW							
	滑动管板式		热虹吸式	热 流 体	气相质量分数, %						
	螺旋板式		釜式		平衡温度, ℃						
安 装 方 式	立/卧√		保温	要	冷 流 体	气相质量分数, %					
	室内/室外√					平衡温度, ℃					
接 管 表	符号	用 途	简图及附加说明:								
	a	冷却水入口	折流板、支承板、隔板分布图: 折流板: 10 块 								
	b	苯菲尔溶液出口									
	c	排气口									
	d	苯菲尔溶液入口									
	e	排液口									
	f	冷却水出口									

表 3.12 换热器工艺数据表 (之二)

工 艺 数 据 表				工程項目 裝置名稱				设备名称 二氧化碳冷凝器 位 号 C0703				
操 作 参 数	换 热 器 条 件											
		热流体	管程/壳程		✓/	冷流体	管程/壳程		✓/			
	1. 流体名称	二氧化碳及水蒸气					冷却水					
	2. 介质状态	气体					液体					
	3. 总流量, kg/h	7274.5					162608.4					
	4. 冷凝或汽化量, kg/h	3902.4										
	5. 温度 进/出, ℃	105/40					25/30					
	6. 进口工作压力, Pa	1.35×10^5					3.9×10^5					
	7. 露点温度, ℃	97.92										
	8. 泡点温度, ℃	108 (沸点)										
	9. 推荐的污垢热阻, $m^2 \cdot K/kW$	0.3302					0.516					
	10. 允许压力降, Pa	1.91×10^4										
11. 热负荷, kW	正常		2778.092		/设计							
物 性 数 据			液相		气相		液相		气相			
		进口	出口	进口	出口	进口	出口	进口	出口			
	1. 比热容, $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$		4.174	1.357	0.904	4.178	4.174					
	2. 导热系数, $kW/(m \cdot K)$		6.338×10^{-4}	2.431×10^{-5}	1.838×10^{-5}	6.082×10^{-4}	6.303×10^{-4}					
	3. 密度, kg/m^3		992	1.14	1.93	997	992					
	4. 粘度, $mPa \cdot s$		6.53×10^{-1}	1.5×10^{-2}	1.57×10^{-2}	8.45×10^{-1}	6.39×10^{-1}					
	5. 平均潜热, kJ/kg			2260.87	2406.15							
	6. 临界压力, Pa											
结 构 形 式	固定管板式	套管式										
	浮头式	板式	平衡温度 热负荷表 (若为线性不填)									
	U形管式	✓ 板翅式	各点热负荷, kW									
	滑动管板式	热虹吸式	热 流 体	汽相质量分数, %		100 70.5 58.3 54 51.5						
	螺旋板式	釜式		平衡温度, ℃		97.92 85 70 55 40						
安 装 方 式	立/卧/	保 温	要	冷 流 体	汽相质量分数, %							
	室内/室外/				平衡温度, ℃							
接 管 表	符号	用途	简图及附加说明:									

表 3.13 工业炉工艺数据表 (之一)

工 艺 数 据 表					工程 项目 × × × × 装置 名称 × × × ×		设备 名称 开工加热炉 位 号 B102	
化 工 用 管 式 炉								
工 艺 设 计 条 件						燃 烧 室 条 件		
用途：转化、裂解、加热、其他						燃烧类型：		
加热管内条件：						煤	产地	自吸式气体烧嘴
进口温度,℃	120				元素分析			
压力工作/设计, Pa	14.5×10 ⁶ /14.7×10 ⁶				低发热量, kJ/kg			
液体流量, kg/h					灰熔点,℃			
气体流量, m ³ /h (标)	51030				油	牌号		
液体相对密度						低发热量, kJ/kg		
气体分子量	8.68					密度, kg/m ³		
液体粘度, mPa·s						压力, Pa		
其他						温度,℃		
出口温度,℃	400					粘度, mPa·s		
压力, Pa	14.1×10 ⁶				气	成分	天然气 CH ₄ 95%以上	
加热管内给热系数, W/(m ² ·K)	3.977					密度, kg/m ³		
污垢热阻, m ² ·K/W						粘度, mPa·s		
热负荷, kW	5225					含水, %		
介质	H ₂ -N ₂ 循环气					灰, %		
压降 允许/计算, Pa	4×10 ⁵ /					焦油量, %		
腐蚀特性	管内高温 H ₂ 腐蚀 管外高温氧化腐蚀					低发热量, kJ/kg	35330	
触媒装填量, m ³						其他	天然气 压力 1.7×10 ⁵ Pa 温度 32℃	
换热面积, m ²	167				燃烧 所需 空气	压力, Pa	常压	
接管表 (对流及辐射段)						温度,℃	25	
符号	DN	PN	法兰面	标准	用途	过剩空气系数	1.15	
a ₁₋₂	100				循环气入口	热负荷 (范围), kW	96529	
b ₁₋₂	100				循环气出口	炉膛温度 (最高),℃	1038	
						设计热效率, %	54.5	
						热损失 (释放热的百分数)	2%	
						出辐射室烟气温度,℃	877	
						出对流室烟气温度,℃		
						排烟温度,℃	877	
简图条件：辐射室尺寸：长×宽×高或直径×高度 加热室尺寸：规格及排列图 对流室尺寸：长×宽×高或直径×高度 加热管尺寸：规格及排列图						烟气质量流速, kg/s		
						出辐射室烟气压力, Pa		
						出对流室烟气压力, Pa		
						其他		
烟囱尺寸：规格及高度								

表 3.14 工业炉工艺数据表 (之二)

工 艺 数 据 表			工程项目 ××××厂 装置名称 ××××装置		设备名称 废气焚烧炉 位 号 B0101			
化 工 设 计 用 焚 烧 炉								
工 艺 设 计 条 件			炉 内 条 件					
用途：焚烧含硫废气			热负荷, kW		8005.19			
焚烧物料性质：			容积强度, kW/m ³		348.333			
状 态	固、液、气	气	燃烧室炉膛温度,℃		582.7			
	化学成分	H ₂ S CO CH ₄ H ₂ 0.099% 0.44% 0.42% 0.622%	炉膛反应温度,℃		692.9			
	低发热量, kJ/m ³ (标)	1336.433	停留时间, s		3			
	进口温度,℃	250	排烟温度,℃		692.9			
	进口压力, Pa	2×10 ³	烟气总量, m ³ /h (标)		26004			
焚烧物料量, m ³ /h (标)		6.116						
其他								
助燃物料性质：			接管表					
状 态	固、液、气	气	符号	DN	PN	法兰面	标准	用途
	化学成分	H ₂ S H ₂ CH ₄ CO 0.66% 41.7% 10.18% 11.9%						
	低发热量, kJ/m ³	10108.401						
	进口温度,℃	250						
	进口压力, Pa	1.34×10 ³						
助燃物料量, m ³ /h (标)		1199						
其他								

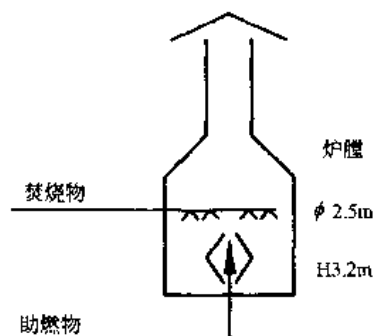
简图条件 (炉膛尺寸: 长 \times 宽 \times 高或直径 \times 高度)

表 3.15 压缩机工艺数据表

工 艺 数 据 表		工程项目 ××××厂 装置名称 ××××装置	设备名称 烟气引风机 位 号 J204A、B
压 缩 机 鼓 风 机 类			
用途		输送一段转化炉烟气	
备机位号		J204B	
形式		离心式	
驱动机形式		电动	
处理介质		烟道气	
腐蚀因素		SO ₂ 微量	
大气压力	Pa	夏季平均 97300 冬季平均 99300	
入口温度	℃	正常 148.5	最高 180 最小
入口压力	Pa	正常 约 95300	最大 最小 94300
入口组分	体积%	O ₂ 2.40 N ₂ 69.44 CO ₂ 8.10 H ₂ O20.06	
入口分子量	(湿基)	0.0075	
排出压力	m ³ /h (标)	正常 29648.42	最大 36000 最小
入口或排出流量	Pa		
正常		0	
最大			
最小			

注:

表 3.16 泵工艺数据表

工 艺 数 据 表				工程项目装置名称				(泵类汇总)							
				泵 的 工 作 条 件											
位 号	说 明		流量, m ³ /h		容器压力, Pa			泵 条 件			腐 蚀 情 况				
	用 途	流体名称	正常	设计	排 出	吸 入	差 压	蒸汽压, Pa	温度, ℃	膨胀系数 1/℃	相对密度 (<i>p</i> , <i>T</i>)	粘度, mPa·s	原材质	介质浓度	
J105A、B	锅炉给水泵	脱盐水	5.62	6.01	7	2.03×10 ⁶	8×10 ⁴	1.95×10 ⁶	1.86×10 ⁴	104	0.000776	0.94	0.273	碳钢	

表 3.17 工艺设备表

序 号	设备位号	名 称 及 规 格		图号或型号	材 料	数 量	重 量		备 注
							单	总	
1	F86101a、b	常压氮罐	形式:单层立式筒体拱顶结构贮槽 绝热结构:罐外聚氨酯保冷,罐内吊顶保冷 筒体:φ36500 × 29000 有效容积:~30320m ³ 设计温度-45℃,设计压力0.01MPa			2	805400	1610800	
					SLA325B				
					16MnDR				
					16Mn				
					聚氨酯				
2	C86101	液氮加热器 1	F=195m ² ,φ700 × 7000 列管式 换热管:φ25 × 2			1	6100	6100	
3	J86101a、b	低温液氮泵	Q=80m ³ /h, H=110m	TTMC80	304SS	2	800	1600	
		附电机 功率 30kW				2			
4	J86102a、b	常压氮罐冰机	标准制冷量:1259kW		组合件	1	4505	4505	
		附电机 功率:400kW				1			
5	L86101	卸料臂 12m		CET20/F	316LSS	2	230	460	

表 3.20 液位控制点条件表

序 号	控制点		被 测 介 质							设 备	控 制 要 求				备 注						
	位 号	数 量	名 称 或 成分	温 度 ℃	压 力 Pa (表)	密 度 或 密度 kg/m ³	正 常 液 位 H _m ,mm	液 位 范 围 H,mm	最 低 液 位 H ₀ ,mm		仪 表 接 口 距 离 h,mm	规 格 (高×直径) mm	材 质	(1)集中 (2)就地 (3)就地集中		I:指标 R:记录 C:调节 K:遥控 A:报警 S:联锁	报警或联锁的极限值				
																	最 高 H _{HH} + mm	次 高 H _H + mm	次 低 H _L - mm	最 低 H _{LL} - mm	

注：仪表上、下接口若在顶、底部，可在备注栏内说明。

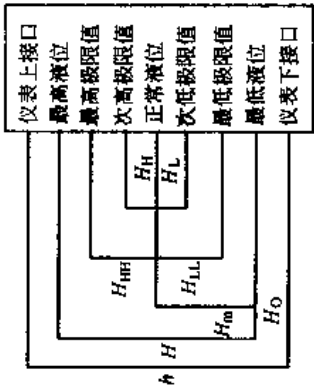


表 3.23 化学药品汇总工艺数据表

工 艺 数 据 表		工程项 目 × × × × 厂 装置名称 × × × × 装置	
化 学 药 品 汇 总 表			
名称	五氧化二钒	碳酸钾	二乙醇胺
用途	配制苯菲尔脱碳溶液	配制本菲尔脱碳溶液	配制本菲尔脱碳溶液
首次装入量,kg	~200	~10000	~1500
消耗量,kg/d	0.128	4.77	1.84
首次装入 + 两年消耗量,kg	276.8	~12862	2604
组分	质量, % $V_2O_5 > 99.6\%$ $Na_2O \leq 0.22\%$	$K_2CO_3 > 99.6\%$ $KCl \leq 0.02\%$ 含铁(以 Fe 计) $\leq 6 \times 10^{-6}$ $KClO_3 \leq 0.03\%$	二乙醇胺 $> 98.4\%$ 一乙醇胺 $\leq 1.0\%$ $Na_2CO_3 > 99.5\%$ 三乙醇胺 ≤ 0.1 含水 $\leq 0.15\%$
物化特性			
			密度 $1.08 \times 10^3 kg/m^3$
			沸点 $268.4^{\circ}C$
备注	铁桶、塑料袋内包装	袋装	铁桶装
	汽车运输	汽车运输	汽车运输
			化学清洗用
			袋装, 汽车运输

表 3.24 化验分析工艺数据表

工 艺 数 据 表			工 程 项 目 × × × × 厂 装 置 名 称 × × × × 装 置		设 备 名 称 位 号					
化 验 分 析 条 件 表										
序 号	车 间 或 工 段 名 称	分 析 介 质	分 析 项 目	控 制 指 标	取 样 地 点	温 度 ℃	压 力 Pa	分 析 频 率		备 注
								开 车	正 常	
S101	造 气 净 化 工 序	天 然 气 CH ₄ 94% H ₂ S 20×10 ⁻⁶	全 分 析		进 装 置 管 道 上	25	49.03×10 ⁴	1 次 / 月	1 次 / 半 年	
S102	造 气 净 化 工 序	蒸 汽 天 然 气	水 气 比	H ₂ O / 天 然 气 = 3.5	一 段 炉 入 口 管 上	540	205.93×10 ⁴	1 次 / 日	1 次 / 月	
S103	造 气 净 化 工 序	中 变 出 口 气 体	全 分 析	CO 3.5% ~ 4.5%	中 变 器 出 口 管 上	410	166.7×10 ⁴	1 次 / 小 时	4 次 / 班	
S201	脱 碳 工 序	吸 收 塔 出 口 气 体	全 分 析	CO ₂ 0.05% ~ 0.2%	液 滴 分 离 器 后 管 上	72	158.85×10 ⁴	1 次 / 小 时	2 次 / 班	
S204	脱 碳 工 序	贫 液	再 生 度 Fe	K ₂ O CO ₃ ~ 22% KHCO ₃ ~ 8%	贫 液 泵 入 口 管 上	71	127.48×10 ⁴	2 次 / 班	1 次 / 班	
S401	氨 合 成 工 序	成 品 NH ₃ 99.9% 液 氨 H ₂ O 0.05%	含 H ₂ O 量	H ₂ O 0.05% ~ 5%	闪 蒸 罐 出 口 管 上	-12	598.17×10 ⁴	2 次 / 班	4 次 / 月	

注：1. 全厂性分析的化验项目，由设计经理组织有关人员向化验分析设计人员提出。

2. 中央化验室的分析项目，在备注栏中注明。

3. 介质详细成分详见物料平衡表。

表 3.25 蒸汽、冷凝液、脱盐水平衡工艺数据表

工 艺 数 据 表	工程项目	××××厂
	装置名称	××××装置

蒸汽、冷凝液脱盐水平衡条件

中压蒸汽
 $24.52 \times 10^5 \text{ Pa}$
 $222.9 \text{ }^\circ\text{C}$
 4.3403 kg/s

低压蒸汽
 $68.65 \times 10^4 \text{ Pa}$
 $164.2 \text{ }^\circ\text{C}$

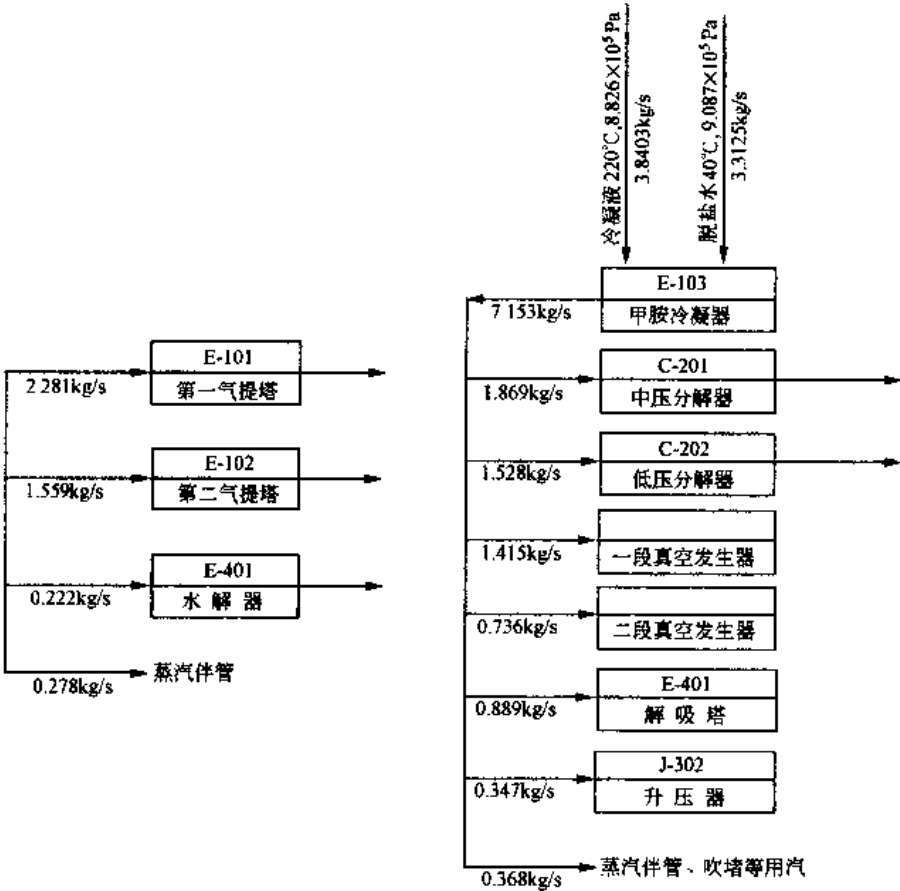


表 3.26 循环冷却水平衡工艺数据表

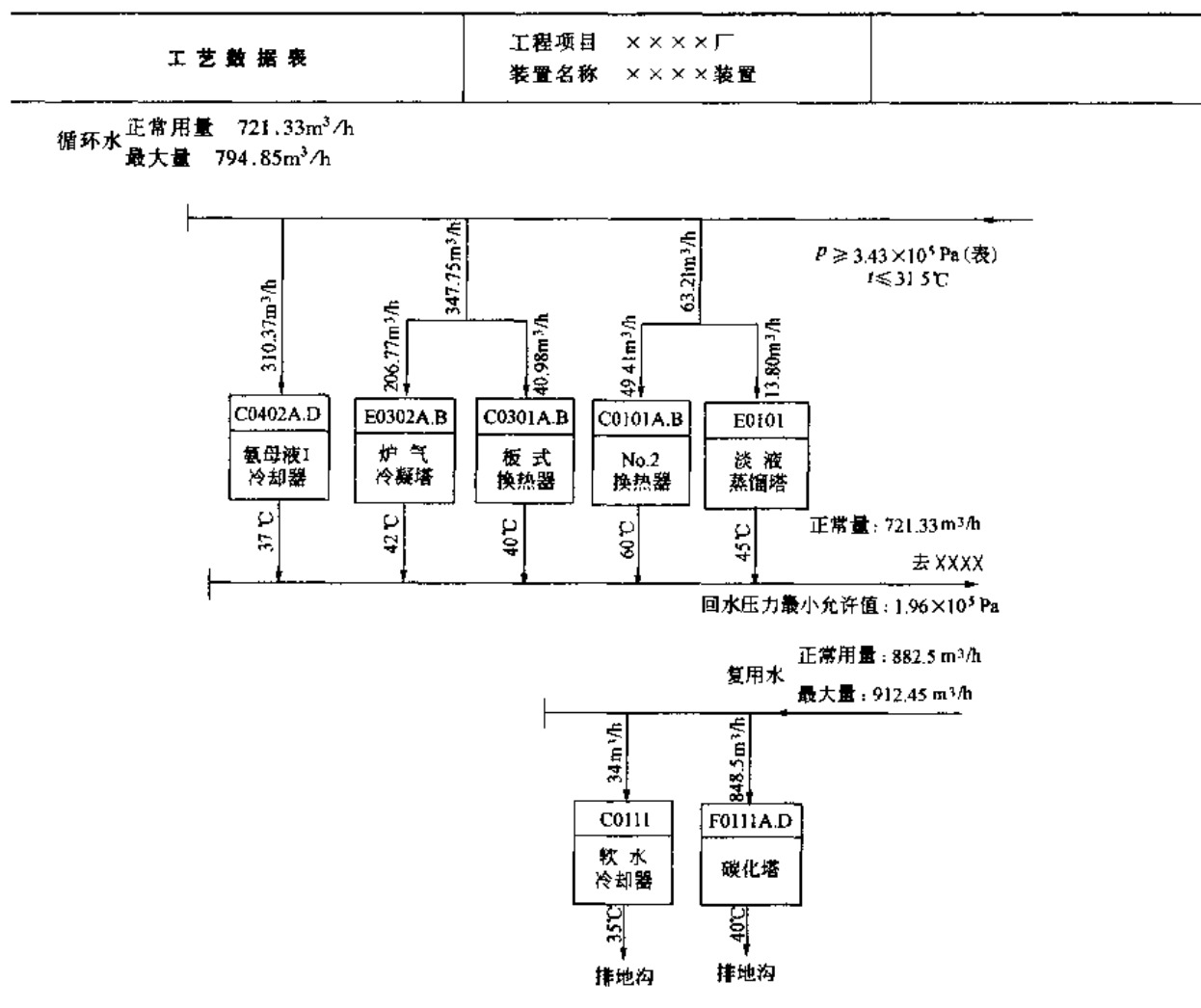
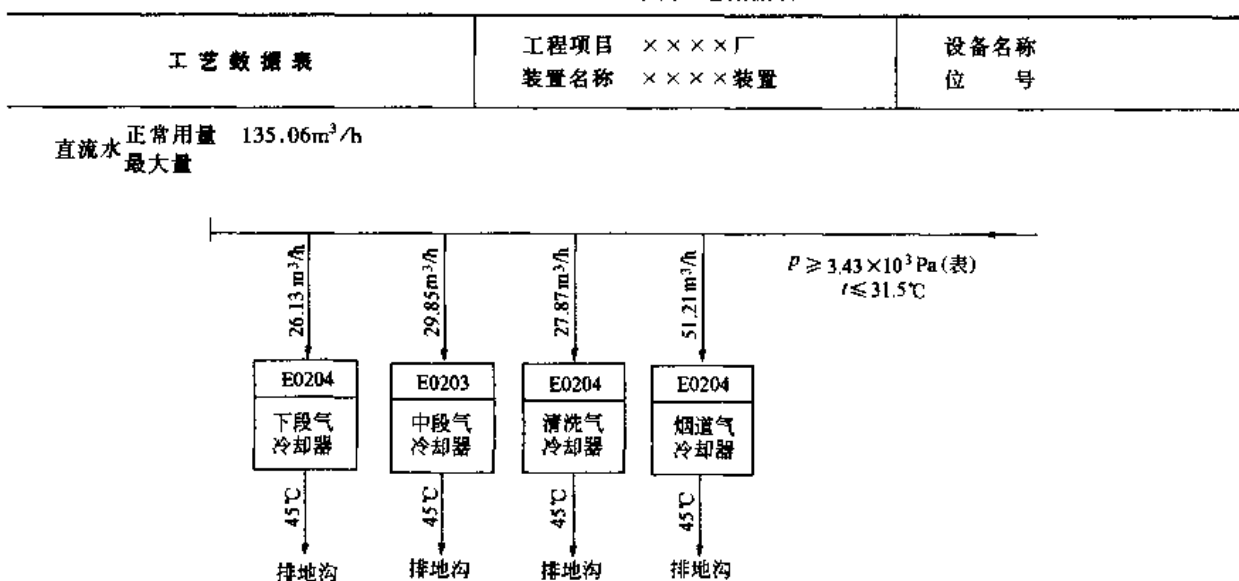


表 3.27 直流水平衡工艺数据表



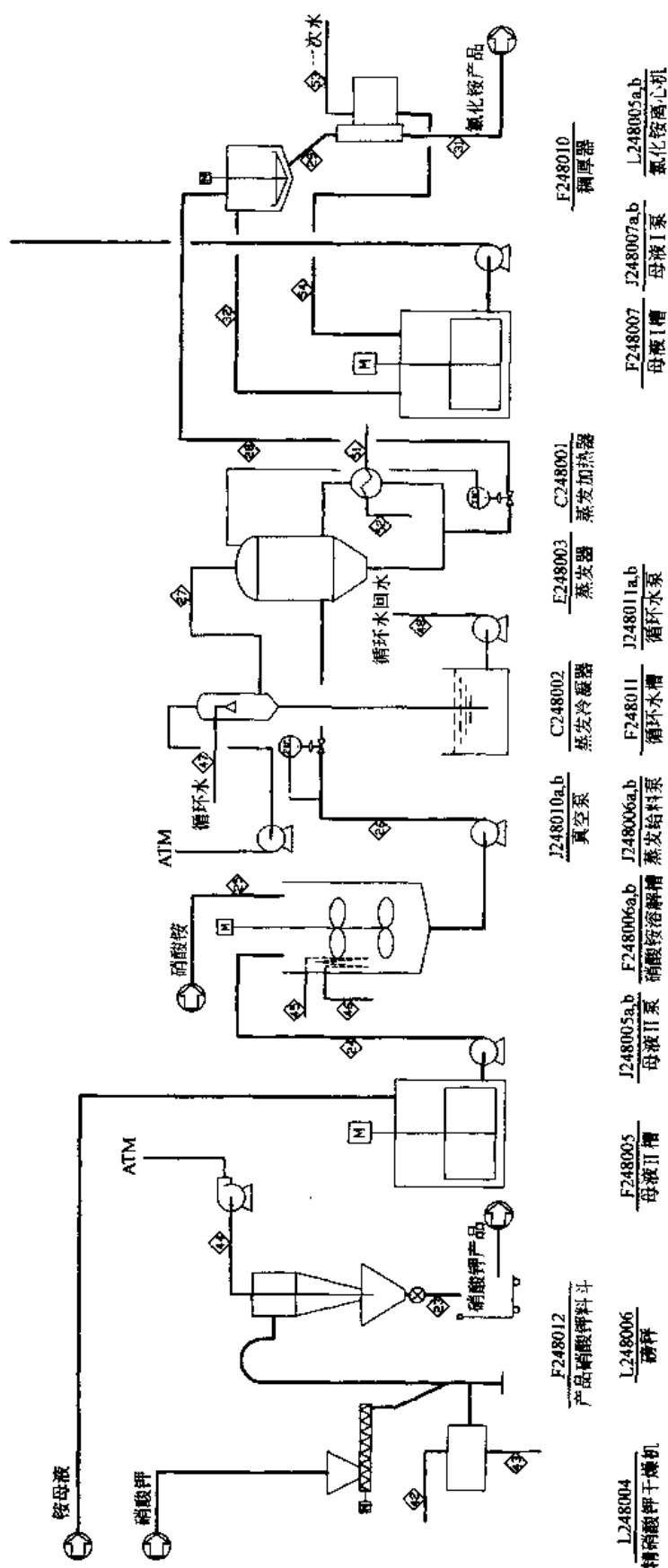


图 3.1 工艺流程图

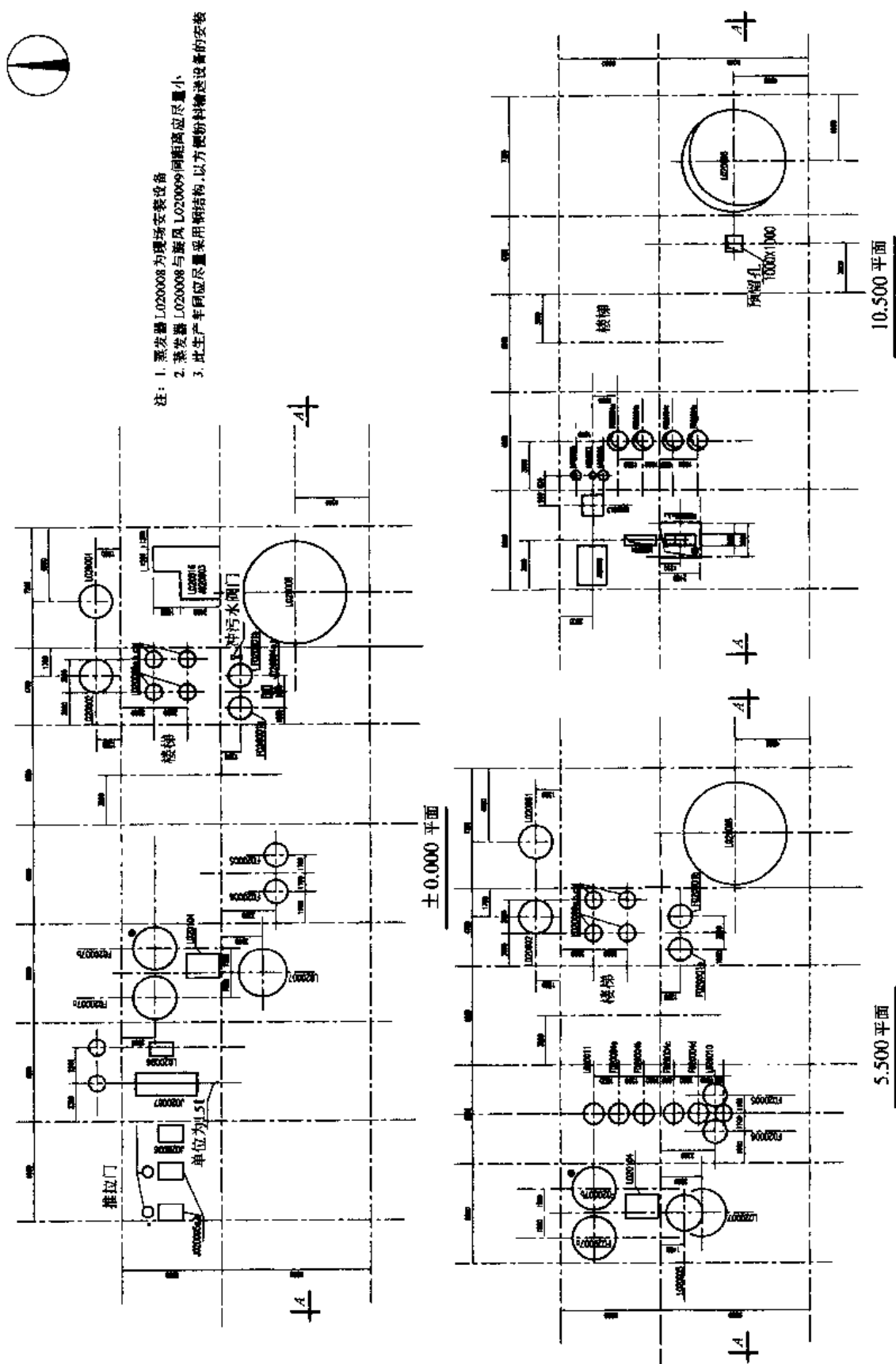


图 3.2 设备概略布置建议图 (之一)

3.5.4.2 工艺系统专业设计条件样例 (表 3.29~表 3.42、图 3.4~图 3.5)

表 3.29 压缩机条件表

压缩机名称: 二氧化碳压缩机				位号: J83612A、B			
一、压缩机工作条件							
工作介质及组成 (体积%)		流量, m ³ /h (标)		压力, MPa		温度,℃	
				进压缩机	出压缩机	进压缩机	出压缩机
CO ₂ 87.73% N ₂ 3.07%		正常	2640	0.104	13.965	40	≤125
O ₂ 0.7% H ₂ 1.34%		最大	2904	0.102	13.936	45	≤125
H ₂ O 7.16%		最小	1848	0.106	14.905	9	≤125
二、压缩机吸入及排出管道力学设计条件							
管道名称	设计温度,℃	设计压力, MPa	安全阀整定压力, MPa	接管法兰压力等级	接管连接面形式		
压缩机吸入	70	0.147		1.0MPa	HGJ47—91		
压缩机排出	170	17.787	16.17	22MPa	H12—67		
三、冷却水系统条件							
名 称	压 力, MPa		冷却器允许压降 Δ <i>p</i> , MPa	冷却水入口温度 ℃	冷却器进出口 水温差 Δ <i>t</i> ,℃		
	设 计	安全阀整定值					
进 水	0.588		0.0686	31			
回 水	0.392	0.588		41	10		
四、蒸汽轮机 (包括辅助设备) 工作及设计数据							
蒸汽或冷凝水名称	压 力, MPa					温 度,℃	
	最 大	正 常	最 小	设 计	安全阀整定值	最高工作	设 计
备 注							

表 3.30 容器接管汇总表

设备名称: 精馏塔			容器位号: E83731			容器类型: 塔器 (立式)			
设计压力: 588kPa			最高工作温度: 140℃			最小法兰等级: 1.0MPa			
容 器 接 管						管 道		附 注	修改版次
符号	用途	接管形式	公称通径	压力等级	法兰面类型	编号	类别		
A	尿液进口		DN50	22MPa	H12-67		× × ×		
B	气体出口		DN150	1.0MPa	M21-1S-858		× × ×		
C	尿液出口		DN150	1.0MPa	M21-1S-858		× × ×		
D	尿液出口		DN125	1.0MPa	M21-1S-858		× × ×		
H	手孔							带盲板	
J	蒸汽进口		DN20	1.0MPa	HGJ50-91		× × ×	蒸汽伴管设计条件 $p = 686\text{kPa}$ $T = 165^\circ\text{C}$	
K	蒸汽冷凝液出口		DN20	1.0MPa	HGJ50-91		× × ×		

表 3.31 换热器接管汇总表

设备名称			二段蒸发器			设备位号			C83742			类型			列管式（立式）							
设计压力			管程			壳程			最高工作温度			管程			壳程							
			全真空 /198kPa			1080kPa（表）						140℃			175℃							
换热器接管数据															泵关闭 压 力		最大工作 压 力		附 注		修改版次	
管 程	符号	用途	接管形式	公称通径	压力等级	法兰面类型																
	F	尿液入口		DN65	1.0MPa	HGJ46—91																
壳 程	G	蒸汽入口		DN65	2.5MPa	HGJ46—91																
	H	冷凝液出口		DN25	2.5MPa	HGJ46—91																
程																						
	I	排气口		DN15	2.5MPa	HGJ46—91																
	J	排液口		DN15	2.5MPa	HGJ46—91																

表 3.32 特殊设备接管汇总表

设备名称: 高压喷射器	特殊设备号: L83721	特殊设备类型: 喷射器
设计压力: 19.1MPa	最高工作温度:	最小法兰等级: 2.5MPa

特殊设备接管						管 道		附 注	修改版次
符号	用 途	接管形式	公称通径	压力等级	法兰面类型	编 号	类 别		
A	液氨入口		DN40	22MPa	H12—67		× × ×		
B	甲铵溶液入口		DN65	22MPa	H12—67		× × ×		
C	甲铵溶液出口		DN50	22MPa	H12—67		× × ×		
D	蒸汽夹套进口		DN15	2.5MPa	HGJ46—91		× × ×	蒸汽设计条件: p = 1176kPa T = 191℃	
E	冷凝液出口		DN15	2.5MPa	HGJ46—91		× × ×		

表 3.33 工业炉接管汇总表

设备名称: 一段转化炉	工业炉号: B66001	工业炉类型: 转化炉
设计压力: 3.14MPa	最高工作温度:	最小法兰等级: 0.25MPa

工业炉接管						管 道		附 注	修改版次
符号	用 途	接管形式	公称通径	压力等级	法兰面类型	编 号	类 别		
A	上集气总管		DN250	6.3MPa	HGJ51-91		× × ×		
B1~2	下集气总管		DN200	△	△		× × ×	△由设备专业确定	
C	烟道气出口管		DN1400	0.25MPa	HGJ45-91		× × ×		

表 3.34 泵数据汇总表

位 号	流量, m ³ /h		泵压差 (设计流量下) kPa	压力 (设计能力下)		有效 NPSH m(液柱)	最大 吸入压力 kPa	最大 关闭压力 kPa	吸 人				排 出			
	正常	设计		吸入 kPa	排出 kPa				管径 DN	管道类别	法兰等级	法兰形式	管径 DN	管道类别	法兰等级	法兰形式
J83733	6.991	8.04	193	101	294	4.13	148	380	80	× × ×	1.0MPa	HGJ46—91	65	× × ×	1.0MPa	HGJ46—91
J83734A、B	3.148	3.778	285	966	1 251	27.8	996	1339	50	× × ×	1.0MPa	HGJ46—91	40	× × ×	2.5MPa	HGJ46—91
J83773A、B	1.413	1.766	501	101	602	6.83	148	750	40	× × ×	1.0MPa	HGJ46—91	25	× × ×	1.0MPa	HGJ46—91

表 3.35 设备标高及泵的 NPSH 表

室外地面标高(m):100.00																			
容器或冷凝器		泵或再沸器			初步的		协商的		设备最低 管口尺寸 mm	研究版			最终 标高 m	支架 标高 m	支架 类型	最终有效 NPSHa m	最终需要 NPSHr m	备 注	版 次
位号	形式	位 号	基础或 底线标高 m	NPSH m	标高 m	NPSH m	标高 m	NPSH m		布置阶段 m	标高 m*								
①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩	⑪	⑫	⑬	⑭	⑮	⑯	⑰	⑱		
F83732	立式	J83731A、B	100.500	9.16	114.600														
E83734	立式	J83734A、B	113.000	27.8	142.000														
F83771	立式	J83771A、B	100.200	8.93	101.000														
C83778	立式	J83776A、B	100.300	5.38	106.500														

* 立式容器标高按底部切线为准;卧式容器标高按壳体的底线为准。

表 3.36 管道壁厚计算表

工 艺 系 统										管 道 力 学				管 道 材 料		版 次		
管 道		管 道 说 明				设计条件	温度 ℃	压力 MPa	事故类型	材料	许用应力 MPa	计算压力 MPa	最小计算 厚度,mm	腐蚀裕度	管道规格			
编 号	公称通径	类型	介质	来 自	至									mm	需要 选用			
COO-0101	DN350	× × ×	V	界 区	F83611	工况 1	40	0.104										
						工况 2(事故)	70	FV/0.245	I									
COO-0115	DN150	× × ×	V	材质分界线	SP-01	工况 1	110	ATM										
						工况 2(事故)	170	1.078	I									
U-0203	DN150	× × ×	L	E83731	C83731E	工况 1	110	0.294										
						工况 2(事故)	150	0.686	I									
CB-0211	DN100	× × ×	L	F83732E	J83731A	工况 1	75	0.650										
						工况 2(再生)	580	0.215	连续 48h									
						工况 3(事故)	110	0.755	I									

表 3.37 用水及排水条件表

序 号	车间 (工段) 名称	设备名称	水之用途	用水量及其要求										备 注
				用水量, m ³ /h				水质要求			需水情况			
				平 均		最 大		水温 ℃	浊度 ×10 ⁻⁶	化学成分	进 水 口 水 压 m	连续及间断 情 况	进 水 口 位 置 及 标 高	
				I 期	II 期	I 期	II 期							

- 注: 1. “设备名称”及“水之用途”栏可只填主要设备及主要用途。
 2. 水温指最高计算温度。
 3. 进口水压系指进水管在 100.000 点的压力。
 4. “污水成分”亦可填写“COD”和“BOD”的总含量,单位为 mg/L。
 5. 生活及消防用水条件由主导专业汇总提出。若自生产用水上引接时应加以说明。

表 3.38 软水及脱盐水处理条件表

序号	车间(工段)名称	用途	使用班数	需用量, m ³ /h				车间入口水压要求 MPa	水温 ℃	水质要求				备 注
				I 期		II 期				锅炉主要参数 (压力、容量)	pH 值	电导率 μS/cm	SiO ₂ mg/L	
				平均	最大	平均	最大							
①	⑧	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩	⑪	⑫	⑬	⑭	⑮

注: 1. 供应间断时引起的情况(发生事故或减产等)应在备注栏内说明。

2. 在详细工程设计阶段, 5~8 栏可作适当的调整, 但调整幅度不能影响设计订货要求。

3. 化工用水有特殊要求时, 可填写在备注栏(15 栏)内。一般按锅炉给水条件填写。

表 3.39 蒸汽及冷凝水条件表

序 号	车间(工段) 名 称	蒸汽用途	使用班数	用汽等级	车间人口处		蒸汽用量, t/h						冷凝水回收					备 注	
					蒸汽压力 MPa	蒸汽温度 ℃	I 期		II 期				回收量 t/h	温度 ℃	送出压力 MPa	送出方式			水质
							冬季 平均	最大	夏季 平均	最大	平 均	最 大							
①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩	⑪	⑫	⑬	⑭	⑮	⑯	⑰	⑱		

说明: 1. 第 5 栏: I 级——不允许间断供汽; II 级——允许短时间的间断供汽。第 7 栏: 如系饱和蒸汽, 可不填温度, 注明饱和蒸汽。

2. 第 14 栏: 只考虑除去工艺加热过程中可能损失的蒸汽量(如除去直接蒸汽加热、工艺上用去的一部分冷凝水和漏汽量等)。

3. 第 17 栏: 送出方式填明是连续回收, 或是间断回收及间断时间和自流, 还是加压回水。

4. 第 18 栏: 填写洁净回水(指没有任何工艺物料污染的冷凝水, 可直接再用于锅炉的补充水)和有污染用水, 污染回水水质应在备注栏中注明其组成情况。

表 3.40 压缩空气、氮气条件表

序号	用气车间(工段)名称	控制温度 (露点)℃	用气压力 kPa	使用班数	用气等级	需用量, m ³ /h(标)			质量要求	备 注
						平均	最大	事故		
①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩	⑪

注: 1. 第6栏: 用气等级填Ⅰ级(为不允许间断的); Ⅱ级(为允许短时期间断的)。

2. 气的用途应在备注栏中注明。

表 3.41 界区条件表

序 号	位置 ^①	界 区 内				流 体 介 质	状 态 ^②	起 止 点		界区正常流量条件						界区设计流量条件					输送 特性 (连续 或 间断)	备 注
		管道号	管 道		绝 热 层 厚 度 mm			来 处	去 处	流量	液体 用相对 密度, 气体用 分子量	在右栏温度 下的粘度 mPa·s	温 度 ℃	压力 (接点处) × 10 ⁵ Pa	流 量	液体 用相对 密度, 气体用 分子量	在右栏 温度下 的粘度 mPa·s	温 度 ℃	压力 (接点处) × 10 ⁵ Pa			
			材料 类别	外径 × 壁厚																		
1	A	CCC-0101	× × ×	φ377 × 10	二氧化碳	G	外管	CO ₂ 压缩厂房	2640	41.01	0.016	40	1.06	2904	41.01	0.015	45	1.08	连续			
2	A	AML-0101	× × ×	φ57 × 3.5	液氮	L	外管	尿素框架	7.1	0.595	0.136	30	17.65	7.8	0.595	0.114	40	17.65	连续			
3	A	MS-0101	× × ×	φ133 × 4	中压蒸汽	G	外管	尿素框架	7 337	18	0.0177	233	24.52	8516	18	0.0177	233	24.52	连续			
4	U/A	CWS-0101	× × ×	φ273 × 6	冷却水	L	地下管网	CO ₂ 压缩厂房	121	0.995	0.78	31	4.9	133	0.99	0.78	31	4.9	连续			
5	A	PA-0201	× × ×	φ38 × 3	工厂空气	G	外管	CO ₂ 压缩厂房	12	28.9	0.018	常温	6.86	15	28.9	0.018	常温	7.84	间断			

① A 表示地面上, U 表示地下;

② L 表示液体, G 表示气体。

说明: 正常流量和设计流量: 气体用 m³/h(标); 液体和蒸汽用 kg/h; 特殊单位需注明。

表 3.42 设备绝热条件汇总表

设备位号	设备名称	工 作 条 件				伴管(或夹套)		绝 热		备 注
		正 常		设 计		长度 m	管径(外径) mm	类型	厚度 mm	
		压力 MPa	温度 ℃	压力 MPa	温度 ℃					
C83721	高压热交换器	2.06	214	2.86	229			H ₄	140	室外
D83721	尿素合成塔	13.63	183	15.8	198			H ₃	120	室外
F83732	尿液槽	0.451	148	0.686	164	88.4	18	H ₁	80	室外
F83742	二段蒸发分离器	0.451	148	0.686	164	362	18	H ₂	100	室外
										鼠笼 蛇形

鼠笼

蛇形

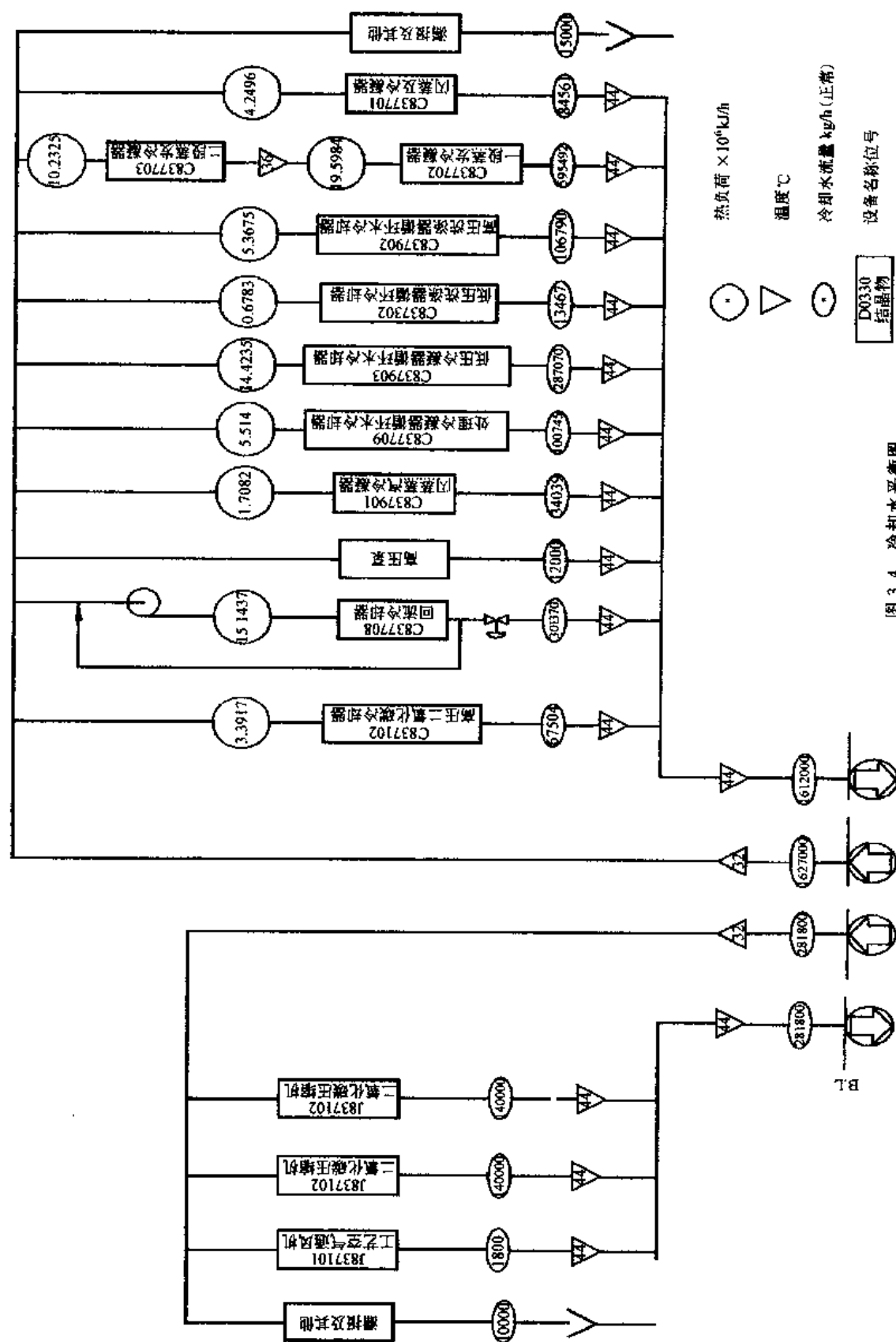


图 3.4 冷却水平衡图

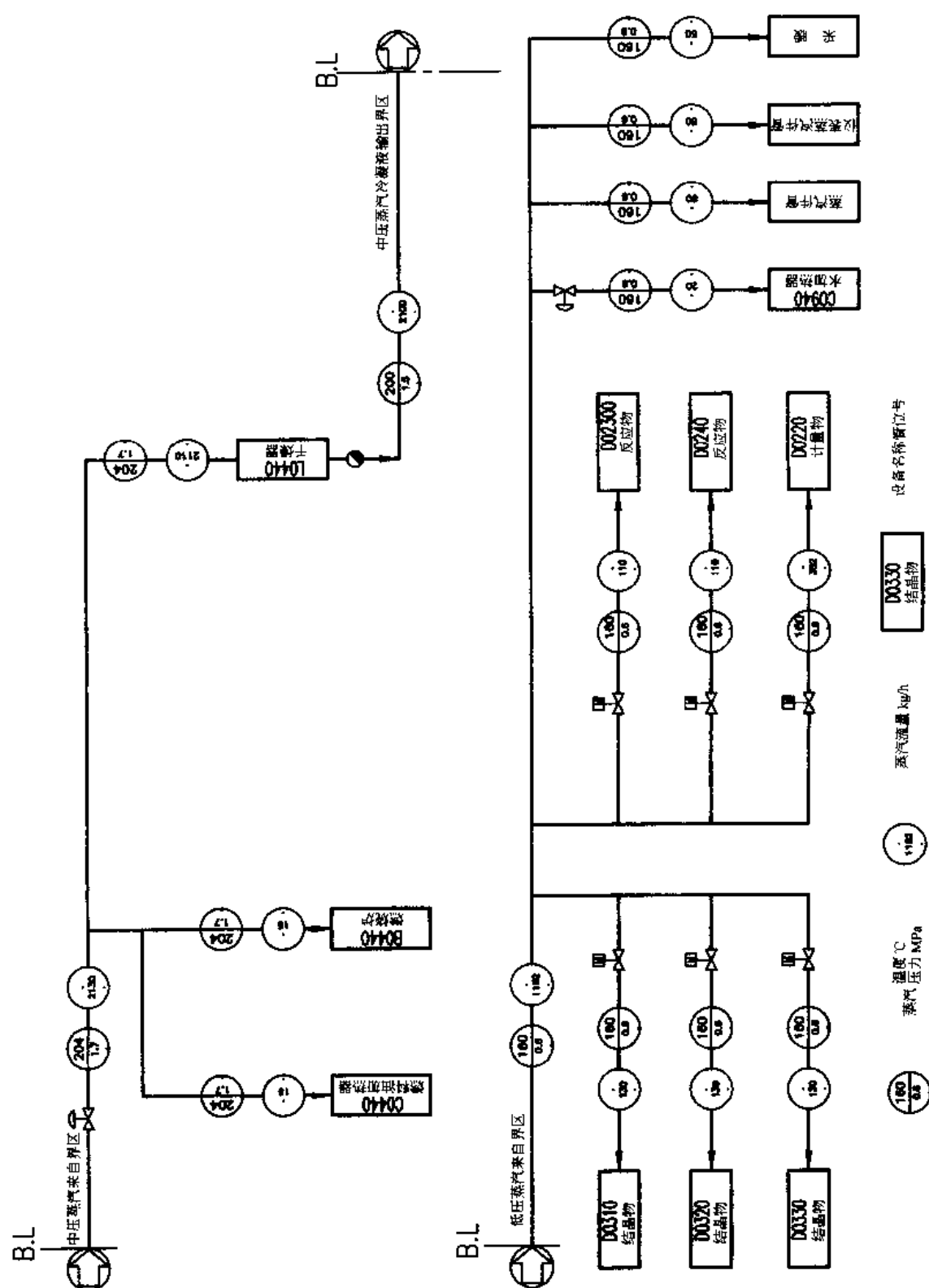


图 3.5 蒸汽平衡图

3.6 设计成品文件

同设计条件说明一样,本节也同样只涉及基础工程设计和详细工程设计阶段的设计成品文件。在基础工程设计阶段,由于工艺专业几乎所有的最终设计成品文件内容都与该阶段的设计条件相同,因此本节不再专门对基础工程设计阶段工艺专业的设计成品文件编制进行说明,详见工艺专业设计条件编制说明。在详细工程设计阶段,工艺专业的主要设计成品文件只有工艺设备表,该表也是在基础工程设计阶段工艺设备表的基础上进行深化。在基础工程设计阶段,工艺系统专业的设计成品文件内容也与该阶段的设计条件内容基本相同,或与详细工程设计阶段设计成品文件内容大致相同(只是深度不同),因此,本节只对工艺系统专业详细工程设计阶段设计成品文件(最终版)如何编制进行说明。

3.6.1 设计成品文件内容

3.6.1.1 工艺专业编制的设计成品文件内容

(1) 基础工程设计阶段

- 工艺说明书
- 工艺设备表
- 工艺流程图
- 物料平衡表
- 原材料及公用工程消耗指标
- 工艺数据表(各种)
- 工艺控制要求
- 安全备忘录

(2) 详细工程设计阶段

- 对基础工程设计阶段设计成品文件的修改部分(如果有的话)
- 工艺设备表

3.6.1.2 工艺系统专业编制的设计成品文件内容

(1) 基础工程设计阶段

- 管道仪表流程图
- 管道命名表
- 泵数据汇总表
- 安全阀和爆破板数据表
- 设备接管汇总表
- 工艺水、蒸汽平衡图
- 特殊管件数据表
- 设备和管道的绝热类型与厚度
- 界区接点条件表

(2) 详细工程设计阶段

- 管道仪表流程图
- 管道命名表
- 限流孔板汇总表
- 安全阀采购数据汇总表
- 爆破片采购数据表
- 疏水阀采购数据汇总表
- 特殊管件数据表
- 特殊管件汇总一览表

3.6.2 工艺系统专业主要设计成品文件编制

3.6.2.1 管道仪表流程图(见图3.6)

(1) 概述

管道仪表流程图是借助统一规定的图形符号和文字代号,用图示的方法把化工装置所必须的全部设备、仪表、管道、阀门及主要管件,按其各自功能,以满足工艺要求,经安全和经济分析表示出来。

管道仪表流程图包括工艺管道仪表流程图和公用工程管道仪表流程图。其中公用工程管道仪表流程图又可分为公用工程(如锅炉系统、空分装置、压缩空气站、冷冻站、循环水系统等)发生管道仪表流程图和公用工程分配管道仪表流程图。

(2) 管道仪表流程图的主要设计内容

管道仪表流程图是进行管道设计和工艺控制设计的依据。工艺流程对管道设计的一切要求都反应在管道仪表流程图中。管道仪表流程图要清楚地标示出设备、管线、仪表等方面的内容和数据。

① 设备

a. 设备名称和位号 标示出全部与工艺生产有关的设备、机械和驱动机(含在线备用设备),并标示出设备位号和名称。

b. 成套供应设备 对于由厂商成套供应的设备或机组(如压缩机组、冷冻机组、空分机组等),要用双点画线画出成套供应的框线。在框线范围内,所有附属设备和仪表(有时还包括管道)都随主机供应。

c. 设备规格 注明设备的主要规格和参数,该规格和参数是设计值,如泵应注明流量、扬程;容器和塔

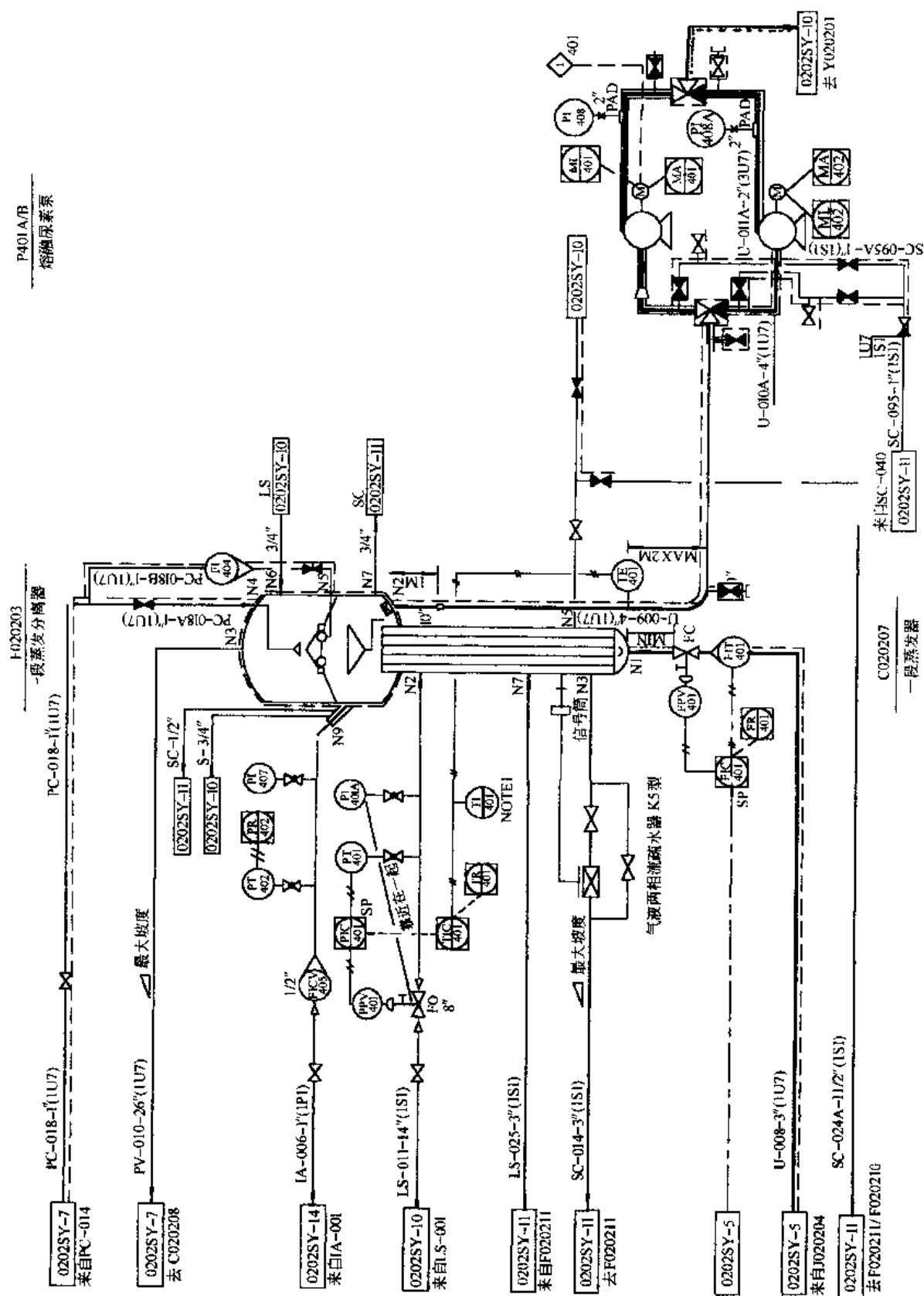


图 3.6 管道仪表流程图

		管道符号			
		<div><div><div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></</div></div></div></div>			

图 3.6 管道

仪 表 符 号		仪 表 字 母 识 别																																																																																																																																																																											
<div><div><div>——</div><div>工艺连接线或机械连接线</div></div><div><div>- - - -</div><div>气动信号线或气源</div></div><div><div>——//——</div><div>电动信号线,电源或计算机信号线</div></div><div><div>—x—x—x—</div><div>毛细管线(填充系统)</div></div><div><div></div><div>控制阀</div></div><div><div></div><div>控制阀(带手轮)</div></div><div><div></div><div>自力式压力控制阀</div></div><div><div></div><div>安全阀(压力)</div></div><div><div></div><div>安全阀(真空)</div></div><div><div></div><div>设备自带液位计</div></div><div><div></div><div>电磁流量计</div></div><div><div></div><div>文丘里管或喷嘴流量计</div></div><div><div></div><div>转子流量计</div></div><div><div></div><div>皮托管或阿牛巴</div></div><div><div></div><div>孔板流量计</div></div></div> <div><div></div><div>就地仪表</div></div> <div><div></div><div>盘前安装</div></div> <div><div></div><div>盘后安装</div></div> <div><div></div><div>就地盘前安装</div></div> <div><div></div><div>就地盘后安装</div></div> <div><div></div><div>管线安装仪表</div></div> <div><div></div><div>DCS 控制仪表</div></div> <div><div></div><div>伴热仪表</div></div> <div><div></div><div>来自或去仪表控制逻辑,停车系统和/或联锁</div></div>		<table><tr><th rowspan="2"></th><th colspan="2">第一位字母</th><th colspan="3">后继字母</th></tr><tr><th>分析变量 或引发变量</th><th>修饰词</th><th>读出功能</th><th>输出功能</th><th>修饰词</th></tr><tr><td>A</td><td>分析</td><td></td><td>报警</td><td></td><td></td></tr><tr><td>B</td><td>烧喷,火焰</td><td></td><td>供选用</td><td>供选用</td><td>供选用</td></tr><tr><td>C</td><td>电导率</td><td></td><td></td><td>控制</td><td></td></tr><tr><td>D</td><td>密度或比重</td><td>差</td><td>差</td><td></td><td></td></tr><tr><td>E</td><td>电压,电动势</td><td></td><td>检测元件</td><td></td><td></td></tr><tr><td>F</td><td>流量</td><td>比值</td><td></td><td></td><td></td></tr><tr><td>G</td><td>表</td><td></td><td>视镜,观察</td><td></td><td></td></tr><tr><td>H</td><td>手动</td><td></td><td></td><td></td><td>高</td></tr><tr><td>I</td><td>电流</td><td></td><td>指示</td><td></td><td></td></tr><tr><td>J</td><td>功率</td><td></td><td></td><td></td><td></td></tr><tr><td>K</td><td>时间或时间顺序</td><td></td><td></td><td>操作器</td><td></td></tr><tr><td>L</td><td>物位</td><td></td><td>灯</td><td></td><td>低</td></tr><tr><td>M</td><td>水分或温度</td><td></td><td></td><td></td><td>中,中间</td></tr><tr><td>N</td><td>供选用</td><td></td><td>供选用</td><td>供选用</td><td>供选用</td></tr><tr><td>O</td><td>供选用</td><td></td><td>节流孔</td><td></td><td></td></tr><tr><td>P</td><td>压力或真空</td><td></td><td>连接点 测试点</td><td></td><td></td></tr><tr><td>Q</td><td>数量</td><td>积累或累计</td><td></td><td></td><td></td></tr><tr><td>R</td><td>核辐射</td><td></td><td>记录</td><td></td><td></td></tr><tr><td>S</td><td>速度或频率</td><td>安全</td><td></td><td>开关,联锁</td><td></td></tr><tr><td>T</td><td>温度</td><td></td><td></td><td>传送</td><td></td></tr><tr><td>U</td><td>多变量</td><td></td><td>多变量</td><td>多变量</td><td>多变量</td></tr><tr><td>V</td><td>振动</td><td></td><td></td><td>阀,风门 百叶窗</td><td></td></tr><tr><td>W</td><td>重量或力</td><td></td><td>套管</td><td></td><td></td></tr><tr><td>X</td><td>未分类</td><td>X轴</td><td>未分类</td><td>未分类</td><td>未分类</td></tr><tr><td>Y</td><td>供选用</td><td>Y轴</td><td></td><td>继电器或 计算器</td><td></td></tr><tr><td>Z</td><td>位置</td><td></td><td></td><td>驱动器,执行机构或未 分类的最终 执行元件</td><td></td></tr></table>						第一位字母		后继字母			分析变量 或引发变量	修饰词	读出功能	输出功能	修饰词	A	分析		报警			B	烧喷,火焰		供选用	供选用	供选用	C	电导率			控制		D	密度或比重	差	差			E	电压,电动势		检测元件			F	流量	比值				G	表		视镜,观察			H	手动				高	I	电流		指示			J	功率					K	时间或时间顺序			操作器		L	物位		灯		低	M	水分或温度				中,中间	N	供选用		供选用	供选用	供选用	O	供选用		节流孔			P	压力或真空		连接点 测试点			Q	数量	积累或累计				R	核辐射		记录			S	速度或频率	安全		开关,联锁		T	温度			传送		U	多变量		多变量	多变量	多变量	V	振动			阀,风门 百叶窗		W	重量或力		套管			X	未分类	X轴	未分类	未分类	未分类	Y	供选用	Y轴		继电器或 计算器		Z	位置			驱动器,执行机构或未 分类的最终 执行元件	
	第一位字母		后继字母																																																																																																																																																																										
	分析变量 或引发变量	修饰词	读出功能	输出功能	修饰词																																																																																																																																																																								
A	分析		报警																																																																																																																																																																										
B	烧喷,火焰		供选用	供选用	供选用																																																																																																																																																																								
C	电导率			控制																																																																																																																																																																									
D	密度或比重	差	差																																																																																																																																																																										
E	电压,电动势		检测元件																																																																																																																																																																										
F	流量	比值																																																																																																																																																																											
G	表		视镜,观察																																																																																																																																																																										
H	手动				高																																																																																																																																																																								
I	电流		指示																																																																																																																																																																										
J	功率																																																																																																																																																																												
K	时间或时间顺序			操作器																																																																																																																																																																									
L	物位		灯		低																																																																																																																																																																								
M	水分或温度				中,中间																																																																																																																																																																								
N	供选用		供选用	供选用	供选用																																																																																																																																																																								
O	供选用		节流孔																																																																																																																																																																										
P	压力或真空		连接点 测试点																																																																																																																																																																										
Q	数量	积累或累计																																																																																																																																																																											
R	核辐射		记录																																																																																																																																																																										
S	速度或频率	安全		开关,联锁																																																																																																																																																																									
T	温度			传送																																																																																																																																																																									
U	多变量		多变量	多变量	多变量																																																																																																																																																																								
V	振动			阀,风门 百叶窗																																																																																																																																																																									
W	重量或力		套管																																																																																																																																																																										
X	未分类	X轴	未分类	未分类	未分类																																																																																																																																																																								
Y	供选用	Y轴		继电器或 计算器																																																																																																																																																																									
Z	位置			驱动器,执行机构或未 分类的最终 执行元件																																																																																																																																																																									
管道材料等级		仪表缩写		说 明																																																																																																																																																																									
<div><div>BB</div><div><div><div>—</div><div>管道材质</div></div><div>A—碳钢镀锌</div><div>B—碳钢</div><div>N—碳钢衬 PTFE</div></div><div><div><div>—</div><div>压力等级</div></div><div>B—1.0MPa</div><div>C—1.6MPa</div><div>D—2.5MPa</div><div>E—4.0MP</div></div></div>		<div><div>ES 电源</div><div>AS 气源</div><div>E 电压信号</div><div>FC 故障关</div><div>FI 故障居中</div><div>FL 故障锁定</div><div>FL/DC 故障锁定/慢关</div><div>FL/DO 故障锁定/慢开</div><div>FO 故障开</div><div>I 电流信号</div><div>MV 测量值</div><div>P 气动信号</div><div>R 电阻信号</div></div>		<div><div>1. 为了进行水压试验,应设高点放空,低点导淋,接 PID 上表示</div><div>2. 换热器及转动设备应设排气口和排液口, PID 上未表示</div><div>3. 所有排到大气的释放阀管线,应在低点设一个 1/2" 的泄水孔</div><div>4. 释放阀进口和出口管线应无凹形管</div></div>																																																																																																																																																																									

仪表流程图 (续)

类应注明直径和长度(高度);换热器应注明换热面积或热负荷。

d. 接管 以英文大写字母注明设备、机械上的所有管口和阀门及其尺寸。

e. 设备类别特征及内部、外部构件 按规定的符号标示出设备类别特征,标示出塔类、换热器类等设备的内部基本形式、特征构件以及设备的外部构件。

f. 标高 对安装高度有要求的设备,在管道仪表流程图上必须标出设备要求的最低标高或设备间相对标高。

g. 驱动装置 泵、风机和压缩机的驱动装置要注明驱动机类型,对搅拌设备应注明搅拌形式。

h. 泄放条件 注明设备和管线的放空或放净去向。

② 管线

a. 管线规格 所有的工艺、公用工程管道都要注明管线号、管径、管道等级和介质流向。管径以公称尺寸表示。若同一管线使用了不同等级的材料,应在管道仪表流程图上应注明管道等级的分界点。

b. 间断使用管线 注明间断使用的开车、吹扫、清理、停车等管线。

c. 阀门 表示出所有的阀门,并用图例示出阀门的形式。若阀门尺寸或压力等级与管线的不一致,应予注明。

正常运行时常闭的阀门或需要保证开启或关闭的阀门要以“常闭”、“铅封开”、“铅封闭”等注明。

d. 管线的衔接 管线进出管道仪表流程图,注明其所关联的管道仪表流程图图号及设备位号或管线号。

e. 管线接口 标示出试车、开车及停车用的放空口、放净口、蒸汽吹扫口、冲洗口等。

f. 伴热管 标示出蒸汽伴热管、电伴热管、夹套管及保温管等。

g. 管件 标示出各种管路附件,如过滤器、盲板、补偿器、疏水器、软管、非标管件等,并注明尺寸和编号。

h. 取样点 注明取样点的位置、取样冷却器以及编号和接管尺寸。

i. 特殊要求 注明管线的坡度、对称布置和液封高度。

j. 成套供货设备接管 标示出与成套供货设备相连的连接点,并注明设备随带的管线和阀门与工程给料管线的分界点。

③ 仪表与仪表管线

a. 在线仪表尺寸 当在线仪表与管线尺寸不同时,对在线仪表尺寸应予注明。

b. 检测点 标示检测仪表的引出位置或尺寸要求。

c. 调节阀 注明调节阀及其旁通阀尺寸,调节阀是否可手动操作。标明气源或电源故障时,阀门的开启状态。

d. 安全阀 注明安全阀的连接尺寸和整定压力值。

e. 仪表符号及编号 表示出所有的控制仪表,并对所有的仪表进行编号。用图例示出仪表的功能参数。

f. 仪表讯号 标示出仪表的电动、气动信号的连接。

g. 冲洗和吹扫 表示出仪表的冲洗和吹扫要求。

(3) 管道仪表流程图的经济性

管道仪表流程图中的设备、管线和仪表的多少和系统的复杂程度与化工装置的投资成比例,因此必须用最经济的方法达到装置的技术要求,以控制装置的投资。

可通过对设备和管道材料的选用、设备和管道绝热、管线尺寸的大小、仪表精度及控制方式、设备功能的实现方式等方面的控制来实现对装置投资的控制。

(4) 管道仪表流程图的安全性

在进行管道仪表流程图设计时,要特别注意和考虑与化工生产安全有关的问题。因此,必须进行系统的安全分析,并对可能存在的不安全因素加以解决。

安全分析内容主要包括:操作分析(开车、停车、正常开车和质量控制)、维修分析(维修的方式、程序、设施)、人身安全分析(安全保护和救护设施及措施)、故障状况分析(设备及单元系统)、紧急停车安全分析(紧急停车方法和程序、管线、仪表、供电、紧急停车后的再开车)、管道安全分析(材料、阀门形式与位置、物料性质)、仪表安全分析(操作环境、物料性质、仪表精度、安装要求)及其他安全分析(绝热、安全阀或爆破片、消防)。

(5) 管道仪表流程图实例

管道仪表流程图实例见图 3.6。

3.6.2.2 管道命名表

管道命名表是管道仪表流程图有机组成部分,其随着管道仪表流程图是完善和深化而完善和深化。管道命名表见表 3.43。管道命名表内容及填写要求如下。

(1) 管道说明

管道编号一般由介质代号、工序代号、管道顺序号组成;管道尺寸为管道公称直径,其规格为管外径与壁厚;用文字说明液体介质名称;用设备位号或基本管道号说明管道起止点;说明管道所在的管道仪表流程图图号。

(2) 操作条件

① 正常操作温度和压力 正常操作温度和压力为正常操作时的最高(低)温度和最大压力。

② 事故或短期变化 填写温度和压力的变化值及变化时间。根据温度和压力变化的持续时间确定事故或短期变化的类型,确定最苛刻条件的过载压力和温度下的材料允许超应力值。

(3) 设计条件

① 介质类型 介质类型分为 A(剧毒)、B(易燃或有毒介质)、C(易燃无毒介质)、D(一般介质)类。

② 设计温度和设计压力 设计温度和设计压力以相互对应的最苛刻组合条件确定。可分为金属管道(不保温、外保温、内保温)、非金属管道和非金属管道衬里管道、输送 A 类液体管道几种情况确定。

(4) 现场试压

① 试验介质 常用洁净水、空气或非可燃性气体作试验介质。

② 试验压力 分受内压管道、外压管道和管道与容器作为一个系统三种流体静压试验,以及气压试验、严密性试验、代替试验几种情况。

(5) 绝热与涂漆

根据管道材料控制专业的要求填写。

3.6.2.3 限流孔板汇总表(表 3.44)

3.6.2.4 安全阀采购数据汇总表(表 3.45)

表 3.45 安全阀采购数据汇总表

序 号		1	2	3	4	5
安全阀编号		SV0102	SV0111	SV0105		
安全阀型号		A41H-25	A41H-16C	A41W-16P		
需要数量		4	1	1		
安装位置		AML-0102	MS-0111	E83734		
流体介质		液氨	蒸汽	CO ₂ 、NH ₃ 、H ₂ O		
整定压力, MPa		2.3	1.18	0.98		
初始背压, MPa		0.101	0.101	0.101		
工作温度,℃		30	175	80		
安全阀尺寸		DN25	DN80	DN25		
阀座喉部直径, mm		20	65	20		
入 口	法兰面	凹面	平面对焊	凹面平焊		
	压力等级	2.5MPa	1.6MPa	1.6MPa		
出 口	法兰面	凹面	平面对焊	凹面平焊		
	压力等级	2.5MPa	1.0MPa	1.0MPa		
阀门材料	阀体	C.S.	C.S.	304		
	阀芯	2Cr13	2Cr13	304		

注: 1. 要求制造厂安全阀出口带配对法兰。

2. 要求制造厂将 SV0102 进出口法兰按 HGJ 51—91 加工成凹面法兰。

3. 要求制造厂将 SV0105 进出口法兰按 HGJ 47—91 加工成凹面法兰。

3.6.2.5 爆破片采购数据表 (表 3.46)

表 3.46 爆破片采购数据表

爆破片编号		爆破片数量	
设备名称 (管道号)			
设备 (管道) 正常工作条件:			
爆破片正面受压压力	MPa	爆破片正面工作温度	℃
爆破片背面受压压力	MPa	爆破片背面工作温度	℃
系统有无真空或负压过程			
设备 (管道) 设计条件:			
设计压力	MPa	设计温度	℃
工作介质名称及状态 (气、液、多相)			
工作条件下的介质性质			
粘度	mPa·s	凝固点	℃
		腐蚀性	
要求爆破压力及允许误差		MPa	
要求爆破温度		℃	
排放口公称通径 DN		mm	
初选爆破片材料			
初选爆破片类型、型号			
安装夹持器的法兰标准、型号、规格			
夹持器使用的材料			
上夹持器		下夹持器	
其他要求			

3.6.2.6 疏水阀采购数据汇总表 (表 3.47)

表 3.47 疏水阀采购数据汇总表

序 号		1	2	3	4	5
疏水阀编号		T0202	T0203	T0204		
疏水阀型号 ^②		CS49bOH-16	CS49bOH-16	S41H-16C		
需要数量		6	2	1		
安装位置		设备伴管 ^①	LC-0216	LC-0264		
冷凝液负荷, kg/h		12.5	3.0	1581		
安全系数		3	5	2		
连续流量冷凝液负荷×安全系数, kg/h		37.5	15	3162		
入口压力 MPa	最 大	0.451	0.882	0.451		
	最 小					
压差 MPa	最 大	0.35	0.781	0.35		
	最 小	0.284	0.715	0.294		
饱和温度,℃		148	148	148		
疏水阀	孔 径					
	压力等级					
壳体材料		铸铁	铸铁	铸碳钢		
疏水阀 接管	公称通径	DN15	DN20	DN25		
	压力等级	PN1.6	PN1.6	PN1.6		
	连接形式	螺纹	螺纹	平焊		

① 指 F83742、E83731、F83741、F83731、F83799、F83732 等 6 台设备的伴管。
② CS49bOH-16 为 ××× 厂生产的圆盘式疏水阀, S41H-16C 为 ××× 厂生产的自由浮球式疏水阀。

3.6.2.7 特殊管件数据表

本表供管道材料控制专业编制采购通知单使用。特殊管件一般包括过滤器、视镜、安全淋浴器、洗眼器、特殊阀门、消声器等，特殊管件数据表可分为三种，分别见表 3.48～表 3.50。

表 3.48 特殊管件数据表（一）

名 称	Y 型过滤器		
数 量	2 个		
位号或标签号	SP02-0202		
安装位置	高压氨基甲酸铵泵输入端		
用途与使用条件			
用途	液体氨基甲酸铵过滤之用		
流量	42.3m³/h		
介质名称	氨基甲酸铵		
相对密度	1.25	膨胀系数	1.0
分子量	22.4		
低温下粘度	2.2mPa·s		
最大工作压力（事故压力）	15.4（18.6）MPa（表）		
最高工作温度（事故温度）	95（110）℃		
	泵关闭的压力	17.0MPa（表）	
制 造 厂			
尺 寸	金属丝过滤网 用大约 1.5mm 网孔的方格，丝径约 0.45mm		
型 号	自由面积：大约为泵接管内横截面的 4 倍		
端面连接	等级 PN22MPa 法兰面 透镜面		
材 料			
	壳体	不锈钢	
	内件	不锈钢	

注：1. 不允许用铜和铜合金。
2. 过滤器必须用整体材料加工。

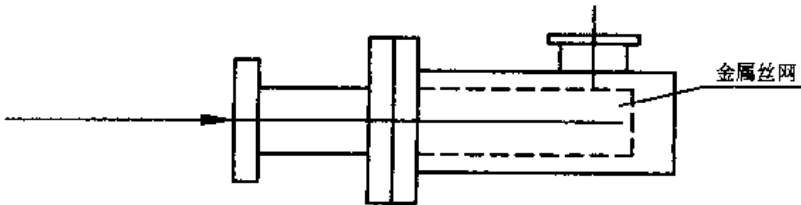
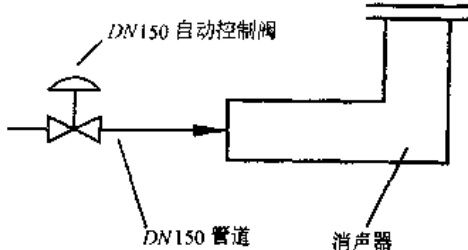


表 3.49 特殊管件数据表 (二)

名 称	安全喷淋洗眼器
数 量	4 套
位号或标签号	SP11-0101
安装位置	厂房内 100.000、107.000、114.500、122.000 标高的楼面上
用途与使用条件	介质:原水
	温度:32℃
	压力:0.4MPa
制 造 厂	×××××
尺 寸	DN40
型号(产品)	
说明或要求	事故时冲洗眼睛及淋浴
备 注	

表 3.50 特殊管件数据表 (三)

名 称:	消声器	分类号或标签号:SP06-0101	数量:1 个
用 途:	中压蒸汽总管放空噪声控制		
蒸汽条件:	蒸汽温度 320℃,流量为 90700kg/h,分子量=18		
	通过一个 DN150 自动控制阀放空,阀前压力为 3.75MPa(表)。		
工作条件:	蒸汽排放到大气每年大约有 6 次,每次持续时间约 1 个星期,消声器应能满足上述条件,通过消声器的压力降不超过 0.0343MPa。		
进 口 管:	DN150		
安装简图			
设计说明:	<ol style="list-style-type: none">1. 消声器设计为卧式,如图所示。2. 消声器承受风压为 600Pa。3. 壳体和排出封头壁厚不小于 6mm。4. 设计条件下排出流速不大于 80m/s。5. 消声器排出封头开孔面积不超过封头总面积的 50%。6. 消声器应有安装支座和自流排污接管口。7. 不允许使用铜和含铜合金材料。8. 所有吸声材料应采用不锈钢。		
声学数据:	<ol style="list-style-type: none">1. 在离地面上 1.5m 和以消声器为中心水平距离 9m 处测出的噪声水平应不超过下列数值:		
频率 赫兹[Hz]	分贝[dB(A)]		
20~75	105		
75~150	98		
150~300	93		
300~600	91		
600~10000	91		

续表

2. 为了设计消声器,给出在不放空时该处噪声水平数值:

频率 赫兹[Hz]	分贝[dB(A)]
20~75	92
75~150	90
150~300	88
300~600	86
600~1200	87
1200~2400	88
2400~4800	87
4800~10000	86

3. 第2部分的噪声水平和消去后的放空噪声水平的总和应不超过第一部分所示的测出数值。

4. 如果在测定点测出的数值等于或低于上述值,则这个消声器才算合格。制造者要供应3套制造图。

3.6.2.8 特殊管件汇总一览表(表3.51)

表 3.51 特殊管件汇总一览表

SP 一览表					
位 号	名 称	安 装 位 置	所在 PI 图图号	数 量	备 注
SP-301	挠性软管	L92501 料浆进口	8718-925A1-2	1	
SP-302	挠性软管	L92501 气氛进口	8718-925A1-2	1	
SP-304	膨胀节	J92501A 料浆泵进口	8718-925A1-2	1	
SP-409	三通阀	V92503 出口	8718-925A1-3	1	

参 考 文 献

- 1 中华人民共和国行业标准(HG 20557-20559-93). 化工装置工艺系统工程设计规定(一), 1994年8月发布
- 2 中华人民共和国行业标准(HG/T 20570-95). 化工装置工艺系统工程设计规定(二), 1996年5月发布
- 3 中国化工勘察设计协会, 化工设计手册(五、六), 1987
- 4 蔡尔辅编著, 化工厂系统设计, 北京: 化学工业出版社, 1992
- 5 郁浩然, 鲍浪编著, 化工计算, 北京: 中国石化出版社, 1990
- 6 王楚等编, 纯碱生产工艺与设备计算, 北京: 化学工业出版社, 1995
- 7 [美]N.P. 乔佩等编, 化工计算手册, 北京: 化学工业出版社, 1988
- 8 化学工业部发布, 化工设计管理标准, 1992
- 9 天津大学化工原理教研室编, 化工原理, 天津: 天津科学技术出版社, 1983
- 10 上海医药设计院编, 化工工艺设计手册, 北京: 化学工业出版社, 1986

第4章 常用化工设备的选择

4.1 容器系列

4.1.1 容器的分类与选择

容器在化学、石油工业中主要用于贮存物料,有时兼有缓冲、计量、搅拌混合和分离等用途。

4.1.1.1 容器的分类

(1) 按工艺用途分类

- ① 贮罐 仅用于贮存物料的容器。
- ② 缓冲罐 用于贮存物料,同时兼有缓冲作用的容器。
- ③ 计量罐 用于贮存物料,同时兼有计量作用的容器。
- ④ 搅拌容器 用于贮存物料,同时兼有搅拌混合作用的容器。

(2) 按几何形状分类

① 圆筒形容器 一般由圆筒体和封头组成。封头可以是平盖、半球、椭圆形、锥形等形式。承压能力与封头的形式及容器的直径有关。

② 球形容器 一般由多瓣拼焊而成。承压能力高,且容积大。

(3) 按制造所用材料分类

- ① 金属容器 如普通碳素钢制容器,普通低合金钢制容器,不锈钢制容器等。
- ② 非金属容器 如陶瓷容器,玻璃钢制容器,硬聚氯乙烯塑料容器等。
- ③ 组合材料容器 如搪玻璃容器。它既能承受较高压力,又能耐蚀,兼有金属容器和非金属容器的优点。

(4) 按容器的安装形式分类

- ① 卧式容器 设备的轴线与基础面平行。
- ② 立式容器 设备的轴线与基础面垂直。

4.1.1.2 容器的选择

容器的选择应综合考虑工艺条件、介质特性、场地条件、容积大小、设置位置、施工方便、造价和耗材量等有关因素。一般按以下步骤进行。

- ① 根据工艺计算确定容器的操作容积,然后考虑一定的装料系数,确定容器的全容积和公称容积。
- ② 根据工艺用途确定容器的类型。
- ③ 根据物料的温度、压力和特性确定容器的材料。
- ④ 根据物料的温度、压力和容积的大小确定容器的几何形状。
- ⑤ 最后根据现场条件、设置位置、施工方便等因素确定容器的安装方式。

4.1.2 普通碳素钢及低合金钢贮罐标准系列 (HG 5-1572—85~HG 5-1580—85)

本标准系列适用于化学、石油工业中作贮存、缓冲、计量和分离等用途的贮罐,也适用于其他工业部门中类似用途的贮罐。不适用于负压贮罐。

4.1.2.1 贮罐的设计、制造、试验和验收规定

① 常压贮罐的制造、试验和验收应符合:

《钢制焊接常压容器》 JB/T 4735—97

② 设计压力 $p \geq 0.1\text{MPa}$ 的贮罐应符合下列规定:

- a. 《钢制压力容器》 GB 150—98
- b. 《压力容器安全技术监察规程》

③ 除上述规定外,还应符合图样要求。

4.1.2.2 贮罐标准系列的形式、容积和压力范围 (见表4.1)

4.1.2.3 标记说明

本标准系列规定的标记代号为:

貯罐	$\frac{X}{I}$	$\frac{X}{II}$	$\frac{X}{III}$	$\frac{X}{IV}$	$\frac{HG\ 5-XXXX-85-X}{V}$
----	---------------	----------------	-----------------	----------------	-----------------------------

I——立式贮罐代号 L, 卧式贮罐代号 W

II——贮罐压力代号。常压贮罐代号为C，其余写设计压力的具体值（单位， kgf/cm^2 ）

III——貯罐公称容积 V_N 的数值 (单位, m^3)IV——贮罐公称直径 DN 的数值 (单位, mm)

Y——贮罐系列标准序号

表 4.1 貯罐标准系列的形式、容积和压力范围表

类 型		立 式							卧 式		
型 式	平 底 平 盖 贮罐系列	平 底 平 顶 贮罐系列	平 底 锥 顶 贮罐系列	90°无折边 锥形底 平 顶 贮罐系列	90°无折边锥形底 椭圆形封头贮藏系列		椭圆形封头 贮罐系列		椭圆形 封 头 贮罐系列		
					悬挂式 支 座	支 腿	悬挂式 支 座	支 腿 或榻座			
标准号	HG 5-1572—85	HG 5-1573—85	HG 5-1574—85	HG 5-1575—85	HG 5-1576—85	HG 5-1577—85	HG 5-1578—85	HG 5-1579—85	HG 5-1580—85		
示意图											
设计 压力 P	kgf/ cm ²	常 压			6		2.5、6、10、16、18、 20、22、25、30、40				
	× 10 ⁻² MPa				59		25、29、98、157、176、 196、216、245、294、392				
公 称 容 积 V _N ， m ³	0.1	0.1~0.5			0.1~8	0.1~8	0.1~8	0.1~8	0.1~10	0.1~40	0.5~100
	0.2										
	0.3										
	0.5										
	0.8										
	1	0.1~8	0.1~8	0.1~8	0.1~8	0.1~10	0.1~40				
	1.5										
	2										
	2.5										
	3										
	4				0.1~8	0.1~8	0.1~10	0.1~40			
	5										
	6										
	8										
	10										
	12										
	16										
	20										
	25										
	32										
40	10~80			0.1~8	0.1~8	0.1~10	0.1~40				
50											
63											
80											
100											

【例1】公称容积 $V_N = 0.1\text{m}^3$ ，公称直径 $DN = 500\text{mm}$ 的平底平盖贮罐，其标记代号为：贮罐 L-C-0.1-500 HG 5-1572—85-1

【例2】设计压力 $p = 2.5\text{kgf/cm}^2$ ，公称容积 $V_N = 3\text{m}^3$ ，公称直径 $DN = 1000\text{mm}$ ，局部无损探伤的卧式椭圆形封头贮罐，其标记代号为：贮罐 W-2.5-3-1000 HG 5-1580—85-7。

4.1.2.4 选用说明

① 选用本标准系列中的贮罐时，首先根据工作压力和工作温度确定相应的设计压力和设计温度。设计压力应不小于工作压力。当设计温度高于 200°C 时，设计压力的等级应根据材料的强度进行折算确定。

② 根据所确定的公称容积和设计压力以及容器的安装形式由表 4.1 确定具体的贮罐系列，进而写出相应的标准系列号。

③ 本标准系列中的贮罐，根据需要设置人（手）孔及接管等，其数量、规格、方位和标高，应逐项于相应《贮罐订货条件表》中填明。

④ 贮罐中的标准零部件应按现行标准选用。标准中的 A3F、A3（或 A3R）钢根应相应改为 Q235-A·F 和 Q235-A 钢板。同时注意设计压力的单位 kgf/cm^2 与现行压力单位 MPa 之间的关系。

⑤ 本标准系列的施工图，可由具有压力容器设计批准书的单位根据标准中的参数自行绘制。

4.1.2.5 贮罐结构及主要尺寸

(1) 平底平盖贮罐系列 (HG 5-1572—85)

本贮罐标准系列的设计压力为常压，设计温度为 $0^\circ\text{C} \leq t \leq 200^\circ\text{C}$ ，公称容积 V_N 为 $0.1 \sim 1.5\text{m}^3$ 。

① 结构形式 (见图 4.1)

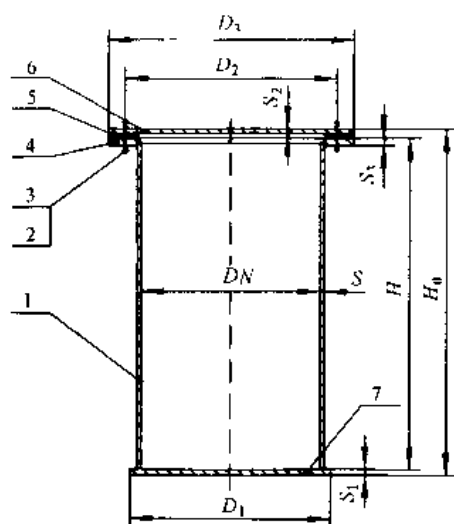


图 4.1 平底平盖贮罐结构形式

1—筒体；2—螺栓；3—螺母；4—法兰；

5—垫片；6—平盖；7—平底

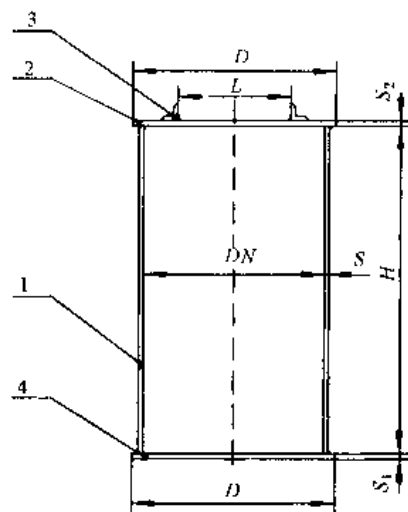


图 4.2 平底平顶贮罐结构形式

1—筒体；2—平顶；3—角钢；4—平底

② 基本参数及尺寸 (见表 4.2)

(2) 平底平顶贮罐系列 (HG 5-1573—85)

本贮罐标准系列的设计压力为常压，设计温度为 $0^\circ\text{C} \leq t \leq 200^\circ\text{C}$ ，公称容积 V_N 为 $0.1 \sim 8\text{m}^3$ 。

① 结构形式 (见图 4.2)

② 基本参数及尺寸 (见表 4.3)

(3) 平底锥顶贮罐系列 (HG 5-1574—85)

本贮罐标准系列的设计压力为常压，设计温度为 $0^\circ\text{C} \leq t \leq 200^\circ\text{C}$ ，公称容积 V_N 为 $10 \sim 80\text{m}^3$ 。

① 结构形式 (见图 4.3)

② 基本参数及尺寸 (见表 4.4)

(4) 90° 无折边锥形底，平顶贮罐系列 (HG 5-1574—85)

本贮罐标准系列的设计压力为常压，设计温度为 $0^\circ\text{C} \leq t \leq 200^\circ\text{C}$ ，公称容积 V_N 为 $0.1 \sim 8\text{m}^3$ 。

① 结构形式 (见图 4.4)

② 基本参数及尺寸 (见表 4.5)

表 4.2 平底平盖贮罐基本参数及尺寸表

容积, m ³		主要尺寸, mm											允许腐蚀裕度 mm	贮罐重量 kg	标准序号
公称容积	全容积	公称直径	筒体		底		盖			法兰	螺栓螺母数量	总高			
VN	V	DN	S	H	D ₁	S ₁	D ₂	D ₃	S ₂	S ₃	n	H ₀			
0.1	0.14	500	5	700	525	5	600	640	6	12	12	714	1.5	80	HG 5-1572—85-1
0.2	0.28	600	5	1000	625	5	705	755	6	12	12	1014		125	HG 5-1572—85-2
0.3	0.35	600	5	1250	625	5	705	755	6	12	12	1264		140	HG 5-1572—85-3
0.5	0.50	700	5	1300	725	5	810	860	6	12	12	1314		175	HG 5-1572—85-4
0.8	0.80	800	5	1600	825	5	920	975	6	12	16	1614		240	HG 5-1572—85-5
1.0	1.01	900	5	1600	925	5	1020	1075	6	12	16	1614		275	HG 5-1572—85-6
1.5	1.49	1000	5	1900	1025	5	1120	1175	6	12	16	1914		345	HG 5-1572—85-7

表 4.3 平底平顶贮罐基本参数及尺寸表

容积, m ³		主 要 尺 寸, mm								允许 腐蚀 裕度 mm	贮 罐 重 量 kg	标 准 序 号		
公称 容积	全 容 积	公称 直径	筒 体		平底、平顶			角 钢						
			壁厚	高度	直径	底厚	顶厚	规格	间距					
VN	V	DN	S	H	D	S ₁	S ₂		L					
0.1	0.14	500	5	700	525	5	4	50×50 ×5	600	1.5	60	HG 5-1573—85-1		
0.2	0.28	600	5	1000	625	5	4				95	HG 5-1573—85-2		
0.3	0.34	600	5	1200	625	5	4				110	HG 5-1573—85-3		
0.5	0.54	700	5	1400	725	5	5				155	HG 5-1573—85-4		
0.8	0.80	800	5	1600	825	5	5				200	HG 5-1573—85-5		
1	1.02	900	5	1600	925	5	5				230	HG 5-1573—85-6		
1.5	1.57	1000	5	2000	1025	5	5				315	HG 5-1573—85-7		
2	2.03	1200	5	1800	1230	5	5				360	HG 5-1573—85-8		
	2.15	1400	5	1400	1430	6	6				395	HG 5-1573—85-9		
2.5	2.49	1200	5	2200	1230	5	5				420	HG 5-1573—85-10		
	2.46	1400	5	1600	1430	6	6				430	HG 5-1573—85-11		
3	3.38	1400	5	2200	1430	6	6				535	HG 5-1573—85-12		
	3.21	1600	6	1600	1640	6	5				575	HG 5-1573—85-13		
4	4.42	1600	6	2200	1640	6	5				720	HG 5-1573—85-14		
	4.58	1800	6	1800	1840	6	5				725	HG 5-1573—85-15		
5	5.23	1600	6	2600	1640	6	5	63×63 ×6	700		815	HG 5-1573—85-16		
	5.09	1800	6	2000	1840	6	5				780	HG 5-1573—85-17		
6	6.11	1800	6	2400	1840	6	5				750	750	885	HG 5-1573—85-18
	6.28	2000	8	2000	2050	8	5						1160	HG 5-1573—85-19
8	8.19	2000	8	2600	2050	8	5						1390	HG 5-1573—85-20
	8.36	2200	8	2200	2250	8	6						1420	HG 5-1573—85-21

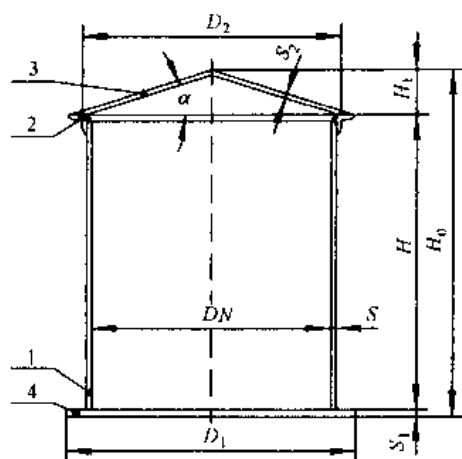


图 4.3 平底锥顶贮罐结构形式

1—筒体；2—角钢圈；3—锥顶；4—平底

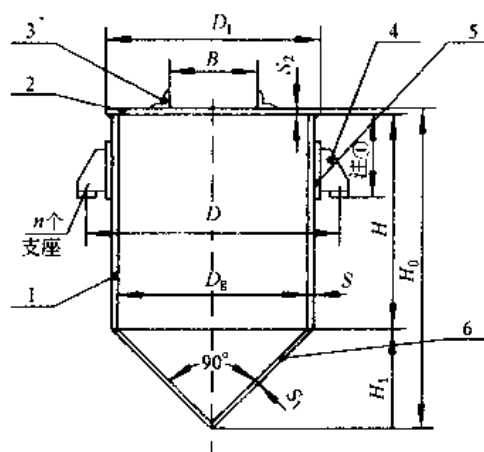
注：1. 角钢圈的角钢规格为 $\angle 63 \times 63 \times 6$ 。2. 公称直径 $DN \leq 3000\text{mm}$ 时，锥顶角 $\alpha \approx 10^\circ$ ；公称直径 $DN > 3000\text{mm}$ 时，锥顶角 $\alpha \approx 12^\circ$ 。

图 4.4 锥形底平顶贮罐结构形式

1—筒体；2—平顶；3—角钢；

4—支座；5—垫板；6—锥底

注：1. 支座的安装高度和方位，应在《贮罐订货条件表》中注明。

2. 角钢规格：公称直径 $DN < 1600\text{mm}$ 时，不设置角钢；公称直径 DN 为 1600 和 1800mm 时，采用 2 根 $50 \times 50 \times 5$ 角钢，公称直径 $DN = 2000\text{mm}$ 时，采用 2 根 $63 \times 63 \times 6$ 角钢。3. 支座和垫板数量：公称直径 $DN < 1000\text{mm}$ 时，数量为 2 个（对称）；公称直径 $DN \geq 1000\text{mm}$ 时，数量为 4 个（均布）。

表 4.4 平底锥顶贮罐基本参数及尺寸表

容积, m ³		主要尺寸, mm									允许 腐蚀 裕度 mm	贮罐 重量 kg	标准序号
公称 容积	全容积	公称 直径	筒 体		底		锥、顶			总高			
			壁厚	高度	直径	厚度	厚度	直径	高度				
VN	V	DN	S	H	D ₁	S ₁	S ₂	D ₂	H ₁	H ₀	1.5		
10	9.6	2000	8	3000	2050	6	5	2060	180	3186		1520	HG 5-1574—85-1
	10.1	2200	8	2600	2250	6	5	2260	200	2806		1530	HG 5-1574—85-2
12	12.4	2200	8	3200	2250	6	5	2260	200	3406		1800	HG 5-1574—85-3
	12.1	2400	8	2600	2450	6	5	2460	220	2826		1710	HG 5-1574—85-4
16	15.7	2400	8	3400	2450	6	5	2460	220	3626		2080	HG 5-1574—85-5
	16.3	2600	8	3000	2650	6	5	2600	235	3241		2080	HG 5-1574—85-6
20	19.5	2600	8	3600	2650	6	5	2660	235	3841		2390	HG 5-1574—85-7
	20.2	2800	8	3200	2850	6	6	2860	250	3456		2440	HG 5-1574—85-8
25	25.1	2800	8	4000	2850	6	6	2860	250	4256		2890	HG 5-1574—85-9
	25.9	3000	10	3600	3050	8	6	3060	270	3878		3550	HG 5-1574—85-10
32	31.6	3000	10	4400	3050	8	6	3060	270	4678		4140	HG 5-1574—85-11
40	39.6	3200	10	4800	3250	8	6	3260	350	5158		4790	HG 5-1574—85-12
50	50.2	3600	10	4800	3650	8	6	3660	390	5198		5510	HG 5-1574—85-13
63	62.8	3800	10	5400	3850	8	6	3860	410	5818		6450	HG 5-1574—85-14
80	79.7	4000	10	6200	4050	8	6	4060	430	6638		7640	HG 5-1574—85-15

表 4.5 锥形底平顶贮罐基本参数及尺寸表

容积, m ³		主要尺寸, mm										支座(B型)		允许 腐蚀裕度 mm	贮罐 重量 kg	标准序号
公称 容积	全 容积	公称 直径	筒体		锥 底厚	平 顶厚	锥 底高	中 心 圆直 径	直 径	总 高	间 距	数 量	允 许 负 荷			
VN	V	DN	壁厚	高度	S ₁	S ₂	H ₁	D	D ₁	H ₀	B	n	t/个			
0.1	0.11	500	5	500	5	4	250	777	525	754	2	2	0.5		60	HG 5-1575—85-1
0.2	0.20	600	5	600	5	4	300	878	625	904					80	HG 5-1575—85-2
0.3	0.31	700	5	700	5	4	350	979	725	1054	2	2	1.0		105	HG 5-1575—85-3
0.5	0.47	800	5	800	5	4	400	1102	825	1204					140	HG 5-1575—85-4
0.8	0.74	900	5	1000	5	5	500	1202	925	1505	2	2	1.0		190	HG 5-1575—85-5
1	0.92	1000	5	1000	5	5	500	1398	1025	1505					230	HG 5-1575—85-6
1.5	1.58	1200	5	1200	5	5	600	1599	1230	1805	2	2	1.5		320	HG 5-1575—85-7
2	1.86	1000	5	2200	5	5	500	1398	1025	2705					380	HG 5-1575—85-8
2.5	1.81	1200	5	1400	5	5	600	1599	1230	2005	2	2	1.5		350	HG 5-1575—85-9
	2.50	1200	5	2000	5	5	600	1599	1230	2605					440	HG 5-1575—85-10
3	2.51	1400	5	1400	5	6	700	1799	1430	2106	2	2	2.0		435	HG 5-1575—85-11
	2.94	1200	5	2400	5	5	600	1662	1230	3005					530	HG 5-1575—85-12
4	2.82	1400	5	1600	5	6	700	1863	1430	2306	2	2	3.0		500	HG 5-1575—85-13
	4.05	1400	5	2400	5	6	700	1898	1430	3106					660	HG 5-1575—85-14
5	3.75	1600	6	1600	6	5	800	2102	1640	2405	2	2	3.0		690	HG 5-1575—85-15
	4.56	1600	6	1600	6	5	800	2102	1640	2805					785	HG 5-1575—85-16
6	4.84	1800	6	1600	6	5	900	2303	1840	2505	2	2	5.0		795	HG 5-1575—85-17
	5.76	1600	6	2600	6	5	800	2150	1640	3405					985	HG 5-1575—85-18
8	5.85	1800	6	2000	6	5	900	2352	1840	2905	2	2	5.0		955	HG 5-1575—85-19
	7.89	1800	6	2800	6	5	900	2352	1840	3705					1170	HG 5-1575—85-20
	7.33	2000	8	2000	8	5	1000	2557	2050	3005	700				1370	HG 5-1575—85-21

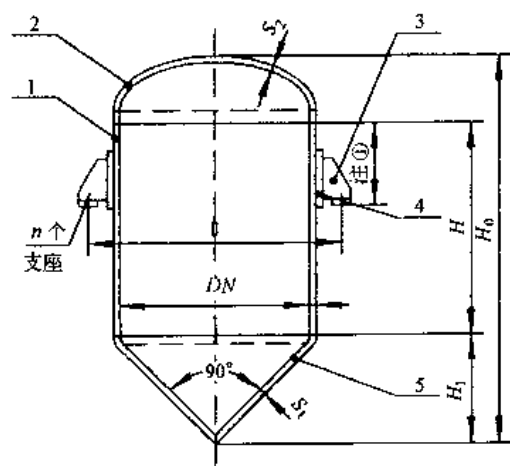


图 4.5 锥形底椭圆形封头(悬挂式支座)贮罐结构形式

1—筒体；2—标准椭圆形封头；3—支座；
4—垫板；5—锥形封头

注：1. 支座的安装高度和方位，应在《贮罐订货条件表》中注明。

2. 支座和垫板数量：

DN<1000mm 时，数量为 2 个（对称），
DN≥1000mm 时，数量为 4 个（均布）。

(5) 90°折边锥形底，椭圆形封头（悬挂式支座）贮罐系列（HG 5-1577—85）

本贮罐标准系列的设计压力 p 为 6kgf/cm^2 ($59 \times 10^{-2}\text{MPa}$)，设计温度为 $-20^\circ\text{C} < t \leq 200^\circ\text{C}$ ，公称容积 VN 为 $0.1 \sim 8\text{m}^3$ 。

① 结构形式（见图 4.5）

② 基本参数及尺寸（见表 4.6）

(6) 90°折边锥形底，椭圆形封头（支腿）贮罐系列（HG 5-1577—85）

本贮罐标准系列的设计压力 p 为 6kgf/cm^2 ($59 \times 10^{-2}\text{MPa}$)，设计温度为 $-20^\circ\text{C} < t \leq 200^\circ\text{C}$ ，公称容积 VN 为 $0.1 \sim 8\text{m}^3$ 。

① 结构形式（见图 4.6）。

② 基本参数及尺寸（见表 4.7）

(7) 立式椭圆形封头（悬挂式支座）贮罐系列（HG 5-1578—85）

本贮罐标准系列的设计压力 p 为 2.5 (25)、6 (59)、10 (98)、16 (157)、18 (176)、20 (196)、22 (216)、25 (245)、30 (294)、40 (392) kgf/cm^2 ($\times 10^{-2}\text{MPa}$)，设计温度为 $-20^\circ\text{C} < t \leq 200^\circ\text{C}$ ，公称容积 VN 为 $0.1 \sim 10\text{m}^3$ 。

① 结构形式（见图 4.7）

表 4.6 锥形底椭圆形封头 (悬挂式支座) 贮罐基本参数及尺寸表

容积, m ³		主 要 尺 寸, mm								支座 (B型)		焊 缝 系 数	允 许 腐 蚀 裕 度 mm	贮 罐 重 量 kg	标 准 序 号
公称 容积	全 容 积	公称 直径	筒 体		锥 底		封 头 厚	总 高	中心圆 直径	数 量	允 许 负 荷				
VN	V	DN	壁 厚	高 度	厚 度	高 度	S ₂	H ₀	D	n	t/个	φ			
0.1	0.10	400	5	600	6	250	6	981	676	2	0.5	筒 体 0.7 封 头 1.0	1.5	60	HG 5-1576—85-1
0.2	0.20	500	5	800	6	306	6	1262	777				1.5	90	HG 5-1576—85-2
0.3	0.30	600	5	800	6	362	6	1343	878				1.5	115	HG 5-1576—85-3
0.5	0.51	700	5	1000	6	418	6	1624	1001				1.5	160	HG 5-1576—85-4
0.8	0.79	800	5	1200	6	475	6	1906	1102				1.5	210	HG 5-1576—85-5
1	1.02	900	6	1200	6	531	6	1987	1204	4	1.5	0.85	1.5	275	HG 5-1576—85-6
1.5	1.60	1000	6	1600	6	587	8	2470	1332				1.5	410	HG 5-1576—85-7
2	1.92	1000	6	2000	6	587	8	2870	1332				1.5	470	HG 5-1576—85-8
	1.95	1200	8	1200	8	700	8	2233	1537				2.4	550	HG 5-1576—85-9
2.5	2.63	1200	8	1800	8	700	8	2833	1537				2.4	690	HG 5-1576—85-10
	2.77	1400	8	1200	8	812	8	2395	1738				2.0	675	HG 5-1576—85-11
3	3.08	1200	8	2200	8	700	8	3233	1668				2.4	820	HG 5-1576—85-12
	3.08	1400	8	1400	8	812	8	2595	1869				2.0	765	HG 5-1576—85-13
4	4.00	1400	8	2000	8	812	8	3195	1904				2.0	975	HG 5-1576—85-14
	4.21	1600	8	1400	10	939	8	2772	2106				1.6	1010	HG 5-1576—85-15
5	4.93	1400	8	2600	8	812	8	3795	1904				2.0	1140	HG 5-1576—85-16
	5.03	1600	8	1800	10	939	8	3172	2106				1.6	1150	HG 5-1576—85-17
6	6.24	1600	8	2400	10	939	8	3772	2154				1.6	1400	HG 5-1576—85-18
	6.54	1800	8	1800	10	1052	10	3352	2356				2.1	1460	HG 5-1576—85-19
8	8.07	1800	8	2400	10	1052	10	3952	2356				2.1	1680	HG 5-1576—85-20
	8.38	2000	8	1800	10	1164	10	3514	2557				1.5	1680	HG 5-1576—85-21

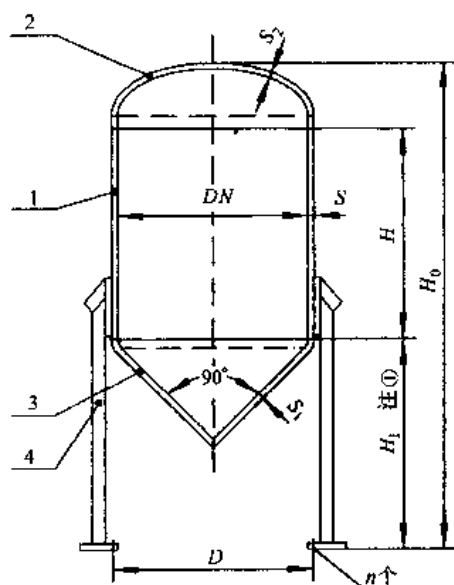


图 4.6 锥形底椭圆封头 (支腿) 贮罐结构形式

1—筒体；2—标准椭圆形封头；3—锥形封头；4—支腿

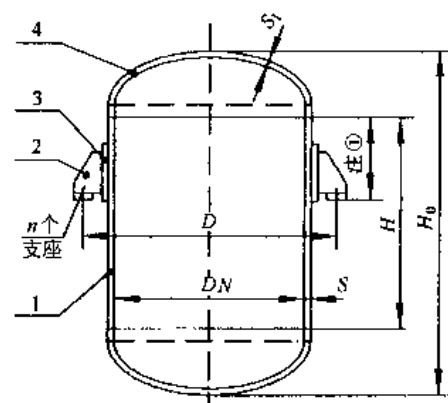
注：1. H_1 高度允许改变，但当 H_1 值大于表 4.7 中所列数值时，支腿强度和刚度须另行计算。2. 支腿数量： $DN \leq 700\text{mm}$ 时，数量为 3 个（均布）； $DN > 700\text{mm}$ 时，数量为 4 个（均布）。

图 4.7 立式椭圆封头 (悬挂式支座) 贮罐结构形式

1—筒体；2—支腿；3—垫板；4—标准椭圆形封头

注：1. 支腿的高度和方位，应在《贮罐订货条件表》中注明。

2. 筒件、垫板、封头的材料：

当 $p < 10\text{kgf/cm}^2$ 时为 Q235-A；
 当 $p = 16, 18\text{kgf/cm}^2$ 且 $DN < 1000\text{mm}$ 时为 16MnR；
 当 $p = 16, 18\text{kgf/cm}^2$ 且 $DN \geq 1000\text{mm}$ 时为 16MnR；
 当 $p \geq 20\text{kgf/cm}^2$ 时为 16MnR。

表 4.7 锥形底椭圆封头(支腿)贮罐基本参数及尺寸

容积, m ³		主 要 尺 寸, mm							支 腿			焊缝系数	允许腐蚀裕度 mm	贮罐重量 kg	标准序号
公称容积	全容积	公称直径	筒 体		锥底厚	封头厚	总高	中心圆直径	型号	数量	高度				
VN	V	DN	壁厚	高度	H ₁	S ₁	S ₂	H ₀	D	n	H ₁	φ			
0.1	0.10	400	5	600	6	6	1431	380	I	3	700	筒体 0.7 封头 1.0	1.5	70	HG 5-1577—85-1
0.2	0.20	500	5	800	6	6	1656	481					1.5	100	HG 5-1577—85-2
0.3	0.30	600	5	800	6	6	1701	571	II		720		1.5	130	HG 5-1577—85-3
0.5	0.51	700	5	1000	6	6	1926	671					1.5	170	HG 5-1577—85-4
0.8	0.79	800	5	1200	6	6	2411	782	III		980		1.5	255	HG 5-1577—85-5
1	1.02	900	6	1200	6	6	2436	885					1.5	320	HG 5-1577—85-6
1.5	1.6	1000	6	1600	6	8	2863	985				1.5	435	HG 5-1577—85-7	
2	1.92	1000	6	2000	6	8	3263	985				1.5	495	HG 5-1577—85-8	
	1.95	1200	8	1200	8	8	2983	1172	IV		1450	2.4	695	HG 5-1577—85-9	
2.5	2.63	1200	8	1800	8	8	2583	1172				2.4	840	HG 5-1577—85-10	
	2.77	1400	8	1200	8	8	3033	1373				2.0	825	HG 5-1577—85-11	
3	3.08	1200	8	2200	8	8	3983	1172				2.4	935	HG 5-1577—85-12	
	3.08	1400	8	1400	8	8	3233	1373	V		1950	2.0	880	HG 5-1577—85-13	
4	4.00	1400	8	2000	8	8	3833	1373				2.0	1050	HG 5-1577—85-14	
	4.21	1600	8	1400	10	8	2783	1559	VI		1450	1.6	1300	HG 5-1577—85-15	
5	4.93	1400	8	2600	8	8	4433	1373	V			1950	2.0	1210	HG 5-1577—85-16
	5.01	1600	8	1800	10	8	4183	1559					1.6	1440	HG 5-1577—85-17
6	6.22	1600	8	2400	10	8	4783	1599					1.6	1620	HG 5-1577—85-18
	6.54	1800	8	1800	10	10	4250	1760					2.1	1680	HG 5-1577—85-19
8	8.07	1800	8	2400	10	10	4850	1760			2.1	1900	HG 5-1577—85-20		
	8.38	2000	8	1800	10	10	4300	1961			1.5	1900	HG 5-1577—85-21		

② 基本参数及尺寸(见表 4.8, 表 4.9)

限于篇幅, 在此仅列出设计压力 $p = 2.5 \text{ kgf/cm}^2$ ($25 \times 10^{-2} \text{ MPa}$) 局部无损探伤贮罐系列(见表 4.8)和 100% 无损探伤贮罐系列(见表 4.9)的基本参数及尺寸, 其余见 HG 5-1578—85。

表 4.8 局部无损探伤贮罐系列

容积, m ³		主 要 尺 寸, mm						支座 (B型)		焊缝系数	允许腐蚀裕度 mm	贮罐重量 kg	标准序号	
公称容积	全容积	公称直径	筒 体		封头厚度	总高	中心圆直径	数量	允许负荷 t/个					
			壁厚	高度										
VN	V	DN	S	H	S ₁	H ₀	D	n		φ				
0.1	0.10	400	5	600	6	862	676	2	0.5	筒体 0.7 封头 1.0	1.5	60	HG 5-1578—85-1	
0.2	0.20	500	5	800	6	1112	777				1.5	90	HG 5-1578—85-2	
0.3	0.30	600	5	800	6	1162	878				1.5	110	HG 5-1578—85-3	
0.5	0.49	700	5	1000	6	1412	1001		1.0		1.5	160	HG 5-1578—85-4	
0.8	0.76	800	5	1200	6	1662	1102				1.5	205	HG 5-1578—85-5	
1	1.06	800	5	1800	6	2262	1102				1.5	265	HG 5-1578—85-6	

续表

容积, m ³		主 要 尺 寸, mm						支座 (B型)		焊缝系数	允许腐蚀裕度	贮罐重量 kg	标准序号
公称容积	全容积	公称直径	筒 体		封头	总	中心圆	数	允许				
			壁厚	高度	厚度	高	直径	量	负荷				
VN	V	DN	S	H	S ₁	H ₀	D	n	t/个	φ	mm		
1.5	1.56	1000	5	1600	6	2162	1330	4	1.5	0.85	1.5	340	HG 5-1578—85-7
2	2.03	1000	5	2200	6	2762	1330				1.5	405	HG 5-1578—85-8
	2.05	1200	5	1400	8	2066	1531				1.5	440	HG 5-1578—85-9
2.5	2.55	1200	5	1800	8	2466	1531				1.5	500	HG 5-1578—85-10
	2.64	1400	5	1200	8	1966	1732				1.5	515	HG 5-1578—85-11
3	3.00	1200	5	2200	8	2866	1531				1.5	560	HG 5-1578—85-12
	3.26	1400	5	1600	8	2366	1863		2.0		1.5	625	HG 5-1578—85-13
4	4.13	1200	5	3200	8	3866	1662				1.5	755	HG 5-1578—85-14
	4.18	1400	5	2200	8	2966	1898		3.0		1.5	775	HG 5-1578—85-15
5	5.11	1400	5	2800	8	3566	1898				1.5	880	HG 5-1578—85-16
	5.19	1600	6	2000	8	2866	2102				1.6	955	HG 5-1578—85-17
6	6.03	1400	5	3400	8	4166	1898				1.5	985	HG 5-1578—85-18
	6.40	1600	6	2600	8	3466	2150		5.0		1.6	1160	HG 5-1578—85-19
8	8.41	1600	6	3600	8	4466	2150				1.6	1400	HG 5-1578—85-20
	8.34	1800	6	2600	10	3600	2352				1.8	1470	HG 5-1578—85-21
10	10.38	1800	6	3400	10	4400	2352				1.8	1680	HG 5-1578—85-22
	10.55	2000	8	2600	10	3700	2557				2.2	1940	HG 5-1578—85-23

表 4.9 100%无损探伤贮罐系列

容积, m ³		主 要 尺 寸, mm						支座 (B 型)		焊缝系数	允许腐蚀裕度 mm	贮罐重量 kg	标准序号
公称容积	全容积	公称直径	筒 体		封头 厚度	总 高	中心圆 直径	数 量	允许 负荷 t/个				
			壁厚	高度									
VN	V	DN	S	H	S ₁	H ₀	D	n		φ			
1.5	1.56	1000	5	1600	6	2162	1330	4	1.5	1.0	1.5	345	HG 5-1578—85-24
2	2.03	1000	5	2200	6	2762	1330				1.5	420	HG 5-1578—85-25
	2.05	1200	5	1400	8	2066	1531				1.5	455	HG 5-1578—85-26
2.5	2.55	1200	5	1800	8	2466	1531				1.5	515	HG 5-1578—85-27
	2.64	1400	5	1200	8	1966	1732				1.5	525	HG 5-1578—85-28
3	3.00	1200	5	2200	8	2866	1531		2.0		1.5	575	HG 5-1578—85-29
	3.26	1400	5	1600	8	2366	1862				1.5	625	HG 5-1578—85-30
4	4.13	1200	5	3200	8	3866	1662		3.0		1.5	755	HG 5-1578—85-31
	4.18	1400	5	2200	8	2966	1898				1.5	775	HG 5-1578—85-32
5	5.11	1400	5	2800	8	3566	1898				1.5	880	HG 5-1578—85-33
	5.19	1600	6	2000	8	2866	2102				1.6	955	HG 5-1578—85-34
6	6.03	1400	5	3400	8	4166	1898		5.0		1.5	985	HG 5-1578—85-35
	6.40	1600	6	2600	8	3466	2150				1.6	1160	HG 5-1578—85-36
8	8.41	1600	6	3600	8	4466	2150				1.6	1400	HG 5-1578—85-37
	8.34	1800	6	2600	10	3600	2352				1.8	1470	HG 5-1578—85-38
10	10.38	1800	6	3400	10	4400	2352				1.8	1680	HG 5-1578—85-39
	10.55	2000	8	2600	10	3700	2557				2.2	1930	HG 5-1578—85-40

(8) 立式椭圆形封头(支腿、裙座)贮罐系列(HG 5-1579—85)

本贮罐标准系列的设计压力 p 为 2.5 (25)、6 (59)、10 (98)、16 (157)、18 (176)、20 (196)、22 (216)、25 (245)、30 (294)、40 (392) kgf/cm^2 ($\times 10^{-2} \text{MPa}$), 设计温度为 $-20^\circ\text{C} < t \leq 200^\circ\text{C}$, 公称容积 V_N 为 $0.1 \sim 40 \text{m}^3$ 。

① 结构形式(见图 4.8)

② 基本参数及尺寸(见表 4.10, 表 4.11)

设计压力 $p = 2.5 \text{kgf/cm}^2$ ($25 \times 10^{-2} \text{MPa}$) 局部无损探伤贮罐系列(见表 4.10), 设计压力 $p = 2.5 \text{kgf/cm}^2$ ($25 \times 10^{-2} \text{MPa}$) 100% 无损探伤贮罐系列(见表 4.11)。其余参数及尺寸见 HG 5-1579—85。

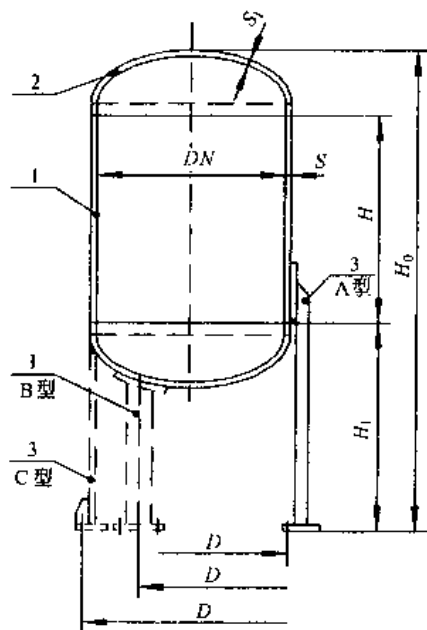


图 4.8 立式椭圆形封头(支腿、裙座)贮罐结构形式

1—筒体；2—标准椭圆形封头；3—支座

注：1. H_1 高度允许改变，但当 H_1 值大于表 4.10, 表 4.11 中所列数据时，支腿强度和刚度须另行计算。

2. 筒体、封头、垫板的材料：

当 $\begin{cases} p < 10 \text{kgf/cm}^2 \\ p = 16, 18 \text{kgf/cm}^2 \text{ 且 } DN < 1000 \text{mm} \end{cases}$ 时为 Q235-A；
当 $\begin{cases} p = 16, 18 \text{kgf/cm}^2 \text{ 且 } DN \geq 1000 \text{mm} \\ p \geq 20 \text{kgf/cm}^2 \end{cases}$ 时为 16MnR。

(9) 卧式椭圆形封头贮罐系列(HG 5-1580—85)

本贮罐标准系列的设计压力 p 为 2.5 (25)、6 (59)、10 (98)、16 (157)、18 (176)、20 (196)、22 (216)、25 (245)、30 (294)、40 (392) kgf/cm^2 ($\times 10^{-2} \text{MPa}$), 设计温度为 $-20^\circ\text{C} < t \leq 200^\circ\text{C}$, 公称容积 V_N 为 $0.5 \sim 100 \text{m}^3$ 。

① 结构形式(见图 4.9)

② 基本参数及尺寸(见表 4.12, 表 4.13)

设计压力 $p = 2.5 \text{kgf/cm}^2$ ($25 \times 10^{-2} \text{MPa}$) 局部无损探伤贮罐系列见表 4.12, 设计压力 $p = 2.5 \text{kgf/cm}^2$ ($25 \times 10^{-2} \text{MPa}$) 100% 无损探伤贮罐系列见表 4.13。

4.1.3 球形贮罐标准系列(JB/T 4711—92)

本标准系列适用于石油、化学、冶金、城市煤气等工业用贮存气体和液体介质的以赤道正切柱式支撑的球罐。

4.1.3.1 球罐形式

(1) 橘瓣球罐(见图 4.10~图 4.14)

(2) 混合式球罐(见图 4.15~图 4.17)

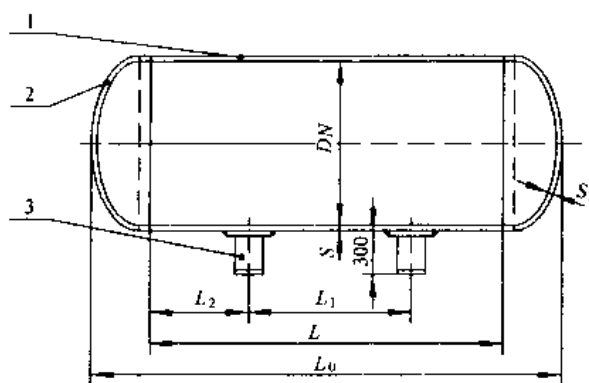


图 4.9 卧式椭圆形封头贮罐结构形式

1—筒体；2—标准椭圆形封头；3—鞍式支座

注：1. 支座一律采用 A 型支座，并均带垫板。每个贮罐均采用两个支座，其中 I、II 型各为一个。II 型支座置于哪一端，应在《贮罐订货条件表》中注明。支座高度一律采用 300mm。若要增加支座高度时，应进行强度校核，并在《贮罐订货条件表》中注明。

2. 筒体、封头、垫板的材料

当 $\begin{cases} p < 10 \text{kgf/cm}^2 \\ p = 16, 18 \text{kgf/cm}^2 \text{ 且 } DN < 1000 \text{mm} \end{cases}$ 时为 Q235-A；
当 $\begin{cases} p = 16, 18 \text{kgf/cm}^2 \text{ 且 } DN \geq 1000 \text{mm} \\ p \geq 20 \text{kgf/cm}^2 \end{cases}$ 时为 16MnR。

表 4.10 局部无损探伤贮罐系列

容积, m ³		主要尺寸, mm						支腿裙座, mm				焊缝系数	允许腐蚀裕度 mm	贮罐重量 kg	标准序号			
公称容积	全容积	公称直径	筒体		封头厚度	总高	中心圆直径	型式	型号	数量	高度							
VN	V	DN	壁厚	高度	S ₁	H ₀	D			n	H ₁	φ						
0.1	0.10	400	5	600	6	1431	380	A 型 (角钢)	I	3	700	筒体 0.7 封头 1.0	1.5	65	HG 5-1579—85-1			
0.2	0.20	500	5	800	6	1656	481									1.5	95	HG 5-1579—85-2
0.3	0.30	600	5	800	6	1701	571									1.5	125	HG 5-1579—85-3
0.5	0.49	700	5	1000	6	1926	671									1.5	165	HG 5-1579—85-4
0.8	0.76	800	5	1200	6	2411	782							1.5	250	HG 5-1579—85-5		
1	1.06	800	5	1800	6	3011	782							1.5	310	HG 5-1579—85-6		
1.5	1.56	1000	5	1600	6	2861	983			III		980	1.5	370	HG 5-1579—85-7			
2	2.03	1000	5	2200	6	3461	983								1.5	440	HG 5-1579—85-8	
	2.09	1200	5	1400	8	3183	1166								1.5	600	HG 5-1579—85-9	
2.5	2.54	1200	5	1800	8	3583	1166					IV		1450	1.5	660	HG 5-1579—85-10	
	2.64	1400	5	1200	8	3033	1367									1.5	670	HG 5-1579—85-11
3	3.00	1200	5	2200	8	3983	1166									1.5	720	HG 5-1579—85-12
	3.26	1400	5	1600	8	3433	1367									1.5	740	HG 5-1579—85-13
4	4.13	1200	5	3200	8	4983	1166						1.5	870	HG 5-1579—85-14			
	4.18	1400	5	2200	8	4033	1367						1.5	845	HG 5-1579—85-15			
5	5.10	1400	5	2800	8	4383	980	B 型 (钢管)		2	1200	1.5	920	HG 5-1579—85-16				
	5.19	1600	6	2000	8	3633	1120					1.6	995	HG 5-1579—85-17				
6	6.03	1400	5	3400	8	4983	980					1.5	1030	HG 5-1579—85-18				
	6.40	1600	6	2600	8	4233	1120					1.6	1140	HG 5-1579—85-19				
8	8.41	1600	6	3600	8	5233	1120					1.6	1380	HG 5-1579—85-20				
	8.34	1800	6	2600	10	4600	1260					1.8	1540	HG 5-1579—85-21				
10	10.37	1800	6	3400	10	5400	1260				1500	1.8	1750	HG 5-1579—85-22				
	10.53	2000	8	2600	10	4650	1400					2.2	2000	HG 5-1579—85-23				
12	12.41	2000	8	3200	10	5250	1400					2.2	2240	HG 5-1579—85-24				
	12.20	2200	8	2400	10	4500	1540					1.6	2160	HG 5-1579—85-25				
16	16.00	2200	8	3400	10	5500	1540					1.6	2600	HG 5-1579—85-26				
	16.66	2400	8	2800	12	4952	1680					2.4	2810	HG 5-1579—85-27				
20	20.28	2400	8	3600	12	6252	2600				C 型 (裙座)		1	2000	2.4	4420	HG 5-1579—85-28	
	20.95	2600	8	3000	12	5702	2800								2.0	4530	HG 5-1579—85-29	
25	25.71	2400	8	4800	12	7452	2600								2.4	4990	HG 5-1579—85-30	
	25.19	2600	8	3800	12	6502	2800	2.0	5040	HG 5-1579—85-31								
32	32.04	2400	8	6200	12	8852	2600	2.4	5650	HG 5-1579—85-32								
	32.62	2600	8	5200	12	7902	2800	2.0	5760	HG 5-1579—85-33								
40	40.06	2600	8	6600	12	9302	2800	2.0	6480	HG 5-1579—85-34								
	40.72	2800	8	5600	12	8352	3000	1.6	6470	HG 5-1579—85-35								

表 4.11 100%无损探伤贮罐系列

容积, m ³		主 要 尺 寸, mm						支腿裙座, mm				焊缝系数	允许腐蚀裕度 mm	贮罐重量 kg	标准序号				
公称容积	全容积	公称直径	筒 体		封头厚度	总高	中心圆直径	型式	型号	数量	高度								
VN	V	DN	壁厚	高度	S ₁	H ₀	D			n	H ₁	φ							
1.5	1.56	100	5	1600	6	2861	983	A 型 (角钢)	Ⅲ		980	1.0	1.5	370	HG 5-1579—85-36				
2	2.03	1000	5	2200	6	3461	983						1.5	440	HG 5-1579—85-37				
	2.09	1200	5	1400	8	3138	1166						1.5	600	HG 5-1579—85-38				
2.5	2.54	1200	5	1800	8	3583	1166						1.5	660	HG 5-1579—85-39				
	2.64	1400	5	1200	8	3033	1367		1.5	670	HG 5-1579—85-40								
3	3.00	1200	5	2200	8	3983	1166		Ⅳ		1450		1.5	720	HG 5-1579—85-41				
	3.26	1400	5	1600	8	3433	1367						1.5	740	HG 5-1579—85-42				
4	4.13	1200	5	3200	8	4983	1166						1.5	870	HG 5-1579—85-43				
	4.18	1400	5	2200	8	4033	1367						1.5	845	HG 5-1579—85-44				
5	5.10	1400	5	2800	8	4383	980						B 型 (钢管)		4	1200	1.5	920	HG 5-1579—85-45
	5.19	1600	6	2000	8	3633	1120										1.6	995	HG 5-1579—85-46
6	6.03	1400	5	3400	8	4983	980										1.5	1030	HG 5-1579—85-47
	6.40	1600	6	2600	8	4233	1120										1.6	1140	HG 5-1579—85-48
8	8.41	1600	6	3600	8	5233	1120									1500	1.6	1380	HG 5-1579—85-49
	8.34	1800	6	2600	10	4600	1260										1.8	1540	HG 5-1579—85-50
10	10.37	1800	6	3400	10	5400	1260										1.8	1750	HG 5-1579—85-51
	10.53	2000	8	2600	10	4650	1400	2.2				2000					HG 5-1579—85-52		
12	12.41	2000	8	3200	10	5250	1400	2000	2.2	2240	HG 5-1579—85-53								
	12.20	2200	8	2400	10	4500	1540		1.6	2160	HG 5-1579—85-54								
16	16.00	2200	8	3400	10	5500	1540		1.6	2600	HG 5-1579—85-55								
	16.66	2400	8	2800	12	4952	1680		2.4	2810	HG 5-1579—85-56								
20	20.28	2400	8	3600	12	6252	2600	C 型 (裙座)		1	2000	2.4				4420	HG 5-1579—85-57		
	20.95	2600	8	3000	12	5702	2800					2.0				4530	HG 5-1579—85-58		
25	25.71	2400	8	4800	12	7452	2600					2.4				4990	HG 5-1579—85-59		
	25.19	2600	8	3800	12	6502	2800					2.0				5040	HG 5-1579—85-60		
32	32.04	2400	8	6200	12	8852	2600					2.4	5650	HG 5-1579—85-61					
	32.62	2600	8	5200	12	7902	2800					2.0	5760	HG 5-1579—85-62					
40	40.06	2600	8	6600	12	9302	2800					2.0	6480	HG 5-1579—85-63					
	40.72	2800	8	5600	12	8352	3000					1.6	6470	HG 5-1579—85-64					

表 4.12 局部无损探伤贮罐系列

容积, m ³		主 要 结 构 尺 寸, mm							焊 缝 系 数	允许 腐蚀 裕度 mm	贮 罐 重 量 kg	标 准 序 号
公称 容积	全 容积	公称 直径	筒 体		封头 厚度	支座位置		贮罐 总长度				
VN	V	DN	壁厚	长度	S ₁	L ₁	L ₂	L ₀	φ			
0.5	0.52	600	5	1600	6	1350	125	1962	筒体 0.7 封头 1.0		230	HG 5-1580—85-1
0.8	0.80	700	5	1800	6	1500	150	2212			290	HG 5-1580—85-2
1	1.06	800	5	1800	6	1450	175	2262			340	HG 5-1580—85-3
1.5	1.57	800	5	2800	6	2450	175	3262			435	HG 5-1580—85-4
2	2.0	900	5	2800	6	2400	200	3312			500	HG 5-1580—85-5
2.5	2.50	1000	5	2800	6	2350	225	3362	0.85		565	HG 5-1580—85-6
3	2.97	1000	5	3400	6	2950	225	3962			640	HG 5-1580—85-7
4	4.13	1200	5	3200	8	2650	275	3866			815	HG 5-1580—85-8
5	5.03	1200	5	4000	8	3450	275	4666			935	HG 5-1580—85-9
	5.11	1400	5	2800	8	2150	325	3566			1030	HG 5-1580—85-10
6	6.03	1400	5	3400	8	2750	325	4166			1130	HG 5-1580—85-11
	6.40	1600	6	2600	8	1850	375	4466			1290	HG 5-1580—85-12
8	8.18	1400	5	4800	8	4150	325	5566			1380	HG 5-1580—85-13
	8.41	1600	6	3600	8	2850	375	4466			1530	HG 5-1580—85-14
10	10.02	1600	6	4400	8	3650	375	5266			1720	HG 5-1580—85-15
	10.38	1800	6	3400	10	2580	410	4400			1840	HG 5-1580—85-16
12	12.43	1600	6	5600	8	4850	375	6466			2000	HG 5-1580—85-17
	12.42	1800	6	4200	10	3380	410	5200			2050	HG 5-1580—85-18
16	15.98	1800	6	5600	10	4780	410	6600			2430	HG 5-1580—85-19
	16.17	2000	8	4400	10	3480	460	5500			2850	HG 5-1580—85-20
20	20.57	2000	8	5800	10	4880	460	6900			3410	HG 5-1580—85-21
	20.58	2200	8	4600	10	3580	510	5800			3520	HG 5-1580—85-22
25	25.14	2200	8	5800	10	4780	510	7000			4040	HG 5-1580—85-23
	25.70	2400	8	4800	12	3680	560	6104			4230	HG 5-1580—85-24
32	31.98	2200	8	7600	10	6580	510	8800			4830	HG 5-1580—85-25
	32.03	2400	8	6200	12	5080	560	7504			4900	HG 5-1580—85-26
40	40.17	2400	8	8000	12	6880	560	9304			5750	HG 5-1580—85-27
	40.07	2600	8	6600	12	5380	610	8004			5620	HG 5-1580—85-28
50	49.62	2600	8	8400	12	7180	610	9804			6550	HG 5-1580—85-29
	50.57	2800	8	7200	12	5880	660	8704			6620	HG 5-1580—85-30
63	64.12	2800	8	9400	12	8080	660	10904			7840	HG 5-1580—85-31
	64.18	3000	10	8000	14	6580	710	9608			9200	HG 5-1580—85-32
80	79.73	3000	10	10200	14	8780	710	11808			10900	HG 5-1580—85-33
	81.66	3200	10	9000	14	7480	760	10708			10800	HG 5-1580—85-34
100	100.94	3000	10	13200	14	11780	710	14808			13100	HG 5-1580—85-35
	101.71	3200	10	11500	14	9980	760	13208			12800	HG 5-1580—85-36

表 4.13 100%无损探伤贮罐系列

容积, m ³		主要结构尺寸, mm							焊缝系数	允许腐蚀裕度 mm	贮罐重量 kg	标准序号
公称容积	全容积	公称直径	筒体		封头厚度	支座位置		贮罐总长度				
VN	V	DN	壁厚	长度	S ₁	L ₁	L ₂	L ₀	φ			
2.5	2.50	1000	5	2800	6	2350	225	3362	1.0	1.5	565	HG 5-1580—85-37
3	2.97	1000	5	3400	6	2950	225	3962			640	HG 5-1580—85-38
4	4.13	1200	5	3200	8	2650	275	3866			815	HG 5-1580—85-39
5	5.03	1200	5	4000	8	3450	275	4666			935	HG 5-1580—85-40
	5.11	1400	5	2800	8	2150	325	3566			1030	HG 5-1580—85-41
6	6.03	1400	5	3400	8	2750	325	4166			1130	HG 5-1580—85-42
	6.40	1600	6	2600	8	1850	375	3466			1290	HG 5-1580—85-43
8	8.18	1400	5	4800	8	4150	325	5566			1380	HG 5-1580—85-44
	8.41	1600	6	3600	8	2850	375	4466			1530	HG 5-1580—85-45
10	10.20	1600	6	4400	8	3650	375	5266			1720	HG 5-1580—85-46
	10.38	1800	6	3400	10	2580	410	4400			1840	HG 5-1580—85-47
12	12.43	1600	6	5600	8	4850	375	6466			2000	HG 5-1580—85-48
	12.42	1800	6	4200	10	3380	410	5200			2050	HG 5-1580—85-49
16	15.98	1800	6	5600	10	4780	410	6600			2430	HG 5-1580—85-50
	16.17	2000	8	4400	10	3480	460	5500			2850	HG 5-1580—85-51
20	20.57	2000	8	5800	10	4880	460	6900			3410	HG 5-1580—85-52
	20.58	2200	8	4600	10	3580	510	5800			3520	HG 5-1580—85-53
25	25.14	2200	8	5800	10	4780	510	7000			4040	HG 5-1580—85-54
	25.70	2400	8	4800	12	3680	560	6104			4230	HG 5-1580—85-55
32	31.98	2200	8	7600	10	6580	510	8800			4830	HG 5-1580—85-56
	32.03	2400	8	6200	12	5080	560	7504			4900	HG 5-1580—85-57
40	40.17	2400	8	8000	12	6880	560	9304			5750	HG 5-1580—85-58
	40.07	2600	8	6600	12	5380	610	8004			5620	HG 5-1580—85-59
50	49.62	2600	8	8400	12	7180	610	9804			6550	HG 5-1580—85-60
	50.57	2800	8	7200	12	5880	660	8704			6620	HG 5-1580—85-61
63	64.12	2800	8	9400	12	8080	660	10904			7840	HG 5-1580—85-62
	64.18	3000	10	8000	14	6580	710	9608			9200	HG 5-1580—85-63
80	79.73	3000	10	10200	14	8780	710	11808			10900	HG 5-1580—85-64
	81.66	3200	10	9000	14	7480	760	10708			10800	HG 5-1580—85-65
100	100.94	3000	10	13200	14	11780	710	14808			13100	HG 5-1580—85-66
	101.71	3200	10	11500	14	9980	760	13208			12800	HG 5-1580—85-67

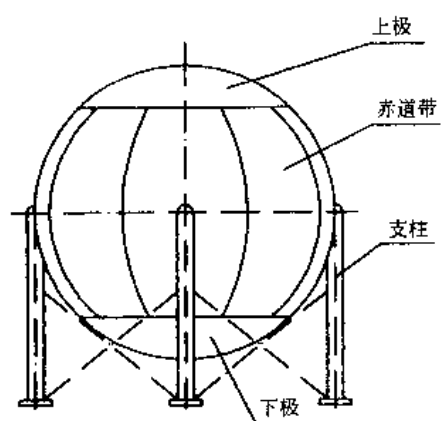


图 4.10 三带球罐

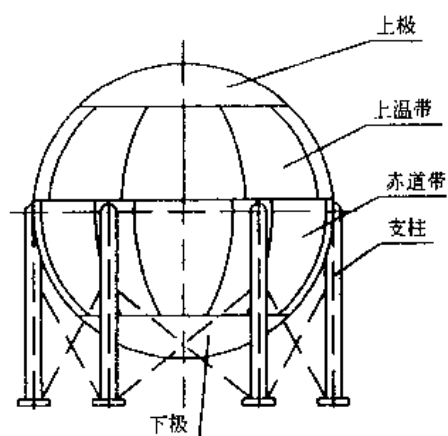


图 4.11 四带球罐

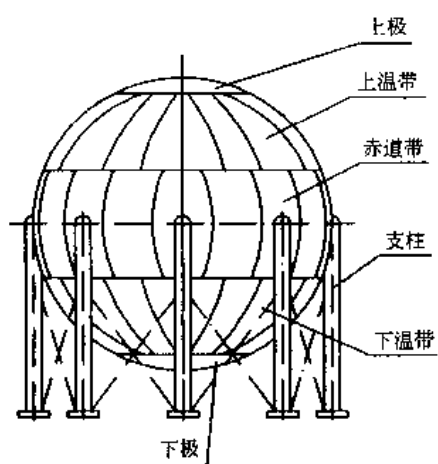


图 4.12 五带球罐

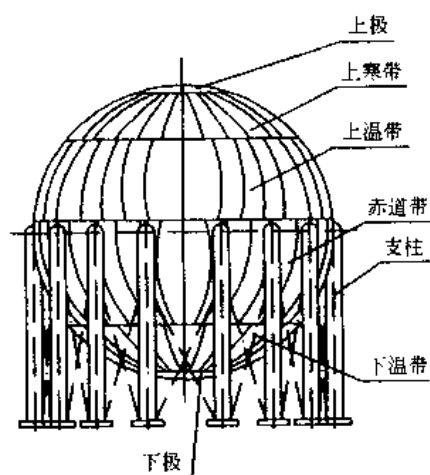


图 4.13 六带球罐

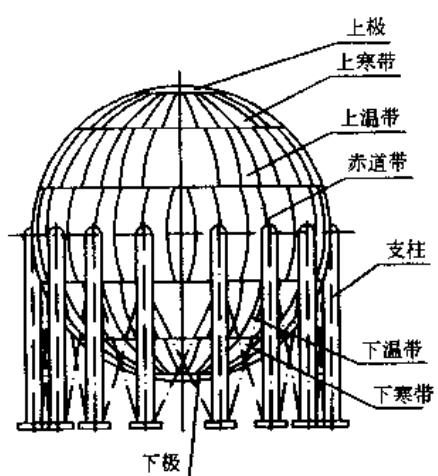


图 4.14 七带球罐

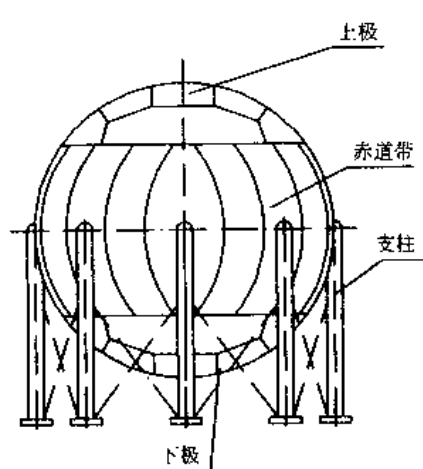


图 4.15 三带球罐

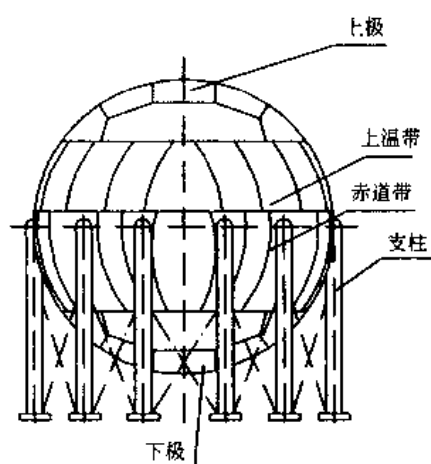


图 4.16 四带球罐

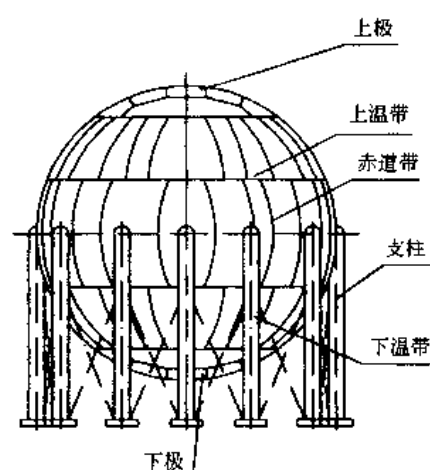


图 4.17 五带球罐

4.1.3.2 基本参数

① 橘瓣式球罐的基本参数应符合表 4.14 的规定。

表 4.14 橘瓣式球罐的基本参数表

公称 容积 m ³	球壳内 直径 mm	几何 容积 m ³	球 壳 分带数	支 柱 根 数	各带球心角 (°) / 各带分块数						
					上极	上温带	赤道带	下温带	下温带	下极	上温带
50	4600	51	3	4	90/3	—	—	90/8	—	—	90/3
120	6100	119	4	5	60/3	—	55/10	65/10	—	—	60/3
200	7100	187	4	6	60/3	—	55/12	65/12	—	—	60/3
400	9200	408	4	6	60/3	—	55/12	65/12	—	—	60/3
				8	60/3	—	55/16	65/16	—	—	60/3
650	10700	641	4	8	45/3	—	45/16	45/16	45/16	—	45/3
				6	60/3	—	55/12	65/12	—	—	60/3
				8	60/3	—	55/16	65/16	—	—	60/3
1000	12300	974	5	8	38/3	—	46/16	50/16	46/16	—	38/3
				10	54/3	—	36/16	54/16	36/16	—	54/3
1500	14200	1499	5	8	54/3	—	36/16	54/16	36/16	—	54/3
				10	54/3	—	36/20	54/20	36/20	—	54/3
2000	15700	2026	5	10	42/3	—	42/20	54/20	42/20	—	42/3
				12	42/3	—	42/24	54/24	42/24	—	42/3
3000	18000	3054	5	10	42/3	—	42/20	54/20	42/20	—	42/3
				12	42/3	—	42/24	54/24	42/24	—	42/3
4000	19700	4003	6	12	36/3	32/18	36/24	40/24	36/24	—	36/3
				14	36/3	32/21	36/28	40/28	36/28	—	36/3
5000	21200	4989	6	12	36/3	32/18	36/24	40/24	36/24	—	36/3
				14	36/3	32/21	36/28	40/28	36/28	—	36/3
6000	22600	6044	6	12	36/3	32/18	36/24	40/24	36/24	—	36/3
				14	36/3	32/21	36/28	40/28	36/28	—	36/3
8000	24800	7986	7	14	32/3	26/21	30/28	36/28	30/28	26/21	32/3
10000	26800	10079	7	14	32/3	26/21	30/28	36/28	30/28	26/21	32/3

注：上、下极分块数，根据需要可以是 2 块。

② 混合式球罐的基本参数应符合表 4.15 的规定。

表 4.15 混合式球罐的基本参数表

公称容积 m^3	球壳内直径 mm	几何容积 m^3	球壳分带数	支柱根数	各带球心角 ($^\circ$) / 各带分块数				
					上极	上温带	赤道带	下温带	下极
1000	12300	974	3	8	112.5/7	—	67.5/16	—	112.5/7
			4	10	90/7	40/20	50/20	—	99/7
1500	14200	1499	3	8	112.5/7	—	67.5/16	—	112.5/7
			4	10	90/7	40/20	50/20	—	99/7
2000	15700	2026	4	10	90/7	40/20	50/20	—	90/7
			5	12	75/7	30/24	45/24	30/24	75/7
3000	18000	3054	4	10	90/7	40/20	50/20	—	90/7
			5	12	75/7	30/24	45/24	30/24	75/7
4000	19700	4003	5	12	75/7	30/24	45/24	30/24	75/7
				14	65/7	38/28	39/28	38/28	65/7
5000	21200	4989	5	12	75/7	30/24	45/24	30/24	75/7
				14	65/7	38/28	39/28	38/28	65/7
6000	22600	6044	5	12	75/7	30/24	45/24	30/24	75/7
				14	65/7	38/28	39/28	38/28	65/7
8000	24800	7986	5	14	65/7	38/28	39/28	38/28	65/7
10000	26800	10079	5	14	65/7	38/28	39/28	38/28	65/7

4.1.3.3 选用说明

① 本系列球罐的设计、制造、试验和验收应符合《钢制球形贮罐》GB 12337—98。

② 选用本标准系列的球罐时,应根据使用要求提出工艺参数和管口方位图。

③ 本标准系列的施工图,可由取得相应压力容器设计批准书的设计单位或制造厂,根据标准中的参数和有关规范自行绘制。

4.1.4 钢制机械搅拌容器标准系列 (GB 9845—88)

本标准系列适用于容积 $0.040 \sim 100 m^3$, 设计压力 $-0.1 \sim 12 MPa$ 表压, 液体介质温度 $-40 \sim 350 ^\circ C$, 动力粘度小于 $500 Pa \cdot s$, 密度小于 $2000 kg/m^3$ 的立式圆筒形钢制机械搅拌容器 (简称搅拌容器)。

对于有涂层或衬里的搅拌容器亦应参照本标准。本标准不适用于无盖及直接火焰加热的搅拌容器。

① 搅拌容器形式按表 4.16 的规定。

② 搅拌容器主要参数按表 4.17 的规定。

③ 传动装置输出轴转速与额定功率范围应符合表 4.18 的规定。

④ 搅拌容器设计压力可按表 4.19 中的规定。

表 4.16 搅拌容器形式

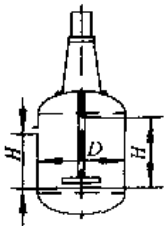
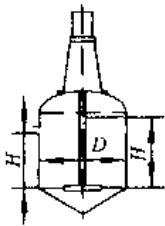
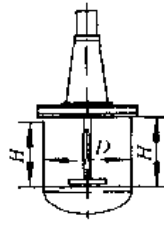
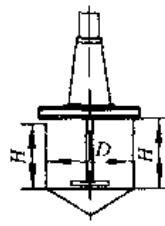
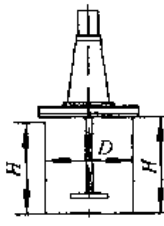
封头型式	椭圆形底、盖		90°折边锥形底、椭圆形盖		椭圆形底 (或球形底)、平盖		120°无折边锥形底、平盖		平底、平盖	
	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆
示意图										

表 4.17 搅拌容器主要参数表

封 头 型 式		椭圆形底、盖		90°折边锥形底、 椭圆形盖		椭圆形底（或球 形底）、平盖		120°无折边锥形 底、平盖		平底、平盖	
		可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆
公称容积, m ³	筒体内径, mm	高 度 H, mm									
0.040	400	—		—		230		—		—	
0.063						410					
0.10	500					410					
0.16	600	450	—	450	—	450	—	520	—	600	—
0.25	700	520		500		520		600		700	
0.40	800	650		600		650		750		800	
0.63		1100		1050		1100		1200		1300	
	900	820		800		820		950		1000	
1.00	900	1400		1350		1400		1500		1600	
	1000	1100		1050		1100		1200		1300	
1.25	1000	1400		1350		1400		1500		1600	
	1200	880		850		880		1000		1150	
1.6	1000	1850		1800		1850		—		—	
	1200	1200		1150		1200		1400		1450	
2.0		1550		1500		1550		1700		1800	
	1400	1040		1000		1040		1200		1300	
2.5	1200	2000	—	1950	—	2000	—	2100	—	2250	—
	1400	1400	1300	1400	1500	1650					
3.2	1400	1850	1750	1850	2000	2100					
	1600	1300	1250	1300	1500	1600					
4.0	1400	2350	2300	2350	2500	2600					
	1600	1700	1650	1700	1850	2000					
5.0		2200	2100	2200	2400	2500					
	1800	1650	1550	1650	1800	2000					
6.3	1600	2850	2750	2850	3000	3150					
	1800	2200	2050	2200	2350	2500					
8.0		2850	2750	2850	3000	3200					
	2000	2200	2100	2200	2400	2600					
10	1800	3650	—	—	—	—					
	2000	2850	2750	2850	3000	3250					
	2200	2300	2150	2300	2450	2650					
12.5	2000	3650	—	—	—	—					
	2200	2950	2800	2950	3100	3300					
	2400	2350	2200	2350	2550	2800					

续表

封头型式		椭圆形底、盖		90°折边锥形底、椭圆形盖		椭圆形底(或球形底)、平盖		120°无折边锥形底、平盖		平底、平盖	
		可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆	可拆盖	不可拆
公称容积, m ³	筒体内径, mm	高度 H, mm									
16	2000	4750	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	2400	3150	3000	3150	3350	3600	—	—	—	—	—
	2800	—	—	—	—	2350	2600	—	—	—	—
20	2200	4950	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	2600	3350	3200	3350	3550	3800	—	—	—	—	—
	3000	—	—	—	—	2600	2900	—	—	—	—
25	2400	5150	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	2800	3600	3450	3600	3800	4100	—	—	—	—	—
	3200	—	—	—	—	2850	3200	—	—	—	—
32	2600	5600	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3000	4000	3850	4000	4250	4550	—	—	—	—	—
	3400	—	—	—	—	3200	3600	—	—	—	—
40	2800	6000	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3200	4450	—	—	4700	5000	—	—	—	—	—
	3600	—	—	—	3600	4000	—	—	—	—	—
50	3000	6550	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3200	5650	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3400	4900	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4000	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
63	3200	7300	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3600	5550	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4000	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4500	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
80	3200	9400	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3600	7250	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4000	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4500	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	5000	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
100	3600	9200	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4000	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4500	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	5000	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

注：球形底、平盖搅拌容器宜用于筒体内径 1600mm 以下，设计压力 2.5MPa 以上的场合。

表 4.18 传动装置输出轴转速与额定功率范围表

公称容积, m ³	额定功率范围, kW	转速范围, r/min	公称容积, m ³	额定功率范围, kW	转速范围, r/min
0.040	0.55~1.5	20~3000	5.0	1.5~37	8~750
0.063			6.3	1.5~45	
0.10	0.75~3		8.0		
0.16	0.75~5.5		10		
0.25	0.75~7.5	16~3000	12.5		
0.40	0.75~11	16~1000	16	3~55	6.3~500
0.63			20	3~75	
1.00	1.5~15	12.5~1000	25	3~90	4~400
1.25			32	3.5~90	
1.6	1.5~18.5		40		
2.0	1.5~22	10~750	50	7.5~110	4~320
2.5			63	7.5~132	4~250
3.2	1.5~30		80	11~132	
4.0			100		4~200

表 4.19 搅拌容器设计压力表

封头型式		筒体内径 mm 不大于	设计压力, MPa (表压)																		
			-0.1	0~2×10 ⁻³	0.25	0.4	0.6	1.0	1.6	2.0	2.5	3.2	4	5	6	7	8	9	10	11	12
椭圆形底、 盖	可拆盖	1600	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓							
		2000	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓										
		3200	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓												
		3600	✓	✓	✓	✓	✓	✓													
	不可拆	1600	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓							
		2200	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓								
		2600	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓										
		3200	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓											
		3600	✓	✓	✓	✓	✓	✓													
90°折边锥形 底、椭圆形盖	可拆盖	3000	✓	✓	✓	✓															
	不可拆																				
椭圆形底或球 形底、平盖	可拆盖	1600	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
		3000																			
	不可拆	3000		✓																	
120°无折边锥 形底、平盖	可拆盖	3600		✓																	
	不可拆																				
平底、平盖	可拆盖	5000		✓																	
	不可拆																				

注: 符号“✓”表示采用。

⑤ 选用说明

a. 本系列搅拌容器的设计、制造、试验和验收应符合:《机械搅拌设备》HG/T 20569—94。

b. 选用本标准系列的搅拌容器应根据使用要求提出工艺参数和管口方位图。

c. 本标准系列的施工图, 可由取得相应压力容器设计批准书的设计单位或制造厂, 根据标准中的参数和有关标准、规范自行绘制。

4.2 换热器系列

换热器是实现两种温度不同的流体相互换热的设备。换热器广泛应用于动力、化工、石油、冶金、建筑和轻工等工业部门。

4.2.1 换热器的分类与选择

4.2.1.1 换热器的分类

(1) 按作用原理和实现传热的方式分类

① 混合式换热器 它是利用两种换热流体的直接接触与混合的作用来进行热量交换的。为了获得大的接触面积, 可在设备中放置搁栅或填料, 有时还把液体喷成细滴。

② 蓄热式换热器 它是让两种温度不同的流体轮流通过同一种固体填料的表面, 使填料相应的被加热和被冷却, 面进行热流体和冷流体之间的热量传递。为了过程连续, 这种换热器都是成对使用。生产中热、冷流体会少量混合。

③ 间壁式换热器 它是利用一种固体壁面将进行热交换的两种流体隔开, 使它们通过壁面进行传热。这类换热器应用最为广泛。

(2) 按使用目的分类

① 冷却器 冷却工艺物流的设备。一般冷却剂多采用水。若冷却温度低时, 可采用氨或者氟利昂为冷却剂。

② 加热器 加热工艺物流的设备。一般采用水蒸气、热水和烟道气等作为加热介质, 当温度要求高时可采用导热油、熔盐等作为加热介质。

③ 再沸器 用于蒸馏塔底汽化物料的设备。

④ 冷凝器 将气态物料冷凝变成液态物料的设备。

⑤ 蒸发器 专门用于蒸发溶液中的水分或者溶剂的设备。

⑥ 过热器 对饱和蒸汽再加热升温的设备。

⑦ 废热锅炉 由工艺的高温物流或者废气中回收其热量而发生蒸汽的设备。

(3) 按传热面的形状和结构分类

间壁式换热器可按传热面的形状和结构分类见表 4.20。

表 4.20 间壁式换热器的分类及特点

分 类	名 称	特 性	相对费用	耗用金属 kg/m ²
管壳式	固定管板式	使用广泛, 已系列化; 壳程不易清洗, 管壳两物流温差 $>60^{\circ}\text{C}$, 时应设置膨胀节, 最大使用温差不应大于 120°C	1.0	30
	浮头式	壳程易清洗; 管壳两物料温差 $>120^{\circ}\text{C}$, 内垫片易渗漏	1.22	46
	填料函式	优缺点同浮头式, 造价高, 不宜制造大直径	1.28	
	U 形管式	制造、安装方便, 造价较低, 管程耐高压; 但结构不紧凑, 管于不易更换和不易机械清洗	1.01	
板式	板翅式	紧凑, 效率高, 可多股物料同时热交换, 使用温度 $\leq 150^{\circ}\text{C}$		16
	螺旋板式	制造简单、紧凑, 可用于带颗粒物料, 温位利用好; 不易检修	0.6	50
	伞板式	制造简单、紧凑, 成本低, 易清洗, 使用压力 $\leq 1.18\text{MPa}$		
	波纹板式	紧凑, 效率高, 易清洗, 使用温度 $\leq 150^{\circ}\text{C}$, 使用压力 $\leq 1.47\text{MPa}$		16
管式	空冷器	投资和操作费用一般较水冷低, 维修容易, 但受周围空气温度影响大	0.8~1.8	
	套管式	制造方便, 不易堵塞, 耗金属多, 使用面积不宜大于 20m^2	0.8~1.4	150
	喷淋管式	制造方便, 可用海水冷却, 造价较套管式低, 对周围环境有水雾腐蚀	0.8~1.1	60
	箱管式	制造简单, 占地面积大, 一般作为出料冷却	0.5~0.7	100

续表

分 类	名 称	特 性	相对费用	耗用金属 kg/m ²
液膜式	升降膜式	接触时间短,效率高,无内压降。浓缩比 ≤ 5		
	括板薄膜式	接触时间短,适于高粘度,易结垢物料。浓缩比 11~20		
	离心薄膜式	受热时间短,清洗方便,效率高。浓缩比 ≤ 15		
其他形式	板壳式	结构紧凑,传热好,成本低,压降小,较难制造		24
	热管	高导热性和导温性,热流密度大,制造要求高		

4.2.1.2 换热器的选择

(1) 换热器类型的选择

在选择换热器时应考虑以下几个方面。

① 满足工艺要求。首先,要使被处理物料达到温度的要求,实现换热的目的;其次,流体的种类、物料的物现、化学性质,特别是腐蚀性,以及操作压力、允许的压力降、结垢情况等,都应很好考虑。

② 传热效率要高。尽量使两种流体的传热膜系数相同或相近,以保证有较大的传热系数,并应减缓生成污垢,而且在单位体积中应有较大的传热面积,热损失要小。

③ 结构简单,使用可靠,制造容易,安装、检修、清洗方便。

(2) 管壳式换热器工艺条件的选定

① 温度 冷却水的出口温度不宜高于 60℃,以免结垢严重。

高温端的温差不应小于 20℃,低温端的温差不应小于 5℃。当在两工艺物流之间进行换热时,低温端的温差不应小于 20℃。

当在采用多管程、单壳程的管壳式换热器,并用水作为冷却剂时,冷却水的出口温度不应高于工艺物流的出口温度。

在冷却或者冷凝工艺物流时,冷却剂的入口温度应高于工艺物流中易结冻组分的冰点,一般高 5℃。

在对反应物进行冷却时,为了控制反应,应维持反应物流和冷却剂之间的温差不应低于 10℃。

当冷凝带有清性气体的工艺物料时,冷却剂的出口温度应低于工艺物料的露点,一般低 5℃。

换热器的设计温度应高于最大使用温度,一般高 15℃。

② 压力降 增加工艺物流流速,可增加传热系数,使换热器结构紧凑,但增加流速将关系到换热器的压力降,磨蚀和振动破坏加剧等。压力降增加使动力消耗增加,因此,最大允许的压力降范围一般限制如表 4.21 所示。

表 4.21 允许的压力降范围

工艺物流的压力, Pa	允许压力降 Δp , Pa
$< 9.8 \times 10^4$	9.8×10^3
$9.8 \times 10^4 \sim 16.7 \times 10^4$	$3.9 \times 10^3 \sim 3.3 \times 10^4$
$> 16.7 \times 10^4$	$\geq 3.3 \times 10^4$

③ 物流的安排

a. 温度 高温物流,一般走管程;除此有时为了节省保温层和减少壳体厚度,也可使高温物流走壳程。

b. 压力 较高压的物流应走管程。

c. 粘度 较粘的物流应走壳程,在壳程可以得到较高的传热系数。

d. 腐蚀 腐蚀性较强的物流应位于管程。

e. 压力降 对压力降有特定要求的工艺物流,应位于管程,因管程的传热系数和压降计算误差小。

f. 结垢 较脏和易结垢的物流应走管程,以便清洗和控制结垢。若必须走壳程,则应采用正方形管子排列,并采用可拆式(浮头式、填料函式、U 形管式)换热器。

g. 流速 流量较小的物流应走壳程,因为在壳程易使物流成为湍流状态,从而增加传热系数。

h. 给热系数 给热系数较小的物流,像气体,应定壳程,易于提高给热系数。

4.2.2 固定管板式换热器 (JB/T 4715—92)

率标准系列适用于化学、石油工业用碳素钢、低合金钢和不锈钢制换热器,也适用于其他工业部门

⑥ 换热管 $\phi 19$ 、 $\phi 25$ 的换热器基本参数见表 4.25、表 4.26。

⑦ 计算换热面积按下式确定：

$$A = \pi d(L - 2\delta - 0.006)n \tag{4.1}$$

式中 A 为计算换热面积， m^2 ； d 为换热管外径， m ； L 为换热管长度， m ； δ 为管板厚度（假定为 $0.05m$ ）， m ； n 为换热管根数。

表 4.22 换热管规格及排列形式表

外径×壁厚，mm		排列形式	管心距 mm
碳钢、低合金钢	不锈钢		
$\phi 25 \times 2.5$	$\phi 25 \times 2$	正三角形	32
$\phi 19 \times 2$	$\phi 19 \times 2$		25

表 4.23 折流板（支持板）间距表

公称直径 DN	管 长	折流板间距					
≤ 500	$\leq 3\,000$	100	200	300	450	600	—
	4500~6000	—					
600~800	1500~6000	150	200	300	450	600	—
900~1300	≤ 6000		200	300	450	600	—
	7500, 9000		—				750
1400~1600	6000			300	450	600	750
	7500, 9000			—			
1700~1800	6000~9000	—	—	—	450	600	750

4.2.2.3 基本组合参数（见表 4.24）

表 4.24 固定管板式换热器基本组合参数表

公称直径 DN mm	管程数	公称压力 PN MPa	换热管长度 L , mm					
			1500	2000	3000	4500	6000	9000
159	1	0.60				—	—	—
219		2.50				—	—	—
273	2	4.00						—
325	4	6.40						—
400		0.60						—
450								—
500			—					—
600	—						—	
700	1	1.00	—					—
800		1.60	—	—				—
900		2.50	—	—				
1000		4.00	—	—				
(1100)	2		—	—	—			
1200			—	—	—			
(1300)	4		—	—	—			
1400		6	0.25	—	—	—		
(1500)	0.60		—	—	—	—		
1600	1.00		—	—	—	—		
(1700)	1.60		—	—	—	—		
1800	2.50		—	—	—	—		
				—	—	—	—	

注：表中括号内公称直径不推荐使用。

表 4.25 换热管 $\phi 19$ 的基本参数

公称直径 DN mm	公称压力 PN MPa	管程数 N	管子根数 n	中心排 管 数	管程流 通面积 m ²	计算换热面积, m ²						
						换热管长度 L, mm						
						1500	2000	3000	4500	6000	9000	
159	1.60 2.50 4.00 6.40	1	15	5	0.0027	1.3	1.7	2.6	—	—	—	
219			33	7	0.0058	2.8	3.7	5.7	—	—	—	
273		1	65	9	0.0115	5.4	7.4	11.3	17.1	22.9	—	
		2	56	8	0.0049	4.7	6.4	9.7	14.7	19.7	—	
325		1	99	11	0.0175	8.3	11.2	17.1	26.0	34.9	—	
		2	88	10	0.0078	7.4	10.0	15.2	23.1	31.0	—	
	4	68	11	0.0030	5.7	7.7	11.8	17.9	23.9	—		
400	0.60 1.00 1.60 2.50 4.00	1	174	14	0.0307	14.5	19.7	30.1	45.7	61.3	—	
		2	164	15	0.0145	13.7	18.6	28.4	43.1	57.8	—	
		4	146	14	0.0065	12.2	16.6	25.3	38.3	51.4	—	
450		1	237	17	0.0419	19.8	26.9	41.0	62.2	83.5	—	
		2	220	16	0.0194	18.4	25.0	38.1	57.8	77.5	—	
		4	200	16	0.0088	16.7	22.7	34.6	52.5	70.4	—	
500		1	275	19	0.0486	—	31.2	47.6	72.2	96.8	—	
		2	256	18	0.0226	—	29.0	44.3	67.2	90.2	—	
		4	222	18	0.0098	—	25.2	38.4	58.3	78.2	—	
600		1	430	22	0.0760	—	48.8	74.4	112.9	151.4	—	
		2	416	23	0.0368	—	47.2	72.0	109.3	146.5	—	
		4	370	22	0.0163	—	42.0	64.0	97.2	130.3	—	
700		6	360	20	0.0106	—	40.8	62.3	94.5	126.8	—	
		1	607	27	0.1073	—	—	105.1	159.4	213.8	—	
		2	574	27	0.0507	—	—	99.4	150.8	202.1	—	
		4	542	27	0.0239	—	—	93.8	142.3	190.9	—	
800		6	518	24	0.0153	—	—	39.7	136.0	182.4	—	
		1	797	31	0.1408	—	—	138.0	209.3	280.7	—	
		2	776	31	0.0686	—	—	134.3	203.8	273.3	—	
		4	722	31	0.0319	—	—	125.0	189.8	254.3	—	
900		6	710	30	0.0209	—	—	122.9	186.5	250.0	—	
		1	1009	35	0.1783	—	—	174.7	265.0	355.3	536.0	
		2	988	35	0.0873	—	—	171.0	259.5	347.9	524.9	
		4	938	35	0.0414	—	—	162.4	246.4	330.3	498.3	
1000		6	914	34	0.0269	—	—	158.2	240.0	321.9	485.6	
		1	1267	39	0.2239	—	—	219.3	332.8	446.2	673.1	
		2	1234	39	0.1090	—	—	213.6	324.1	434.6	655.1	
		4	1186	39	0.0524	—	—	205.3	311.5	417.7	630.1	
				6	1148	38	0.0338	—	—	198.7	301.5	404.3

续表

公称直径 DN mm	公称压力 PN MPa	管程数 N	管子根数 n	中心排 管 数	管程流 通面积 m ²	计算换热面积, m ²					
						换热管长度 L, mm					
						1500	2000	3000	4500	6000	9000
(1100)	0.60	1	1501	43	0.2652	—	—	—	394.2	528.6	797.4
		2	1470	43	0.1299	—	—	—	386.1	517.7	780.9
	1.00	4	1450	43	0.0641	—	—	—	380.8	510.6	770.3
		6	1380	42	0.0406	—	—	—	362.4	486.0	733.1
1200	1.60	1	1837	47	0.3246	—	—	—	482.5	646.9	975.9
	2.50	2	1816	47	0.1605	—	—	—	476.9	639.5	964.7
		4	1732	47	0.0765	—	—	—	454.9	610.0	920.1
	4.00	6	1716	46	0.0505	—	—	—	450.7	604.3	911.6
(1300)		1	2123	51	0.3752	—	—	—	557.6	747.7	1127.8
		2	2080	51	0.1838	—	—	—	546.3	732.5	1105.0
		4	2074	50	0.0916	—	—	—	544.7	730.4	1101.8
		6	2028	48	0.0597	—	—	—	532.6	714.6	1077.4
1400		1	2557	55	0.4519	—	—	—	—	900.5	1358.4
		2	2502	54	0.2211	—	—	—	—	881.1	1329.2
		4	2404	55	0.1062	—	—	—	—	846.6	1277.1
		6	2378	54	0.0700	—	—	—	—	837.5	1263.3
(1500)	0.25	1	2929	59	0.5176	—	—	—	—	1031.5	1556.0
		2	2874	58	0.2539	—	—	—	—	1012.1	1526.8
		4	2768	58	0.1223	—	—	—	—	974.8	1470.5
		6	2692	56	0.0793	—	—	—	—	948.0	1430.1
1600	1.00	1	3339	61	0.5901	—	—	—	—	1175.9	1773.3
	1.60	2	3282	62	0.3382	—	—	—	—	1155.8	1743.5
		4	3176	62	0.1403	—	—	—	—	1118.5	1687.2
	2.50	6	3140	61	0.0925	—	—	—	—	1105.8	1668.1
(1700)		1	3721	65	0.6576	—	—	—	—	1310.7	1976.7
		2	3646	66	0.3131	—	—	—	—	1284.0	1936.9
		4	3544	66	0.1566	—	—	—	—	1248.1	1882.7
		6	3512	63	0.1034	—	—	—	—	1236.8	1869.7
1800		1	4247	71	0.7505	—	—	—	—	1495.7	2256.2
		2	4186	70	0.3699	—	—	—	—	1474.2	2223.8
		4	4070	69	0.1798	—	—	—	—	1433.3	2162.2
		6	4048	67	0.1192	—	—	—	—	1425.6	2150.5

表 4.26 换热管 $\phi 25$ 的基本参数

公称直径 DN mm	公称压力 PN MPa	管程数 N	管子根 数 n	中心排 管数	管程流通面积 m ²		计算换热面积, m ²					
							换热管长度 L, mm					
					$\phi 25 \times 2$	$\phi 25 \times 2.5$	1500	2000	3000	4500	6000	9000
159 210		1	11	3	0.0038	0.0035	1.2	1.6	2.5	—	—	—
			25	5	0.0087	0.0079	2.7	3.7	5.7	—	—	—
273	1.60	1	38	6	0.0132	0.0119	4.2	5.7	8.7	13.1	17.6	—
	2.50	2	32	7	0.0065	0.0050	3.5	4.8	7.3	11.1	14.8	—
325	4.00	1	57	9	0.0197	0.0179	6.3	8.5	13.0	19.7	26.4	—
	6.40	2	56	9	0.0097	0.0088	6.2	8.4	12.7	19.3	25.9	—
		4	40	9	0.0035	0.0031	4.4	6.0	9.1	13.8	18.5	—
400		1	98	12	0.0339	0.0308	10.8	14.6	22.3	33.8	45.4	—
		2	94	11	0.0163	0.0148	10.3	14.0	21.4	32.5	43.5	—
		4	76	11	0.0066	0.0060	8.4	11.3	17.3	26.3	35.2	—
450	0.60	1	135	13	0.0468	0.0424	14.8	20.1	30.7	46.6	62.5	—
		2	126	12	0.0218	0.0198	13.9	18.8	28.7	43.5	58.4	—
		4	106	13	0.0092	0.0083	11.7	15.8	24.1	36.6	49.1	—
500	1.00	1	174	14	0.0603	0.0546	—	26.0	39.6	60.1	80.6	—
	1.60	2	164	15	0.0284	0.0257	—	24.5	37.3	56.6	76.0	—
		4	144	15	0.0125	0.0113	—	21.4	32.8	49.7	66.7	—
600	2.50	1	245	17	0.0849	0.0769	—	36.5	55.8	84.6	113.5	—
		2	232	16	0.0402	0.0364	—	34.6	52.8	80.1	107.5	—
		4	222	17	0.0192	0.0174	—	33.1	50.5	76.7	102.8	—
	4.00	6	216	16	0.0125	0.0113	—	32.2	49.2	74.6	100.0	—
700		1	355	21	0.1230	0.1115	—	—	80.0	122.6	164.4	—
		2	342	21	0.0592	0.0537	—	—	77.9	118.1	158.4	—
		4	322	21	0.0279	0.0253	—	—	73.3	111.2	149.1	—
		6	304	20	0.0175	0.0159	—	—	69.2	105.0	140.8	—
800		1	467	23	0.1618	0.1466	—	—	106.3	161.3	216.3	—
		2	450	23	0.0779	0.0707	—	—	102.4	155.4	208.5	—
		4	442	23	0.0383	0.0347	—	—	100.6	152.7	204.7	—
		6	430	24	0.0248	0.0225	—	—	97.9	148.5	119.2	—
900	0.60	1	605	27	0.2095	0.1900	—	—	137.8	209.0	280.2	422.7
		2	588	27	0.1018	0.0923	—	—	133.9	203.1	272.3	410.8
		4	554	27	0.0480	0.0435	—	—	126.1	191.4	256.6	387.1
		6	538	26	0.0311	0.0282	—	—	122.5	185.8	249.2	375.9
1000	1.60	1	749	30	0.2594	0.2352	—	—	170.5	258.7	346.9	523.3
		2	742	29	0.1285	0.1165	—	—	168.9	256.3	343.7	518.4
		4	710	29	0.0615	0.0557	—	—	161.6	245.2	328.8	496.6
		6	698	30	0.0403	0.0365	—	—	158.9	241.1	323.3	487.7
(1100)	2.50	1	931	33	0.3225	0.2923	—	—	—	321.6	431.2	650.4
		2	894	33	0.1548	0.1404	—	—	—	308.8	414.1	624.6
		4	848	33	0.0734	0.0666	—	—	—	292.9	392.8	592.5
		6	830	32	0.0479	0.0434	—	—	—	286.7	384.4	579.9
1200	4.00	1	1115	37	0.3862	0.3501	—	—	—	385.1	516.4	779.0
		2	1102	37	0.1908	0.1730	—	—	—	380.6	510.4	769.9
		4	1052	37	0.0911	0.0826	—	—	—	363.4	487.2	735.0
		6	1026	36	0.0592	0.0537	—	—	—	354.4	475.2	716.8

续表

公称直径 DN mm	公称压力 PN MPa	管程数 N	管子根 数 n	中心排 管数	管程流通面积 m ²		计算换热面积, m ²					
							换热管长度 L, mm					
					φ25×2	φ25×2.5	1500	2000	3000	4500	6000	9000
(1300)	0.25 0.60 1.00 1.60 2.50	1	1301	39	0.4506	0.4085	—	—	—	449.4	602.6	908.9
		2	1274	40	0.2206	0.2000	—	—	—	440.0	590.1	890.1
		4	1214	39	0.1051	0.0953	—	—	—	419.3	562.3	848.2
		6	1192	38	0.0688	0.0624	—	—	—	411.7	552.1	832.8
1400		1	1547	43	0.5358	0.4858	—	—	—	—	716.5	1080.8
		2	1510	43	0.2615	0.2371	—	—	—	—	699.4	1055.0
		4	1454	43	0.1259	0.1141	—	—	—	—	673.4	1015.8
		6	1424	42	0.0822	0.0745	—	—	—	—	659.5	994.9
(1500)		1	1753	45	0.6072	0.5504	—	—	—	—	811.9	1224.7
		2	1700	45	0.2944	0.2669	—	—	—	—	787.4	1187.7
		4	1688	45	0.1462	0.1325	—	—	—	—	781.8	1179.3
		6	1590	44	0.0918	0.0832	—	—	—	—	736.4	1110.9
1600		1	2023	47	0.7007	0.6352	—	—	—	—	937.0	1413.4
		2	1982	48	0.3432	0.3112	—	—	—	—	918.0	1384.7
		4	1900	48	0.1645	0.1492	—	—	—	—	880.0	1327.4
		6	1884	47	0.1088	0.0986	—	—	—	—	872.6	1316.3
(1700)		1	2245	51	0.7776	0.7049	—	—	—	—	1039.8	1568.5
		2	2216	52	0.3838	0.3479	—	—	—	—	1026.3	1548.2
		4	2180	50	0.1888	0.1711	—	—	—	—	1009.7	1523.1
		6	2156	53	0.1245	0.1128	—	—	—	—	998.6	1506.3
1800		1	2559	55	0.8863	0.8035	—	—	—	—	1185.3	1787.7
		2	2512	55	0.4350	0.3944	—	—	—	—	1163.4	1755.1
		4	2424	54	0.2099	0.1903	—	—	—	—	1122.7	1693.2
		6	2404	53	0.1388	0.1258	—	—	—	—	1113.4	1679.6

注: 表 4.25~表 4.26 中的管程流通面积为各程平均值。

4.2.2.4 选用说明

① 首先根据工艺计算确定换热器的公称直径、公称压力、管程数和计算换热面积。管程和壳程的实际工作压力应不高于公称压力; 工艺计算所需的换热面积应小于其计算换热面积。管程数的选取应综合考虑给热系数的增加和管程压力降的限制等。一般水和相类似的流体流速取 1~2.5m/s, 气体和蒸汽的流速可在 8~30m/s 的范围内选取。

② 换热器的设计、制造、试验和验收按《钢制管壳式换热器》GB 151—98 进行, 并接受《压力容器安全技术监察规程》的监督。

③ 管口及支座方位可根据需要确定。

④ 本标准系列的施工图, 可由取得压力容器设计批准书的单位, 根据标准中的参数自行绘制。

4.2.3 立式热虹吸式重沸器 (JB/T 4716—92)

本标准系列适用于石油、化学工业用碳素钢, 低合金钢和不锈钢酸钢制重沸器, 也适用于其他部门用相似的重沸器。

4.2.3.1 结构形式 (见图 4.24 所示)

4.2.3.2 基本参数

① 公称压力 PN0.25~1.6MPa。公称直径 DN400~1800mm。换热管长度 L1500~3000mm。

② 换热管规格及排列形式见表 4.27。φ25、φ38 管径重沸器基本参数见表 4.28、表 4.29。

③ 支持板间距

DN≤600 时: 300、500mm。

700≤DN≤800 时: 600、1000mm。

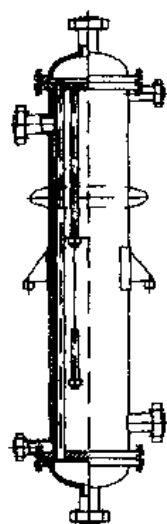


图 4.24 立式热虹吸式重沸器结构形式

表 4.27 换热管规格及排列形式

mm

外径×壁厚		排列形式	管心距
碳钢、低合金钢	不锈钢		
$\phi 25 \times 2.5$	$\phi 25 \times 2$	正三角形	32
$\phi 38 \times 3$	$\phi 38 \times 2.5$		48

表 4.28 $\phi 25$ 管径基本参数

公称直径 DN mm	公称压力 PN MPa	管程数 N	管子 根数 n	中心排 管 数	管程流通面积		计算换热面积 A, m ²			
					m ²		换热管长度 L, mm			
					φ25×2	φ25×2.5	1500	2000	2500	3000
400	1.00 1.60	1	98	12	0.0339	0.0308	10.8	14.6	18.4	—
500			174	14	0.0603	0.0546	19.0	26.0	32.7	—
600			245	17	0.0849	0.0769	26.8	36.5	46.0	—
700	355		21	0.1230	0.1115	38.8	52.8	66.7	80.8	
800	467		23	0.1618	0.1466	51.1	69.4	87.8	106	
900	605		27	0.2095	0.1900	66.2	90.0	113	137	
1000	749		30	0.2594	0.2352	82.0	111	140	170	
(1100)	931		33	0.3225	0.2923	102	138	175	211	
1200	1115		37	0.3862	0.3501	122	165	209	253	
(1300)	1301		39	0.4506	0.4085	142	193	244	295	
1400	1547		43	0.5358	0.4858	—	230	290	351	
(1500)	1753		45	0.6072	0.5504	—	—	329	398	
1600	2023		47	0.7007	0.6352	—	—	380	460	
(1700)	2245		51	0.7776	0.7049	—	—	422	510	
1800	2559		55	0.8863	0.8035	—	—	481	581	

表 4.29 $\phi 38$ 管径基本参数

公称直径 DN mm	公称压力 PN MPa	管程数 N	管子 根数 n	中心排 管 数	管程流通面积 m ²		计算换热面积 A, m ²			
							换热管长度 L, mm			
					φ38×2.5	φ38×3	1500	2000	2500	3000
400	1.00 1.60	1	51	7	0.0436	0.0410	8.5	11.6	14.6	—
500			69	9	0.0590	0.0555	11.5	15.6	19.8	—
600			115	11	0.0982	0.0942	19.2	26.1	32.9	—
700	169		13	0.136	0.128	26.6	36.0	45.5	55.0	
800	205		15	0.175	0.165	34.2	46.5	58.7	70.9	
900	259		17	0.221	0.208	43.3	58.7	74.2	89.6	
1000	0.25		355	19	0.303	0.285	59.3	80.5	102	123
(1100)			419	21	0.358	0.337	70.0	95.0	120	145
1200			503	23	0.430	0.404	84.0	114	144	174
(1300)	0.60		587	25	0.502	0.472	90.1	133	168	203
1400			711	27	0.608	0.572	—	161	204	246
(1500)			813	31	0.696	0.654	—	—	233	281
1600	1.60		945	33	0.808	0.760	—	—	271	327
(1700)			1059	35	0.905	0.851	—	—	303	366
1800			1177	39	1.006	0.946	—	—	337	407

④ 计算换热面积按式 (4.2) 确定

$$A = \pi d n (L - 2\delta - 0.006) \quad (4.2)$$

式中 A 为计算换热面积, m^2 ; d 为换热管外径, m ; n 为换热管根数; L 为换热管长度, m ; δ 为管板厚度, m (假定为 0.05m)。

4.2.3.3 基本参数组合 (见表 4.30)

表 4.30 立式热虹吸式重沸器基本参数组合

公称直径 DN mm	管程数 N	公称压力 PN MPa	换热管长度 L , mm			
			1500	2000	2500	3000
400	1	1.00 1.60				—
500						—
600						—
700		0.25 0.60 1.00 1.60				
800						
900						
1000						
(1100)						
1200						
(1300)						
1400			—			
(1500)			—	—		
1600			—	—		
(1700)			—	—		
1800			—	—		

4.2.3.4 选用说明

- ① 首先根据工艺计算确定重沸器的公称直径、公称压力和计算换热面积。
- ② 换热器的设计、制造、试验和验收按《钢制管壳式换热器》GB 151—98 进行。
- ③ 管口及支座方位可根据需要确定。
- ④ 本系列施工图可由取得压力容器设计批准书的单位根据标准中的参数自行绘制。

4.2.4 浮头式换热器和冷凝器 (JB/T 4714—92)

本标准适用于石油及化学工业用碳素钢、低合金钢和不锈钢耐酸钢制换热器和冷凝器, 也适用于其他工业部门相似的换热器和冷凝器。

4.2.4.1 结构形式

浮头式换热器结构如图 4.25、图 4.26 所示。换热器两端的管板, 一个与壳体固定连接, 另一个可在壳体内自由浮动。它具有以下特点。

- ① 壳体和管束的热变形是自由的, 故当壳程与管程两种介质的温差较大时, 管束与壳体之间不产生热应力。
- ② 管束可从壳体中抽出, 为检修、清洗提供了方便。

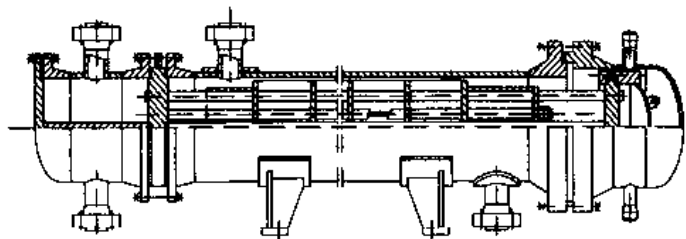


图 4.25 内导流式换热器结构图

- ③ 结构复杂, 造价高。

④ 为了使浮动管板能随管束一起从壳体中抽出, 管束外缘与壳壁之间形成了一个宽度 $16 \sim 22\text{mm}$ 的环隙, 不但减少了排管数目, 而且增大了管束外围的旁路流路, 影响了换热器的热效率。为此必须设置纵向旁路挡板。

- (1) 内导流式换热器 (见图 4.25)
- (2) 外导流式换热器 (见图 4.26)

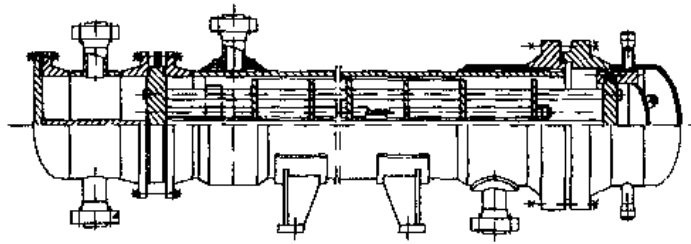


图 4.26 外导流式换热器结构图

(3) 3、4.5、6m 管长重叠式换热器 (见图 4.27)

(4) 9m 管长重叠式换热器 (见图 4.28)

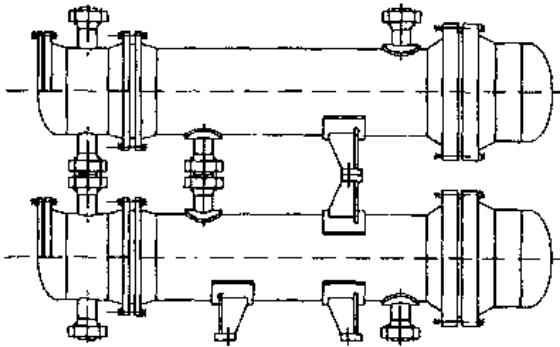


图 4.27 管长 3m, 4.5m, 6m 重叠式换热器结构图

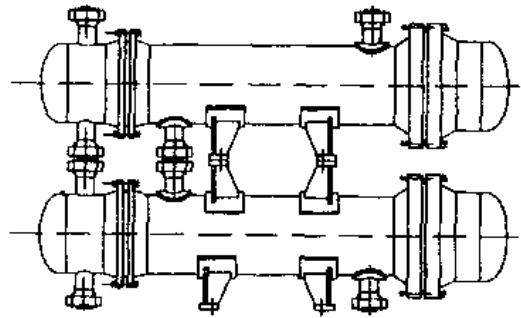


图 4.28 管长 9m 重叠式换热器结构图

(5) 3m 管长冷凝器 (见图 4.29)

(6) 6m 管长冷凝器 (见图 4.30)

(7) 3m 管长重叠式冷凝器 (见图 4.31)

其接管公称直径 dn 见表 4.31。

(8) 6m 管长重叠式冷凝器 (见图 4.32)

其接管公称直径 dn 见表 4.32。

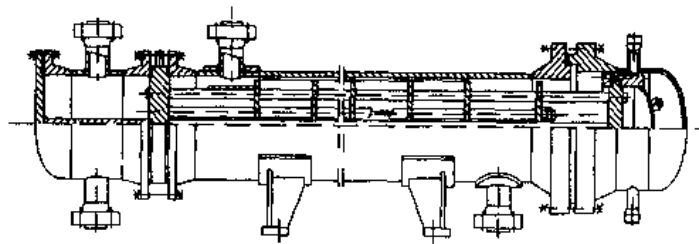


图 4.29 3m 管长冷凝器

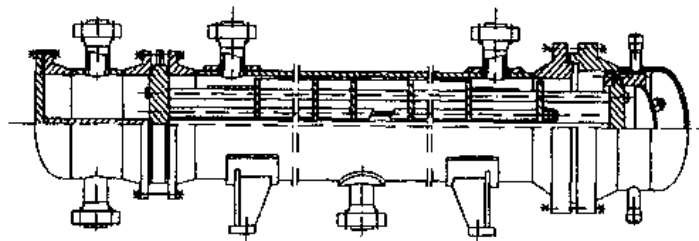


图 4.30 6m 管长冷凝器结构图

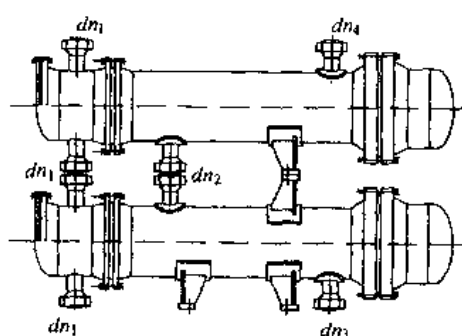


图 4.31 3m 管长重叠式冷凝器结构图

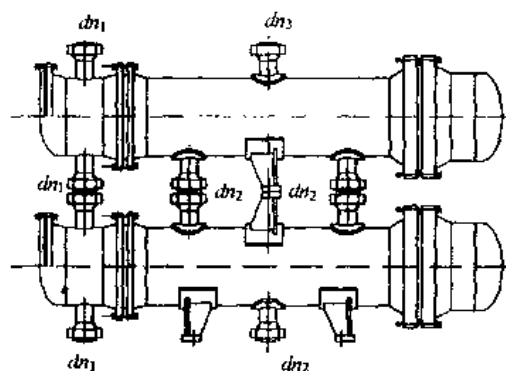


图 4.32 6m 管长重叠式冷凝器结构图

表 4.31 接管公称直径 dn 表

DN	dn_1	dn_2	dn_3	dn_4	DN	dn_1	dn_2	dn_3	dn_4
(426) 400	100	150	100	200	800	200	300	250	350
500	150	200	150	250	900				
600		250	200	300	1000				
700						250	350	300	400

注：括号内系钢管制圆筒外径。

4.2.4.2 基本参数

① 公称压力 浮头式换热器：1.0~6.4MPa；冷凝器：1.0~4.0MPa

② 公称直径

a. 换热器

内导流 卷制圆筒 400~1800mm；钢管制圆筒 325、426mm。

外导流 卷制圆筒 500~1000mm。

b. 冷凝器 卷制圆筒 400~1800mm；钢管制圆筒 426mm。

③ 换热管种类 光管和螺纹管。

④ 换热管长度 3~9m。

⑤ 换热管规格及排列形式 见表 4.33。

⑥ 浮头式换热器折流板（支持板）间距 S 见表 4.34。

表 4.32 6m 管长重叠式冷凝器接管公称直径表

DN	dn_1	dn_2	dn_3
500	150	200	250
600		250	300
700			
800	200	300	350
900		250	350
1000			
1100			
1200			
1300	300	400	450
1400	350		
1500			
1600	400	450	500
1700			
1800	450		

表 4.33 换热管规格及排列形式表

外径×壁厚, mm		排列形式	管心距 mm
碳 钢	不 锈 钢		
$\phi 19 \times 2$	$\phi 19 \times 2$	正三角形	25
$\phi 25 \times 2.5$	$\phi 25 \times 2$	正方形	
		正方形转 45°	

表 4.34 浮头式换热器折流板间距 S 表 mm

换热管 长度 L , m	DN	S
3	≤ 700	100, 150, 200
	≤ 700	100, 150, 200
4.5	800~1200	150, 200, 250, 300, 450 (或 480)
	400~1100	150, 200, 250, 300, 350, 450 (或 480)
6	1200~1800	200, 250, 300, 350, 450 (或 480)
	1200~1800	300, 350, 450, 600

⑦ 内导流换热器和冷凝器的主要参数 见表 4.35。

表 4.35 内导流换热器和冷凝器主要参数表

DN mm	N	d, mm				管程流通面积, m ²			换热面积 A, m ²							
		19	25	19	25	d × δ, mm			L = 3m		L = 4.5m		L = 6m		L = 9m	
		中心排管数 n				19 × 2	25 × 2	25 × 2.5	19	25	19	25	19	25	19	25
325	2	60	32	7	5	0.0053	0.0055	0.0050	10.5	7.4	15.8	11.1	—	—	—	—
	4	52	28	6	4	0.0023	0.0024	0.0022	9.1	6.4	13.7	9.7	—	—	—	—
426	2	120	74	8	7	0.0106	0.0126	0.0116	20.9	16.9	31.6	25.6	42.3	34.4	—	—
	4	108	68	9	6	0.0048	0.0059	0.0053	18.8	15.6	28.4	23.6	38.1	31.6	—	—
500	2	206	124	11	8	0.0182	0.0215	0.0194	35.7	28.3	54.1	42.8	72.5	57.4	—	—
	4	192	116	10	9	0.0085	0.0100	0.0091	33.2	26.4	50.4	40.1	67.6	53.7	—	—
600	2	324	198	14	11	0.0286	0.0343	0.0311	55.8	44.9	84.8	68.2	113.9	91.5	—	—
	4	308	188	14	10	0.0136	0.0163	0.0148	53.1	42.6	80.7	64.8	108.2	86.9	—	—
	6	284	158	14	10	0.0083	0.0091	0.0083	48.9	35.8	74.7	54.4	99.8	73.1	—	—
700	2	468	268	16	13	0.0414	0.0464	0.0421	80.4	60.6	122.2	92.1	164.1	123.7	—	—
	4	448	256	17	12	0.0198	0.0222	0.0201	76.9	57.8	117.0	87.9	157.1	118.1	—	—
	6	382	224	15	10	0.0112	0.0129	0.0116	65.6	50.6	99.8	76.9	133.9	103.4	—	—
800	2	610	366	19	15	0.0539	0.0634	0.0575	—	—	158.9	125.4	213.5	168.5	—	—
	4	588	352	18	14	0.0260	0.0305	0.0276	—	—	153.2	120.6	205.9	162.1	—	—
	6	518	316	16	14	0.0152	0.0182	0.0165	—	—	134.9	108.3	181.3	145.5	—	—
900	2	800	472	22	17	0.0707	0.0817	0.0741	—	—	207.6	161.2	279.2	216.8	—	—
	4	776	456	21	16	0.0343	0.0395	0.0353	—	—	201.4	155.7	270.8	209.4	—	—
	6	720	426	21	16	0.0212	0.0246	0.0223	—	—	186.9	145.5	251.3	195.6	—	—
1000	2	1006	606	24	19	0.0890	0.105	0.0952	—	—	260.6	206.6	350.6	277.9	—	—
	4	980	588	23	18	0.0433	0.0509	0.0462	—	—	253.9	200.4	341.6	269.7	—	—
	6	892	564	21	18	0.0262	0.0326	0.0295	—	—	231.1	192.2	311.0	258.7	—	—
1100	2	1240	736	27	21	0.1100	0.1270	0.1160	—	—	320.3	250.2	431.3	336.8	—	—
	4	1212	716	26	20	0.0536	0.0620	0.0562	—	—	313.1	243.4	421.6	327.7	—	—
	6	1120	692	24	20	0.0329	0.0399	0.0362	—	—	289.3	235.2	389.6	316.7	—	—
1200	2	1452	880	28	22	0.1290	0.1520	0.1380	—	—	374.4	298.6	504.3	402.2	764.2	609.4
	4	1424	860	28	22	0.0629	0.0745	0.0675	—	—	367.2	291.8	494.6	393.1	749.5	595.6
	6	1348	828	27	21	0.0396	0.0478	0.0434	—	—	347.6	280.9	468.2	378.4	709.5	573.4
1300	4	1700	1024	31	24	0.0751	0.0887	0.0804	—	—	—	—	589.3	467.1	—	—
	6	1616	972	29	24	0.0476	0.0560	0.0500	—	—	—	—	560.2	443.3	—	—
1400	4	1972	1192	32	26	0.0871	0.1030	0.0936	—	—	—	—	682.6	542.90	1035.6	823.6
	6	1890	1130	30	24	0.0557	0.0652	0.0592	—	—	—	—	654.2	514.7	992.5	780.8
1500	4	2304	1400	34	29	0.1020	0.1210	0.1100	—	—	—	—	795.9	636.3	—	—
	6	2252	1332	34	28	0.0663	0.0769	0.0697	—	—	—	—	777.9	605.4	—	—
1600	4	2632	1592	37	30	0.1160	0.1380	0.1250	—	—	—	—	907.6	722.3	1378.7	1097.3
	6	2520	1518	37	29	0.0742	0.0876	0.0795	—	—	—	—	869.0	688.8	1320.0	1047.2
1700	4	3012	1856	40	32	0.1330	0.1610	0.1460	—	—	—	—	1036.1	840.1	—	—
	6	2834	1812	38	32	0.0835	0.0981	0.0940	—	—	—	—	974.9	820.2	—	—
1800	4	3384	2056	43	34	0.1490	0.1780	0.1610	—	—	—	—	1161.3	928.4	1766.9	1412.5
	6	3140	1986	37	30	0.0925	0.1150	0.1040	—	—	—	—	1077.5	896.7	1639.5	1364.4

注: 1. 排管数按正方形旋转 45° 排列计算。

2. 计算换热面积按光管及公称压力 2.5MPa 的管板厚度确定。

⑧ 外导流换热器的主要参数 见表 4.36。

表 4.36 外导流换热器的主要参数表

DN mm	N	中心排管数 n				管程流通面积, m^2			A, m^2	
		d, mm				$d \times \delta_1, mm$			$L = 6m$	
		19	25	19	25	19×2	25×2	25×2.5	19	25
500	2	224	132	13	10	0.0198	0.0229	0.0207	78.8	61.1
	4	218	124	12	10	0.0092	0.0107	0.0161	73.2	57.4
600	2	338	206	16	12	0.0298	0.0358	0.0324	118.8	95.2
	4	320	196	15	12	0.0141	0.0170	0.0154	112.4	90.6
700	2	480	280	18	15	0.0425	0.0485	0.0440	168.3	129.2
	4	460	268	17	14	0.0203	0.0232	0.0210	161.3	123.6
800	2	636	378	21	16	0.0562	0.0655	0.0594	222.6	174.0
	4	612	364	20	16	0.0271	0.0315	0.0285	214.2	167.6
900	2	822	490	24	19	0.0726	0.0848	0.0769	286.9	225.1
	4	796	472	23	18	0.0357	0.0409	0.0365	277.8	216.7
	6	742	452	23	16	0.0217	0.0261	0.0237	259.0	207.5
1000	2	1050	628	26	21	0.0929	0.1090	0.0987	365.9	288.0
	4	1020	608	27	20	0.0451	0.0526	0.0478	355.5	278.9
	6	938	580	25	20	0.0276	0.0335	0.0301	327.0	266.0

注：1、中心管排数按正方形旋转 45°排列计算。

2. 计算换热面积按光管及公称压力 2.5MPa 的管板厚度确定。

⑨ 计算换热面积 按式 (4.3) 确定:

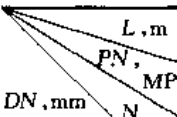
$$A = \pi d(L - 2\delta - 0.006)n \quad (4.3)$$

式中 A 为计算换热面积, m^2 ; d 为换热管外径, m ; L 为换热管长度, m ; δ 为管板厚度, m ; n 为换热管排管数。

4.2.4.3 基本参数组合

① 内导流换热器的基本参数组合 见表 4.37。

表 4.37 内导流换热器的基本参数组合表

<div style="display: flex; align-items: center;"> <div style="text-align: right; margin-right: 5px;"> L, m P_N, MPa N </div>  </div>		3				4.5				6					9		
		1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	6.4	1.0	1.6	2.5
325	2	—	—			—	—			—	—	—	—	—	—	—	—
	4	—	—			—	—			—	—	—	—	—	—	—	—
426 400	2														—	—	—
	4														—	—	—
500	2														—	—	—
	4														—	—	—
600	2														—	—	—
	4														—	—	—
	6														—	—	—
700	2														—	—	—
	4														—	—	—
	6														—	—	—
800	2	—	—	—	—										—	—	—
	4	—	—	—	—										—	—	—
	6	—	—	—	—										—	—	—

续表

DN, mm	L, m PN, MPa N	3				4.5				6					9		
		1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	6.4	1.0	1.6	2.5
900	2	—	—	—	—										—	—	—
	4	—	—	—	—										—	—	—
	6	—	—	—	—										—	—	—
1000	2	—	—	—	—										—	—	—
	4	—	—	—	—										—	—	—
	6	—	—	—	—										—	—	—
1100	2	—	—	—	—										—	—	—
	4	—	—	—	—										—	—	—
	6	—	—	—	—										—	—	—
1200	2	—	—	—	—										—	—	—
	4	—	—	—	—										—	—	—
	6	—	—	—	—										—	—	—
1300	4	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—	—	—	—
1400	4	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—			
	6	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—			
1500	4	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—	—	—	—
1600	4	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—			
	6	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—			
1700	4	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—	—	—	—
1800	4	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—			
	6	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—			

注: DN 为采用钢管作筒体的公称直径,此公称直径系指钢管外径。

② 外导流换热器的基本参数组合 见表 4.38。

表 4.38 外导流换热器的基本参数组合表

DN, mm	L, m PN, MPa N	3				4.5				6					9		
		1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	6.4	1.0	1.6	2.5
325	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
426 400	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
500	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—

续表

$\begin{array}{c} L, \text{ m} \\ PN, \text{ MPa} \\ DN, \text{ mm} \end{array}$		3				4.5				6					9		
		1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	6.4	1.0	1.6	2.5
600	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
700	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
800	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
900	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1000	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1100	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1200	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1300	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1400	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1500	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1600	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1700	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1800	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—

③ 冷凝器的基本参数组合 见表 4.39。

表 4.39 冷凝器的基本参数组合表

[illegible]

续表

DN, mm	L, m PN, MPa N	3				4.5				6					9		
		1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	1.0	1.6	2.5	4.0	6.4	1.0	1.6	2.5
500	2					—	—	—	—					—	—	—	—
	4					—	—	—	—					—	—	—	—
600	2					—	—	—	—					—	—	—	—
	4					—	—	—	—					—	—	—	—
	6					—	—	—	—					—	—	—	—
700	2					—	—	—	—					—	—	—	—
	4					—	—	—	—					—	—	—	—
	6					—	—	—	—					—	—	—	—
800	2	—		—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—		—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—		—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
900	2	—		—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—		—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—		—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1000	2	—		—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—		—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—		—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1100	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1200	2	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1300	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1400	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1500	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1600	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1700	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
1800	4	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—					—	—	—	—

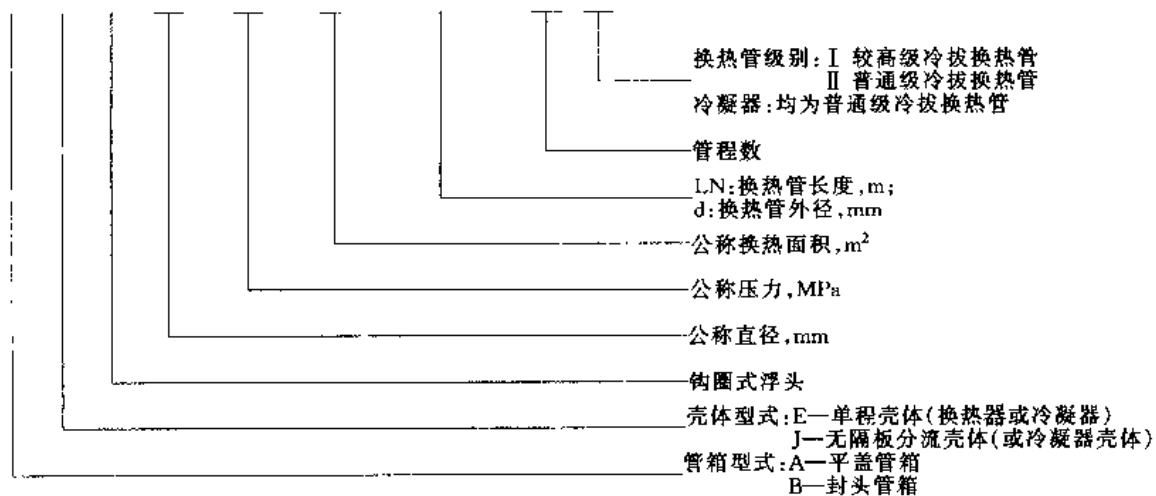
4.2.4.4 设计温度

换热器、冷凝器的设计温度为 200℃, 允许升温降压使用, 不同温度下允许最高工作压力见表 4.40。

表 4.40 不同温度下允许最高工作压力表

公称压力 MPa	水压试验压力 (用 $5^{\circ}\text{C} \leq t < 100^{\circ}\text{C}$ 的水为介质) MPa	设计温度, $^{\circ}\text{C}$				
		200	250	300	350	400
		不同温度下允许的最高工作压力, MPa				
1.0	1.32	0.98	0.98	0.81	0.74	0.68
1.6	2.12	1.57	1.42	1.3	1.18	1.09
2.5	3.06	2.45	2.23	2.03	1.86	1.74
4.0	4.90	3.92	3.57	3.25	2.98	2.78
6.4	7.85	6.28	5.71	5.21	4.77	4.46

X X S DN — PN — A — LN 或 d — N I 或 II



4.2.4.5 型号及其表示方法

举例如下。

(1) 浮头式内导流换热器

平盖管箱, 公称直径 500mm, 管、壳程压力均为 1.6MPa, 公称换热面积 55m^2 , 较高级冷拔换热管, 外径 25mm, 管长 6m, 4 管程, 单壳程的浮头式内导流换热器, 其型号为: AES 500-1.6-55-6/25-4I。

封头管箱, 公称直径 600mm, 管、壳程压力均为 1.6MPa, 公称换热面积 55m^2 , 普通级冷拔换热管, 外径 19mm, 管长 3m, 2 管程, 单壳程的浮头式内导流换热器, 其型号为: BES 600-1.6-55-3/19-2II。

(2) 浮头式冷凝器

平盖管箱, 公称直径 700mm, 管、壳程压力均为 2.5MPa, 公称换热面积 120m^2 , 普通级冷拔换热管, 外径 25mm, 管长 6m, 4 管程, 无隔板分流壳体浮头式冷凝器, 其型号为: AJS 700-2.5-120-6/25-4。

封头管箱, 公称直径 600mm, 管、壳程压力均为 1.6MPa, 公称换热面积 55m^2 , 普通级冷拔换热管, 外径 19mm, 管长 3m, 2 管程, 单壳程的浮头式冷凝器, 其型号为: BES 600-1.6-55-3/19-2。

4.2.4.6 选用说明

① 首先根据工艺计算确定浮头式换热器、冷凝器的公称直径、公称压力, 计算换热面积及其规格型号。管程和壳程的实际工作压力应不高于其允许工作压力(按表 4.40 确定); 工艺计算所需的换热面积应小于其计算换热面积。

② 换热器、冷凝器的设计、制造, 试验和验收按《钢制管壳式换热器》GB 151—98 进行, 并接受《压力容器安全技术监察规程》的监督。

③ 特殊情况下, 供需双方协商, 允许改变接管直径、管子材质、安装尺寸, 并在合同中注明。

④ 每种规格在订货时, 应注明表 4.41 所列的项目及数据。

⑤ 本系列施工图, 可由取得压力容器设计批准书的单位根据标准中的参数自行绘制。

表 4.41 订货规格表

项 目	管 程	壳 程	项 目	管 程	壳 程
介 质			工作温度,℃		
工作压力, MPa			折流板间距 B , mm		

4.2.5 U形管式换热器 (JB/T 4717—92)

本标准系列适用于石油化学工业用碳素钢、低合金钢和不锈钢耐酸钢制换热器,也适用于其他工业部门相似的换热器。

4.2.5.1 结构形式

U形管式换热器如图 4.33 所示。它是将换热管弯成 U 形,管子两端固定在同一块管板上。该换热器具有以下特点。

- ① 结构简单,省去了一个管箱和一块管板,造价低。
- ② 管束与壳体是分离的,在受热膨胀时彼此间互不约束,消除了热应力。
- ③ 管束可从壳体中抽出,管外清洗方便。
- ④ 管束中央部分存在较大空隙,流体易走短路,对传热不利。为此,可在管束中央装一块中间挡板,提高传热效率。
- ⑤ 管内清洗困难,所以应让清洁、不易结垢的介质走管内。
- ⑥ 当操作中管子泄漏时,除最外层管子可更换外,其他管子不能更换,此时只能将泄漏的管子堵死,这会造成换热面积的减少。

结构简图见图 4.33。重叠式换热器见图 4.34。

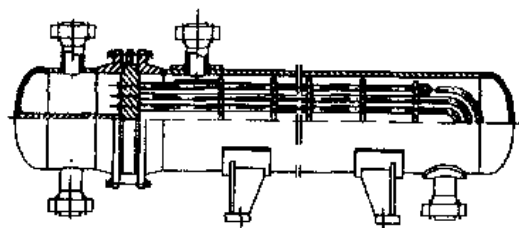


图 4.33 U形管式换热器结构简图

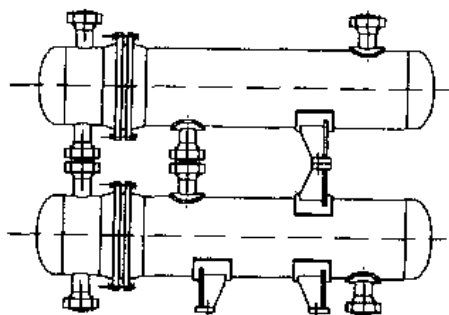


图 4.34 重叠式换热器结构简图

4.2.5.2 基本参数

- ① 公称压力 $PN1.0 \sim 6.4 \text{ MPa}$ 。
- ② 公称直径 DN 钢管制圆筒 325、426mm; 卷制圆筒 400~1200mm。
- ③ 换热管种类 光管和螺纹管。
- ④ 换热管长度 3、6m。
- ⑤ 换热管规格及排列形式见表 4.42。
- ⑥ 折流板(支持板)间距见表 4.43。

表 4.42 换热管规格及排列形式

外径×壁厚		排 列 形 式	管 心 距
碳钢、低合金钢	不锈钢		
19×2	19×2	正三角形	25
25×2.5	25×2	正方形转 45°	32

表 4.43 折流板(支持板)间距

L , m	DN	S
3	≤ 600	150, 200
	≤ 600	150, 200, 300
6	700~900	150, 200, 300, 450
	1000~1200	250, 300, 350, 450

⑦ 折算换热面积按式 (4.4) 确定:

$$A = \pi d(L - \delta - 0.003)n \quad (4.4)$$

式中 A 为计算换热面积, m^2 ; d 为换热管外径, m ; L 为换热管长度 m ; δ 为管板厚度, m ; n 为换热管排管数。

⑧ 主要参数见表 4.44。

表 4.44 主要参数

DN mm	N	中心排管数 n				管程流通面积, m^2			换热面积 A , m^2			
		d , mm				$d \times S_1$, mm			$L = 3m$		$L = 6m$	
		19	25	19	25	19×2	25×2	25×2.5	19	25	19	25
325	2	38	13	11	6	0.0067	0.0045	0.0041	13.4	6.0	27.0	12.1
	4	30	12	5	5	0.0027	0.0021	0.0019	10.6	5.6	21.3	11.2
426	2	77	32	15	8	0.0136	0.0111	0.0100	26.9	14.7	54.5	29.8
	4	68	28	8	7	0.0060	0.0048	0.0044	23.8	12.9	48.2	26.1
500	2	128	57	19	10	0.0227	0.0197	0.0179	44.6	26.1	90.5	53.0
	4	114	56	10	9	0.0101	0.0097	0.0088	39.7	25.7	80.5	52.1
600	2	199	94	23	13	0.0352	0.0326	0.0295	69.1	42.9	140.3	87.2
	4	184	90	12	11	0.0163	0.0155	0.0141	63.9	41.1	129.7	83.5
700	2	276	129	27	15	0.0492	0.0453	0.0411	—	—	194.1	119.4
	4	258	128	12	13	0.0228	0.0221	0.0201	—	—	181.4	118.4
800	2	367	182	31	17	0.0650	0.0630	0.0571	—	—	257.7	168.0
	4	346	176	16	15	0.0306	0.0304	0.0276	—	—	242.8	162.5
900	2	480	231	35	19	0.0850	0.0800	0.0725	—	—	336.2	212.8
	4	454	226	16	17	0.0402	0.0391	0.0355	—	—	317.8	208.2
1000	2	603	298	39	21	0.1067	0.1032	0.0936	—	—	421.5	273.9
	4	576	292	20	19	0.0510	0.0505	0.0458	—	—	402.4	268.4
1100	2	738	363	43	24	0.1306	0.1257	0.1140	—	—	514.6	332.9
	4	706	356	20	21	0.0625	0.0616	0.0559	—	—	492.2	326.5
1200	2	885	436	47	26	0.1566	0.1510	0.1369	—	—	615.8	399.0
	4	852	428	42	21	0.0754	0.0741	0.0672	—	—	592.6	391.7

注: 1. 中心排管数 n 系指 U 形管的数量, $\phi 19$ 的换热管按正三角形排列, $\phi 25$ 的换热管按正方形旋转 45° 排列。

2. 计算换热面积系按光管及管、壳程公称压力 4.0MPa 的管板厚度确定。

4.2.5.3 基本参数组合 (见表 4.45)

表 4.45 基本参数组合

[illegible]

续表

DN, mm	N	L, m	3									6									
			p_1^{\oplus}									p_s^{\oplus}									
			2.5			4.0			6.4			1.0	1.6	2.5	4.0			6.4			
			2.5	1.6	4.0	2.5	1.6	6.4	4.0	2.5	1.6	1.0	1.6	2.5	1.6	4.0	2.5	1.6	6.4	4.0	2.5
700	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—											
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—											
800	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—											
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—											
900	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—											
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—											
1000	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—											
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—											
1100	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—											
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—											

① p_1 为管程公称压力, MPa。② p_s 为壳程公称压力, MPa。

③ 为采用钢管作筒体的公称直径。此公称直径系指钢管的外径。

4.2.5.4 设计温度

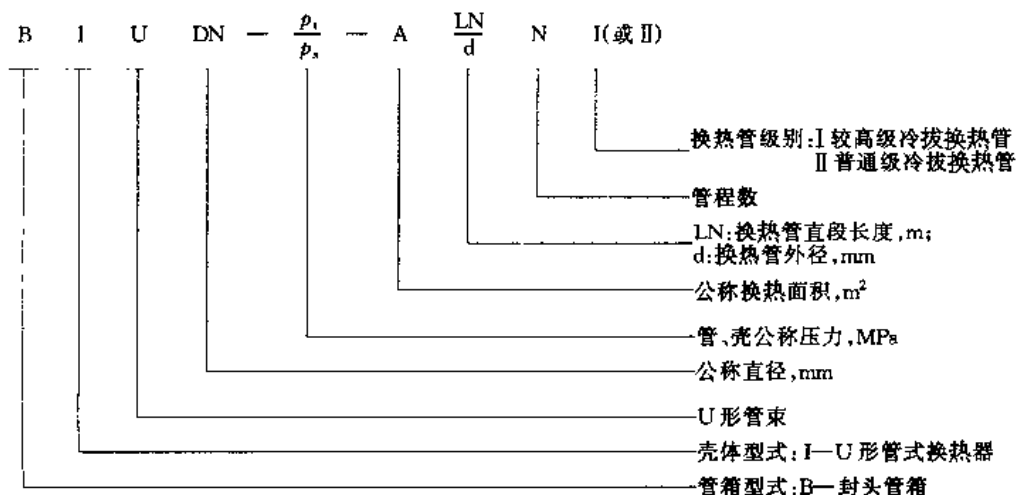
U形管式换热器的设计温度为 200℃。允许升温降压使用, 不同温度下的允许最高工作压力见表 4.46。

表 4.46 不同温度下的最高工作压力表

公称压力 MPa	水压试验压力 (用 $5^{\circ}\text{C} \leq t \leq 100^{\circ}\text{C}$ 的水为 介质), MPa	设 计 温 度, $^{\circ}\text{C}$					公称压力 MPa	水压试验压力 (用 $5^{\circ}\text{C} \leq t \leq 100^{\circ}\text{C}$ 的水为 介质), MPa	设 计 温 度, $^{\circ}\text{C}$				
		200	250	300	350	400			200	250	300	350	400
		不同温度下允许的 最高工作压力, MPa							不同温度下允许的 最高工作压力, MPa				
1.0	1.32	0.98	0.98	0.81	0.74	0.68	4.0	4.90	3.92	3.57	3.25	2.98	2.78
1.6	2.12	1.57	1.42	1.30	1.18	1.09	6.4	7.85	6.28	5.71	5.21	4.77	4.46
2.5	3.06	2.45	2.23	2.03	1.86	1.74							

4.2.5.5 型号及其表示方法

举例如下。

① 封头管箱, 公称直径 800mm, 管、壳程压力均为 2.5MPa, 公称换热面积 245m², 较高级冷拔换热管, 外径 19mm, 管长 6m, 4 管程, 单壳程的 U 形管式换热器, 其型号为: BIU800-2.5-245- $\frac{6}{9}$ -4I。② 封头管箱, 公称直径 600mm, 管、壳程压力均为 1.6MPa, 公称换热面积 90m², 普通级冷拔换热管, 外径 25mm, 管长 6m, 2 管程, 单壳程的 U 形管式换热器, 其型号为: BIU600-1.6-90- $\frac{6}{25}$ -2II。

4.2.5.6 选用说明

① 首先根据工艺计算确定 U 形管式换热器的公称直径、公称压力，计算换热面积及其规格型号。管程和壳程的实际工作压力应不高于允许工作压力（按表 4.46 确定）；工艺计算所需的换热面积应小于其计算换热面积。

② U 形管式换热器的设计，制造，试验和验收按《钢制管壳式换热器》GB 151—98 进行，并接受《压力容器安全技术监察规程》的监督。

③ 特殊情况下，供需双方协商，允许改变接管直径、管子材质、安装尺寸，并在合同中注明。

④ 每种规格在订货时，应注明下表 4.47 所列的项目及数据。

表 4.47 每种规格订货单

项 目	管 程	壳 程	项 目	管 程	壳 程
介 质			工作温度,℃		
工作压力, MPa			折流板间距 B, mm		

⑤ 本系列施工图可由取得压力容器设计批准书的单位根据标准中的参数自行绘制。

4.2.6 钢制固定式薄管板列管换热器 (HG 21503—92)

本标准系列适用于公称换热面积 $1.0 \sim 365\text{m}^2$ ，公称压力 $0.6 \sim 2.5\text{MPa}$ 的钢制固定式薄管板列管换热器。它可用作蒸发器（包括浓缩器）、加热器（包括过热器）、冷凝器和冷却器（包括深冷器）等等。

4.2.6.1 结构形式

薄管板列管式换热器系指考虑了换热管束的支撑作用，并把管板视为加撑平板而进行设计的固定管板列管换热器。其结构形式如下。

① 焊入式 管板焊于法兰密封面下方的筒体上（见图 4.35）。

② 贴面式 管板贴于法兰密封面上（见图 4.36）。

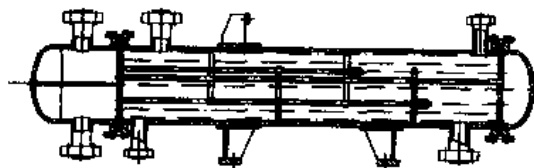


图 4.35 焊入式换热器结构简图

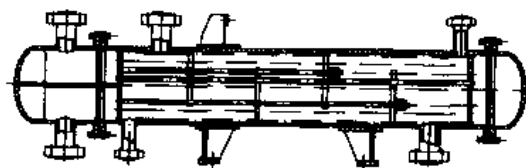


图 4.36 贴面式换热器结构简图

4.2.6.2 安装形式

① 立式单管程 见图 4.37。

② 立式双管程 见图 4.38。

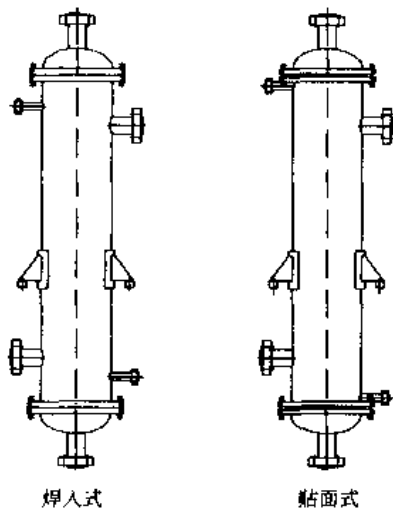


图 4.37 立式单管程

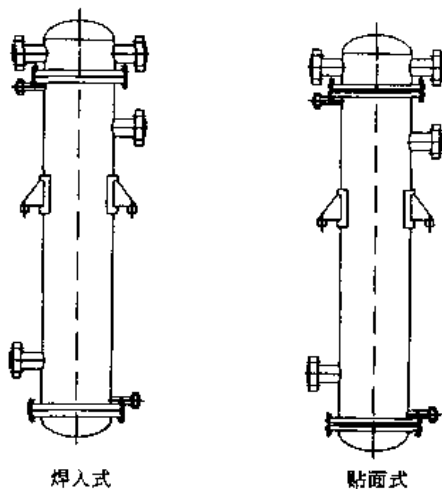
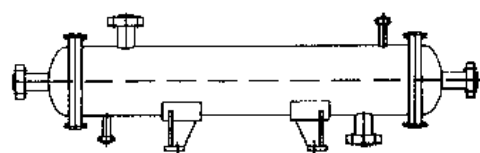
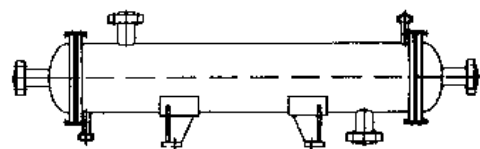


图 4.38 立式双管程

- ③ 卧式单管程 见图 4.39。
 ④ 卧式双管程 见图 4.40。
 ⑤ 重叠式 见图 4.41。

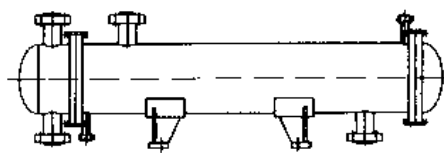


焊入式

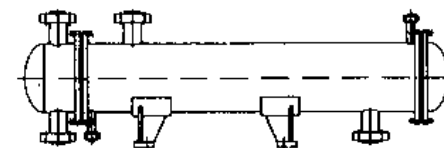


贴面式

图 4.39 卧式单管程

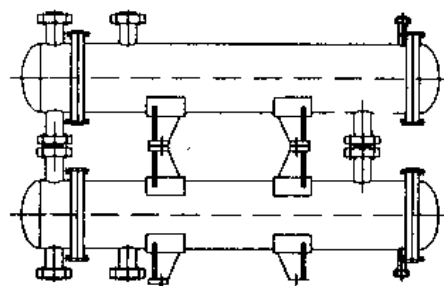


焊入式

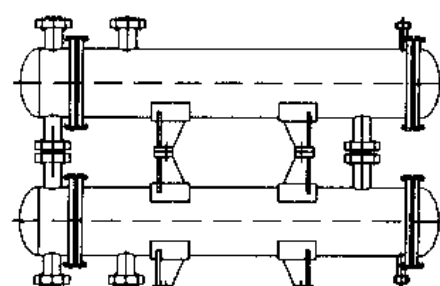


贴面式

图 4.40 卧式双管程



焊入式



贴面式

图 4.41 重叠式换热器结构简图

4.2.6.3 基本参数

- ① 公称压力 PN 0.6~2.5MPa (真空按 1.0MPa 级)。
 ② 公称直径 DN 150~1000mm。
 ③ 设计温度 设计基准温度 200℃。在各级温度下的允许最高工作压力按表 4.48 的规定。最低使用温度大于 20℃, 最高使用温度 350℃。

表 4.48 各级温度下的最高工作压力表

公称压力 PN MPa	材料类别	设计温度,℃				
		≤100	200	250	300	350
		允许最高工作压力, MPa				
0.6	碳钢	0.6	0.6	0.54	0.49	0.44
	奥氏体不锈钢	0.6	0.6	0.56	0.51	0.49
1.0	碳素钢	1.00	1.00	0.89	0.86	0.73
	奥氏体不锈钢	1.00	1.00	0.95	0.86	0.82
1.6	碳素钢、低合金钢	1.60	1.60	1.43	1.31	1.19
	奥氏体不锈钢	1.60	1.60	1.50	1.37	1.31
2.5	碳素钢、低合金钢	2.50	2.50	2.24	2.05	1.67
	奥氏体不锈钢	2.50	2.50	2.35	2.14	2.05

- ④ 公称换热面积 FN 1.0~365m²。
 ⑤ 换热管直径 碳钢 $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 。

不锈钢 $\phi 25\text{mm} \times 2\text{mm}$ 。

⑥ 换热管长度 L 1500~6000mm。

⑦ 腐蚀裕度 碳素钢和低合金钢取 C_2 为 1mm；

奥氏体不锈钢 C_2 取为零。

4.2.6.4 主要材料

① 壳体材料

碳钢: 20, Q235-A, 20R, 16MnR

不锈钢: 0Cr18Ni9Ti, 0Cr18Ni12Mo2Ti, 0Cr19Ni9, 0Cr18Ni12Mo2

② 换热管材料

碳钢: 20 号钢

不锈钢: 0Cr18Ni9Ti, 0Cr18Ni12Mo2Ti

4.2.6.5 参数组合范围

钢制固定式薄管板列管换热器的参数组合见表 4.49。

表 4.49 钢制固定式薄管板列管换热器的参数组合表

公称 直径 DN mm	管 程 数	管 子 数 量	换热面积 (公称值) m ² (计算值)					管程通道 截面积, m ²	管程流速为 0.5m/s 时 的流量, m ³ /h	公称 压力 PN MPa
			管子长度 l, mm					φ25×2.5		
			1500	2000	3000	4000	6000	φ25×2		
150	I	10	$\frac{1}{1.15}$	$\frac{1.5}{1.55}$	$\frac{2}{2.33}$			$\frac{0.0031}{0.0035}$	$\frac{5.65}{6.23}$	0.6 1.0 1.6 2.5
200	I	22	$\frac{2.5}{2.54}$	$\frac{3}{3.40}$	$\frac{5}{5.13}$	$\frac{7}{6.86}$		$\frac{0.0069}{0.0076}$	$\frac{12.44}{13.72}$	
	II	18	$\frac{2}{2.08}$	$\frac{3}{2.79}$	$\frac{4}{4.20}$	$\frac{6}{5.61}$		$\frac{0.0028}{0.0031}$	$\frac{5.09}{5.61}$	
250	I	40	$\frac{5}{4.62}$	$\frac{6}{6.19}$	$\frac{9}{9.33}$	$\frac{12}{12.47}$	$\frac{19}{17.82}$	$\frac{0.0126}{0.0139}$	$\frac{22.62}{24.94}$	
	II	36	$\frac{4}{4.16}$	$\frac{6}{5.57}$	$\frac{8}{8.40}$	$\frac{11}{11.22}$	$\frac{17}{16.88}$	$\frac{0.0057}{0.0062}$	$\frac{10.18}{11.22}$	
300	I	64	$\frac{7}{7.39}$	$\frac{10}{9.90}$	$\frac{15}{14.93}$	$\frac{20}{19.96}$	$\frac{30}{30.01}$	$\frac{0.0201}{0.0222}$	$\frac{36.19}{39.90}$	
	II	56	$\frac{6}{6.47}$	$\frac{9}{8.66}$	$\frac{13}{13.06}$	$\frac{17}{17.46}$	$\frac{26}{26.26}$	$\frac{0.0088}{0.0097}$	$\frac{15.83}{17.46}$	
400	I	103	$\frac{12}{11.89}$	$\frac{16}{15.94}$	$\frac{24}{24.03}$	$\frac{32}{32.12}$	$\frac{50}{48.29}$	$\frac{0.0324}{0.0357}$	$\frac{58.25}{64.22}$	
	II	96	$\frac{11}{11.08}$	$\frac{15}{14.85}$	$\frac{22}{22.39}$	$\frac{30}{29.93}$	$\frac{45}{45.01}$	$\frac{0.0151}{0.0166}$	$\frac{27.14}{29.93}$	
500	I	179			$\frac{40}{41.75}$	$\frac{55}{55.81}$	$\frac{85}{83.93}$	$\frac{0.0562}{0.0620}$	$\frac{101.22}{111.60}$	
	II	170			$\frac{40}{39.65}$	$\frac{55}{53.01}$	$\frac{80}{79.71}$	$\frac{0.0267}{0.0294}$	$\frac{48.07}{52.99}$	
600	I	254			$\frac{60}{59.25}$	$\frac{80}{79.20}$	$\frac{120}{119.1}$	$\frac{0.0798}{0.0880}$	$\frac{143.63}{158.36}$	
	II	244			$\frac{55}{56.92}$	$\frac{75}{76.08}$	$\frac{115}{114.4}$	$\frac{0.0383}{0.0423}$	$\frac{68.99}{76.06}$	
700	I	366			$\frac{85}{85.37}$	$\frac{115}{114.1}$	$\frac{170}{171.6}$	$\frac{0.1150}{0.1268}$	$\frac{206.97}{228.18}$	
	II	342			$\frac{80}{79.78}$	$\frac{105}{106.6}$	$\frac{160}{160.4}$	$\frac{0.0537}{0.0592}$	$\frac{96.70}{106.61}$	

续表

公称 直径 DN mm	管 程 数	管 子 数 量	换热面积 $\left(\frac{\text{公称值}}{\text{计算值}}\right)$ m^2					管程通道 截面积, m^2	管程流速为 0.5m/s 时 的流量, m^3/h	公称 压力 PN MPa
			管子长度 l , mm					$\phi 25 \times 2.5$		
			1500	2000	3000	4000	6000	$\phi 25 \times 2$		
800	I	491			$\frac{115}{114.5}$	$\frac{155}{153.1}$	$\frac{230}{230.2}$	$\frac{0.1543}{0.1701}$	$\frac{277.65}{306.11}$	0.6 1.0 1.6 2.5
	II	472			$\frac{110}{110.1}$	$\frac{145}{147.2}$	$\frac{220}{221.3}$	$\frac{0.0741}{0.0817}$	$\frac{133.45}{147.13}$	
900	I	615			$\frac{145}{143.5}$	$\frac{190}{191.8}$	$\frac{290}{288.4}$	$\frac{0.1932}{0.2130}$	$\frac{347.77}{383.42}$	
	II	592			$\frac{140}{138.1}$	$\frac{185}{184.5}$	$\frac{208}{277.6}$	$\frac{0.0930}{0.1025}$	$\frac{167.38}{184.54}$	
1000	I	775			$\frac{180}{180.8}$	$\frac{240}{241.7}$	$\frac{365}{363.4}$	$\frac{0.2435}{0.2684}$	$\frac{438.25}{483.17}$	
	II	758			$\frac{175}{176.8}$	$\frac{235}{236.4}$	$\frac{355}{355.4}$	$\frac{0.1191}{0.1313}$	$\frac{214.32}{236.29}$	

4.2.6.6 允许壁温差

本标准壁温差是指沿长度的平均壳程圆筒金属温度与沿长度的平均换热管金属温度之差 (Δt)。材料有: 壳程和管程材料均为碳钢 (简称 CC); 壳程和管程材料均为奥氏体不锈钢 (简称 SS); 壳程材料为碳钢, 管程材料为奥氏体不锈钢 (简称 CS); 壳程材料为奥氏体不锈钢; 管程为碳钢 (简称 SC)。分换热管壁温 t_1 高于壳程圆筒壁温 t_2 (即 $t_1 > t_2$) 与换热管壁温 t_1 低于壳程圆筒壁温 t_2 (即 $t_1 < t_2$) 两种。

允许壁温差 Δt 见表 4.50~表 4.73, 表中所列值均是以换热管壁温 200℃ 为基准的各工况组合时的允许壁温差。表中值为 100℃ 者, 实际均为允许壁温差大于 100℃。表中值为 0 值, 只适用于冷凝器。当换热管壁温低于 200℃ 时, 允许壁温差大于表中列值。当使用壁温差超过允许壁温差或换热管壁温高于基准温度时, 可以与制造厂协商。

表 4.50 单管程 OC 材料允许壁温差

[illegible]

表 4.51 单管程 CC 材料允许壁温差

[illegible]

表 4.52 单管程 CC 材料允许壁温差

c

[illegible]

表 4.53 单管程 OC 材料允许壁温差

٢

[illegible]

表 4.54 单管程 SC 或 SS 材料允许壁温差

2

[illegible]

表 4.55 单管程 SC 或 SS 材料允许壁温差

٢

[illegible]

表 4.60 单管程 CS 材料允许壁温差

℃

PN 1.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 1.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
150	0	0	0	0	0	—	—	100	600	—	45	38	30	21	12	0	100
200	0	0	0	0	0	—	—	100	700	—	65	57	47	36	25	0	100
250	0	0	0	0	0	0	0	100	800	—	—	42	35	25	16	0	100
300	0	0	0	0	0	0	0	100	900	—	—	47	43	34	23	0	100
400	0	13	7	1	0	0	0	100	1000	—	—	59	55	45	33	1	100
500	—	34	26	18	10	2	0	100									

表 4.61 单管程 CS 材料允许壁温差

℃

PN 2.5 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 2.5 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
	DN	150	200	300	400	500	600			800	DN	150	200	300	400	500	
150	0	0	0	0	0	—	—	100	600	—	28	23	16	9	2	0	100
200	0	0	0	0	0	—	—	100	700	—	44	38	30	21	13	0	100
250	0	0	0	0	0	0	0	100	800	—	—	30	25	17	8	0	100
300	0	0	0	0	0	0	0	100	900	—	—	35	31	24	15	0	100
400	0	18	12	6	0	0	0	100	1000	—	—	30	27	20	11	0	100
500	—	40	32	24	16	8	0	100									

表 4.62 双管程 CC 材料允许壁温差

℃

PN 0.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 0.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	63	60	53	47	40	—	—	100	600	—	100	100	100	100	85	49	55
250	69	65	58	51	44	34	19	97	700	—	100	100	100	100	99	57	52
300	80	75	67	58	50	39	22	84	800	—	—	100	100	100	90	52	54
400	100	100	98	85	73	56	33	65	900	—	—	100	100	100	99	57	52
500	—	100	100	100	95	73	42	58	1000	—	—	100	100	100	100	65	50

表 4.63 双管程 CC 材料允许壁温差

℃

PN 1.0 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 1.0 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	65	61	55	48	41	—	—	100	600	—	100	100	100	100	88	52	55
250	70	66	59	52	45	35	21	97	700	—	100	100	100	100	100	61	52
300	81	77	68	60	51	40	24	85	800	—	—	100	100	100	94	55	54
400	100	100	100	88	75	59	35	66	900	—	—	100	100	100	100	61	53
500	—	100	100	100	98	76	38	59	1000	—	—	100	100	100	100	69	51

表 4.64 双管程 CC 材料允许壁温差

℃

PN 1.6 MPa	$t_1 > t_s$							Δt ($t_1 < t_s$)	PN 1.6 MPa	$t_1 > t_s$							Δt ($t_1 < t_s$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	67	63	57	50	43	—	—	100	600	—	100	100	100	100	93	58	61
250	72	68	61	54	46	36	22	99	700	—	100	100	100	100	100	67	58
300	83	79	70	62	53	42	26	86	800	—	—	100	100	100	99	61	56
400	100	100	100	91	79	62	39	68	900	—	—	100	100	100	100	67	58
500	—	100	100	100	100	80	49	60	1000	—	—	100	100	100	100	75	56

表 4.65 双管程 CC 材料允许壁温差

℃

PN 2.5 MPa	$t_1 > t_s$							Δt ($t_1 < t_s$)	PN 2.5 MPa	$t_1 > t_s$							Δt ($t_1 < t_s$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	69	66	59	53	46	—	—	100	600	—	100	100	100	100	79	51	68
250	74	71	63	56	49	39	25	100	700	—	100	100	100	100	92	59	65
300	86	82	73	65	56	45	29	90	800	—	—	100	100	100	88	56	65
400	100	100	100	97	84	68	44	74	900	—	—	100	100	100	97	62	63
500	—	100	100	100	100	87	56	66	1000	—	—	100	100	100	93	59	64

表 4.66 双管程 SC 或 SS 材料允许壁温差

℃

PN 0.6 MPa	$t_t > t_s$							Δt ($t_t < t_s$)	PN 0.6 MPa	$t_t > t_s$							Δt ($t_t < t_s$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	33	32	29	26	23	—	—	67	600	—	95	89	82	73	65	42	27
250	35	34	31	28	25	22	14	61	700	—	100	100	95	85	75	49	25
300	40	38	35	32	29	25	16	53	800	—	—	93	87	78	69	44	26
400	67	66	61	55	49	44	28	33	900	—	—	97	94	86	76	49	25
500	—	85	78	71	64	56	36	29	1000	—	—	100	100	96	85	55	24

表 4.67 双管程 SC 或 SS 材料允许壁温差

℃

PN 1.0 MPa	$t_1 > t_s$							Δt ($t_1 < t_s$)	PN 1.0 MPa	$t_1 > t_s$							Δt ($t_1 < t_s$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	34	33	30	27	24	—	—	68	600	—	99	93	85	77	68	45	27
250	36	35	32	29	26	23	15	62	700	—	100	100	99	89	79	53	26
300	41	40	36	33	30	26	17	54	800	—	—	96	91	81	72	48	27
400	69	68	63	57	52	46	30	34	900	—	—	100	97	89	79	53	26
500	—	88	81	74	66	59	39	30	1000	—	—	100	100	100	89	59	24

表 4.68 双管程 SC 或 SS 材料允许壁温差

℃

PN 1.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 1.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	35	34	31	29	26	—	—	70	600	—	82	78	72	65	58	40	32
250	37	36	33	30	27	24	16	63	700	—	95	89	83	75	67	46	30
300	42	41	38	34	31	28	18	65	800	—	—	82	76	68	61	41	31
400	73	72	67	61	55	49	34	35	900	—	—	89	81	75	67	46	30
500	—	92	85	78	71	63	43	31	1000	—	—	83	76	70	62	42	31

表 4.69 双管程 SC 或 SS 材料允许壁温差

℃

PN 2.5 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 2.5 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	38	36	34	31	28	—	—	73	600	—	71	67	62	56	51	36	39
250	39	38	35	32	29	26	18	65	700	—	68	64	60	54	49	34	39
300	45	43	40	37	33	30	21	57	800	—	—	73	68	62	56	39	36
400	63	62	58	53	49	44	31	43	900	—	—	70	63	59	53	37	38
500	—	64	59	54	49	46	31	42	1000	—	—	68	62	58	52	36	38

表 4.70 双管程 CS 材料允许壁温差

℃

PN 0.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 0.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	0	0	0	0	0	—	—	100	600	—	34	27	19	10	2	0	100
250	0	0	0	0	0	0	0	100	700	—	49	42	33	22	12	0	100
300	0	0	0	0	0	0	0	100	800	—	—	30	25	15	6	0	100
400	6	5	0	0	0	0	0	100	900	—	—	35	31	23	12	0	100
500	—	24	16	9	1	0	0	100	1000	—	—	47	43	33	21	0	100

表 4.71 双管程 CC 材料允许壁温差

℃

PN 1.0 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 1.0 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
DN	150	200	300	400	500	600	800		DN	150	200	300	400	500	600	800	
200	0	0	0	0	0	—	—	100	600	—	37	31	23	14	5	0	100
250	0	0	0	0	0	0	0	100	700	—	53	46	37	26	16	0	100
300	0	0	0	0	0	0	0	100	800	—	—	34	28	18	9	0	100
400	8	7	1	0	0	0	0	100	900	—	—	39	35	26	16	0	100
500	—	27	19	11	4	0	0	100	1000	—	—	52	47	37	26	0	100

表 4.72 双管程 CS 材料允许壁温差

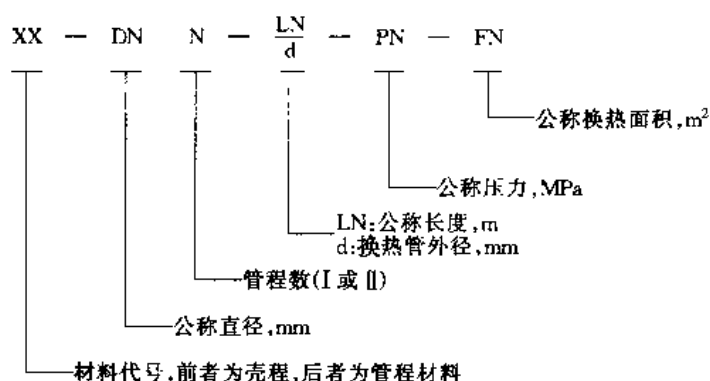
PN 1.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 1.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
	DN	150	200	300	400	500	600			800	DN	150	200	300	400	500	
200	0	0	0	0	0	—	—	100	600	—	42	36	28	19	10	0	100
250	0	0	0	0	0	0	0	100	700	—	59	52	43	32	22	0	100
300	0	0	0	0	0	0	0	100	800	—	—	39	33	23	14	0	100
400	12	10	5	0	0	0	0	100	900	—	—	45	41	32	22	0	100
500	—	31	23	16	8	0	0	100	1000	—	—	58	54	44	32	0	100

表 4.73 双管程 CS 材料允许壁温差

PN 1.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)	PN 1.6 MPa	$t_1 > t_2$							Δt ($t_1 < t_2$)
	折流板间距, mm									折流板间距, mm							
	DN	150	200	300	400	500	600			800	DN	150	200	300	400	500	
200	0	0	0	0	0	—	—	100	600	—	26	21	15	8	1	0	100
250	0	0	0	0	0	0	0	100	700	—	40	34	27	18	10	0	100
300	0	0	0	0	0	0	0	100	800	—	—	28	23	15	7	0	100
400	17	16	10	4	0	0	0	100	900	—	—	33	30	23	14	0	100
500	—	37	30	22	14	6	0	100	1000	—	—	29	26	19	10	0	100

4.2.6.7 型号标记

换热器型号由六个部分组成:



材料代号: CC——管子、管板、管箱和壳体均为碳钢、低合金钢材料

SS——管子、管板、管箱和壳体均为奥氏体不锈钢材料

CS——壳体为碳素钢、低合金钢;管子、管箱和管板为奥氏体不锈钢

SC——壳体、管子和管板为奥氏体不锈钢;管箱为碳钢、低合金钢

标记示例:某换热器,公称直径为 DN800mm,公称压力为 PN1.6MPa,双管程,公称换热面积为 $145m^2$,换热管直径为 25mm,公称长度为 4m,管程为碳钢,壳程为奥氏体不锈钢则可表示为: SC-800II- $\frac{4}{25}$ -1.6-145。

4.2.6.8 选用说明

① 本标准中的管板计算参照西德 AD 规范,因此本标准仅适用于壳体不带膨胀节的换热器。

② 本标准换热器的制造、验收等基本上与厚管板换热器相似,应根据薄管板换热器的特点加以补充。

③ 在选用本标准产品时,若某些条件超出本标准范围,均可与标准编制单位或制造厂协商,因标准中所列范围是按各种最不利条件下的值,实际还有很多条件下均可选用本标准。

④ 本标准换热器根据用户填写的订货条件单,由具有相应压力容器设计资格和制造资格的定点单位提供产品和图纸。

4.2.7 不可拆式螺旋板换热器 (JB/T 4723—92)

本标准适用于碳素钢和不锈钢耐酸钢制不可拆式螺旋板换热器。它适用于化学、石油、医药、轻工、纺织等工业部门中的液-液、气-液、气-气对流传热,也可用于蒸汽冷凝和液体蒸发传热。

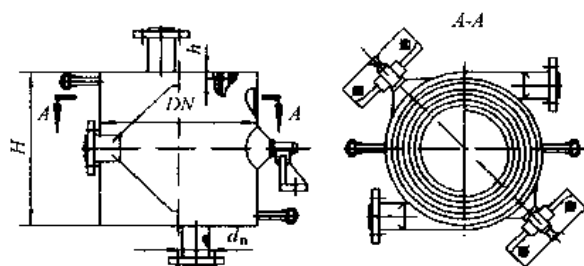


图 4.42 不可拆式螺旋板式换热器结构简图

4.2.7.1 结构及工作原理

不可拆式螺旋板式换热器是由两张相互平行的钢板在螺旋板专用成型卷床上卷制而成。两张钢板间形成两个相互平行的供流体通过的矩形螺旋流道。把每一螺旋流道的两端进行焊接密封，即为不可拆式结构（见图 4.42）。

当气-气、气-液、液-液对流传热时，两种流体在螺旋板式换热器内呈逆向螺旋流动，即一种流体从中心流向四周，另一种流体则从外周流向中心。当流量较小时，不可拆式螺旋板式换热器也可用于气体的冷凝传热。

4.2.7.2 技术特性和优点

- ① 传热效率高，最高总传热系数达 $3300 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$ ($1 \text{ cal} = 4.18 \text{ J}$)。
- ② 通道具有自清洗能力，因而不易堵塞，清洗周期比列管式换热器长。
- ③ 能回收低温热能，准确控制介质温度。
- ④ 结构较紧凑，体积较小。
- ⑤ 加工简单，材料利用率高。以板材代管材，节省大量无缝钢管。
- ⑥ 使用可靠，结构上保证两换热流体不混合。

4.2.7.3 基本参数

- ① 公称压力 PN ：0.6, 1.0, 1.6 MPa（指单通道能承受的最大工作压力）。
- ② 公称直径 DN
 碳钢制：500~1600 mm。
 不锈钢制：300~1600 mm。
- ③ 公称换热面积 FN
 碳钢制：6~120 m^2 。
 不锈钢制：1~100 m^2 。

4.2.7.4 螺旋板换热器参数计算

- ① 螺旋板换热器螺旋体示意图见图 4.43。
- ② 螺旋通道长度按式 (4.5) 确定。

$$L_c = \frac{\pi N}{2} [N(b + \delta) + \delta + d] \times 10^{-3} \quad (4.5)$$

式中 N 为螺旋通道圈数（如图 4.43 中 I、II、III……），按式 (4.6) 计算。

$$N = \frac{D_B - d - b - \delta}{2(b + \delta)} \quad (4.6)$$

式中 D_B 为螺旋长轴内径，取 $D_B = DN + b + \delta$ ，mm； b 为通道间距，mm； δ 为板厚，mm； d 为螺旋中心直径，mm。

- ③ 螺旋板理论长度按式 (4.7) 确定。

$$L_b = \frac{\pi n}{2} [(n-1)(b + \delta) + d + \delta] \times 10^{-3} \quad (4.7)$$

式中 n 为螺旋板圈数（如图 4.43 中 1, 2, 3, 4 所示），按式 (4.8) 计算。

$$n = \frac{D_B - d + b + \delta}{2(b + \delta)} \quad (4.8)$$

- ④ 螺旋板换热器计算换热面积 F 按式 (4.9) 确定。

$$F = 2L(H - 2h \times 10^{-3}) \quad (4.9)$$

式中 h 为封口高度，mm，一般取 $h = b$ ； H 为板宽，mm； L 为螺旋板有效长度，m，按式 (4.10) 确定。

$$L = L_b - \frac{\pi(D_B - b)}{2} \times 10^{-3} \quad (4.10)$$

4.2.7.5 主要参数

- ① 碳钢制不可拆式螺旋板换热器主要参数见表 4.74。
- ② 不锈钢耐酸钢制不可拆式螺旋板换热器主要参数见表 4.75。

两表中： V 为流速 1 m/s 时的处理量， m^3/h ； dn 为接管公称直径，mm； f 为螺旋通道截面积， m^2 ； d 为螺旋中心直径，mm。

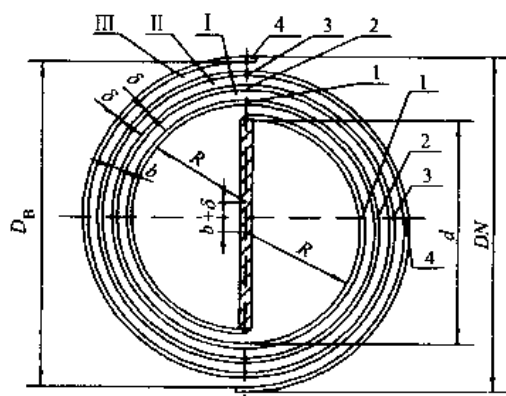


图 4.43 螺旋板换热器螺旋体示意图

表 4.74 碳钢制不可拆式螺旋板换热器主要参数表

P_N MPa	F_N m^2	DN mm	b mm	δ mm	H m	F m^2	V m^3/h	dn mm	L_1 m	f m^2	d mm
≤ 1.6	6	500	6	4	0.4	6.23	8.28	40	8.34	0.00230	200
		500	10		0.5	5.72	17.00	80	6.18	0.00472	200
		600	10		0.4	6.44	13.40	65	8.79	0.00372	200
	8	500	6		0.5	7.91	10.44	65	8.34	0.00290	200
		600	10		0.5	8.13	17.00	80	8.79	0.00472	200
		700	10		0.4	9.50	13.40	65	12.89	0.00372	200
	10	600	6		0.5	12.07	10.44	65	12.69	0.00290	200
		600	10		0.6	9.83	20.60	80	8.79	0.00572	200
	15	700	6		0.5	17.02	10.44	65	17.83	0.00290	200
		800	10		0.5	15.32	17.00	80	16.63	0.00472	200
		900	14		0.5	14.93	23.23	100	16.28	0.00654	300
	20	800	6		0.5	22.74	10.44	65	23.75	0.00290	200
		700	10		1.0	20.91	35.00	100	18.99	0.00972	300
		900	10		0.6	22.31	20.60	80	19.72	0.00572	300
		800	14		0.8	18.27	38.35	100	12.22	0.01065	300
	25	800	6		0.6	27.38	12.60	65	23.75	0.00350	200
		800	10		0.8	23.90	27.80	100	15.71	0.00772	300
		800	14		1.0	23.00	48.43	125	12.22	0.01365	300
	30	700	6		1.0	30.65	21.24	80	15.83	0.00590	300
		800	10		1.0	30.03	35.00	100	15.71	0.00972	300
		800	14		1.2	27.73	58.51	125	12.22	0.01625	300
	40	1000	6		0.6	43.89	12.60	65	37.95	0.00350	200
		1200	10		0.6	43.00	20.60	80	37.78	0.00572	300
		1200	14		0.8	44.60	38.35	100	29.59	0.01065	300
		1200	18		1.0	43.65	61.55	150	23.36	0.01710	300
	50	1000	10		1.0	49.24	35.00	100	25.67	0.00972	300
		1200	14		1.0	56.16	48.43	125	29.59	0.01345	300
		1200	18		1.2	52.70	74.51	150	23.36	0.02070	300
	60	1400	10		0.6	59.36	20.60	80	52.05	0.00572	300
		1400	14		0.8	63.46	38.35	100	41.95	0.01065	300
		1400	18		1.0	62.96	61.55	150	33.52	0.01710	300
	80	1400	10		0.8	79.83	27.80	100	52.05	0.00772	300
		1200	10		1.0	72.66	35.00	100	37.78	0.00972	300
		1600	14		0.8	81.50	38.35	100	53.81	0.01065	300
		1400	14		1.0	79.90	48.43	125	41.92	0.01345	300
		1600	18		1.0	85.60	61.55	150	45.40	0.01710	300
	100	1600	10		0.8	105.20	27.80	100	68.46	0.00772	300
		1400	10		1.0	100.30	35.00	100	52.05	0.00972	300
		1600	14		1.0	102.61	48.43	125	53.80	0.01345	300
		1600	18		1.2	103.36	74.51	150	45.40	0.02070	300
	120	1400	10		1.2	120.77	42.20	125	52.02	0.01172	300
		1600	14		1.2	123.72	50.51	125	53.81	0.01625	300

表 4.75 不锈钢耐酸钢制不可拆式螺旋板换热器主要参数表

P_N MPa	F_N m^2	D_N mm	b mm	δ mm	H m	F m^2	V m^3/h	d_n mm	L_t m	f m^2	d mm
<1.6	1	300	6	2,3	0.2	1.07	3.96	40	2.95	0.00110	160
	2	400	6		0.2	2.08	3.96	40	5.71	0.00110	160
	4	400	6		0.4	4.28	8.28	50	5.71	0.00230	160
		500	10		0.4	4.95	13.40	65	6.78	0.00372	200
	6	400	6		0.6	5.95	12.60	65	5.22	0.00350	200
		500	10		0.5	6.28	17.00	80	6.76	0.00472	200
	8	500	6		0.4	7.19	8.28	50	9.50	0.00230	200
		500	10		0.6	7.58	20.60	80	6.76	0.00572	200
		600	10		0.5	8.69	17.00	80	9.37	0.00472	200
	10	600	6		0.4	10.50	8.28	50	13.85	0.00230	200
		600	10		0.6	8.67	20.60	80	7.71	0.00572	300
		700	14		0.6	9.33	28.27	100	8.47	0.00785	300
		700	14		0.5	7.70	23.23	100	8.47	0.00645	300
	15	700	6		0.5	18.07	10.44	65	18.92	0.00290	200
		800	10		0.5	16.97	17.00	80	18.14	0.00472	200
		700	14		0.8	14.27	38.35	100	9.55	0.01065	300
	20	700	6		0.6	21.78	12.60	65	18.92	0.00350	200
		800	10		0.6	18.57	20.60	80	16.41	0.00572	300
		800	14		0.8	19.70	38.35	100	13.14	0.01065	300
	25	800	6		0.5	24.83	10.44	65	25.92	0.00290	200
		800	10		0.8	24.97	27.80	100	16.41	0.00772	300
		900	10		0.6	24.67	20.60	80	21.74	0.00572	300
		900	14		0.8	25.86	38.35	100	17.21	0.01065	300
	30	700	6		0.8	29.18	16.92	80	18.92	0.00470	200
		800	10		1.0	31.38	35.00	100	16.41	0.00972	300
		1000	14		0.8	32.77	38.35	100	21.76	0.01065	300
	40	1000	10		0.8	42.39	27.80	100	27.72	0.00772	300
		1000	14		1.0	41.25	48.43	125	21.76	0.01345	300
	50	1000	10		1.0	53.26	35.00	100	27.72	0.00972	300
		1000	14		1.2	49.74	58.51	150	21.76	0.01625	300
	60	1200	10		0.8	63.89	27.80	100	41.65	0.00772	300
		1200	14		1.0	57.72	48.43	125	30.41	0.01345	300
	80	1200	10		1.0	80.27	35.00	100	41.65	0.00972	300
		1400	14		1.0	81.03	48.43	125	42.55	0.01345	300
	100	1400	10		1.0	108.02	35.00	100	55.98	0.00972	300
		1400	14		1.2	97.70	58.51	150	42.55	0.01625	300
		1600	14		1.0	108.07	48.43	125	56.62	0.01345	300

4.2.7.6 选用说明

① 为使选用的螺旋板换热器有较佳的使用性能,建议选用时进行工艺计算,以使两换热流体在螺旋流道内有较合适的流速(一般液体流速 $W \geq 1m/s$, 气体或气体流速 $w \geq 10m/s$)。

② 如本标准中单台设备不能满足使用要求,可以多台组合使用,但必须符合下列规定:

- 并联组合 只限于同一规格的设备;
- 串联组合 设备的板宽 H 和通道间距 b 应相同;
- 混合组合(一个通道并联,另一个通道串联) 只限于同一规格的设备。

③ 设备可卧放,也可立放。但用于蒸汽冷凝的设备只能立放。

④ 如本产品用于烧碱,请用户在订货时注明,以便产品制成后进行退火处理,然后供货。

4.2.8 板式换热器 (GB 16409—96)

板式换热器是一种新型的换热设备。具有结构紧凑、占地面积小,传热效率高和操作方便等优点,并有助

理微小温差的能力。

4.2.8.1 基本参数

① 设计压力 $PN \leq 2.5 \text{ MPa}$ 。

② 设计温度 T 按垫片材料允许的使用温度确定。

③ 换热面积

a. 单板计算换热面积为在垫片内侧参与换热部分的板片展开面积。

b. 单板公称换热面积为经圆整后的单板计算换热面积。

c. 换热器换热面积为经圆整后的整台板式换热器中有效换热板片数 (板片总数减 2) 与单板计算换热面积之积。

④ 流程组合 板式换热器内流道和流程可按式 (4.11) 方式配置。

$$\frac{M_1 \times N_1 + M_2 \times N_2 + \cdots + M_i \times N_i}{m_1 \times n_1 + m_2 \times n_2 + \cdots + m_i \times n_i} \quad (4.11)$$

式中 $M_1, M_2 \cdots M_i$ 为从固定压紧板开始热侧流道数相同的流程数; $N_1, N_2 \cdots N_i$ 为 $M_1, M_2 \cdots M_i$ 流程中对应的流道数; $m_1, m_2 \cdots m_i$ 为从固定压紧板开始冷侧流道数相同的流程数; $n_1, n_2 \cdots n_i$ 为 $m_1, m_2 \cdots m_i$ 流程中对应的流道数。

【例】 $\frac{2 \times 3 + 1 \times 4}{1 \times 10}$ 表示热流体有 3 个流程, 第一程 3 个流道, 第二程 3 个流道, 第三程 4 个流道; 冷流体有 1 个流程, 10 个流道, 见图 4.44。各种流程灵活组合, 可通过增减板片或更换几块不同通道孔的板片来改变流程组合。

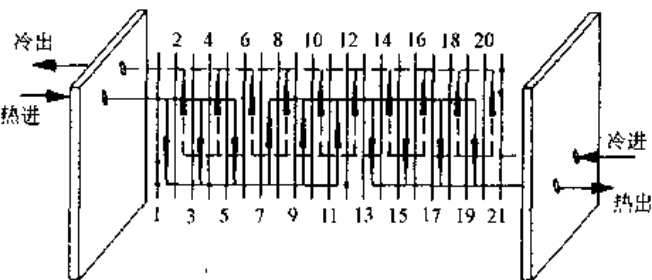


图 4.44 冷流体流程和流道示意图

4.2.8.2 板式换热器的分类和结构形式

板式换热器的结构形式见图 4.45, 板片波纹形式见表 4.76, 板式换热器框架形式见表 4.77。

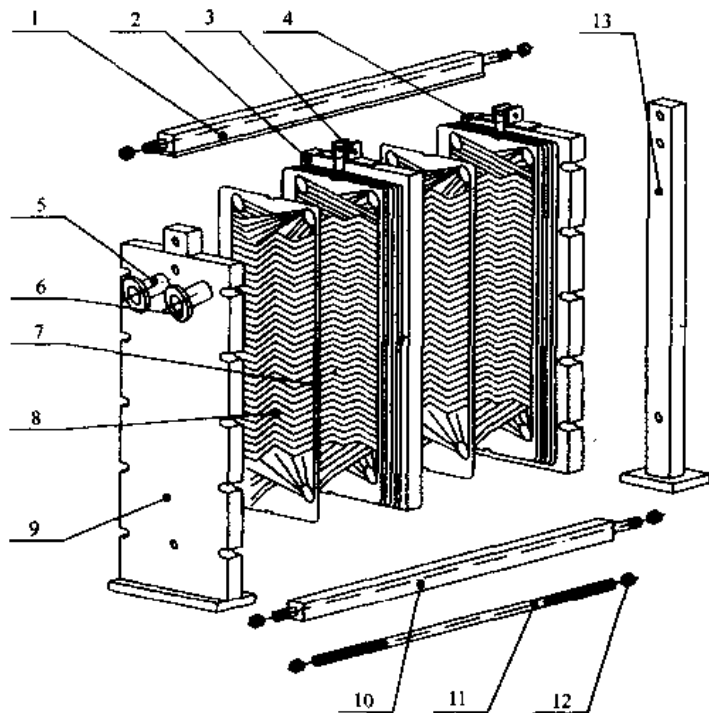


图 4.45 板式换热器的结构形式图

- 1—上导杆；2—中间隔板；3—滚动机构；4—活动压紧板；5—接管；
6—法兰；7—垫片；8—板片；9—固定压紧板；10—下导杆；
11—夹紧螺栓；12—螺母；13—支柱

表 4.76 板式换热器板片波纹形式

序 号	波 纹 形 式	代 号	序 号	波 纹 形 式	代 号
1	人字形波纹	R	4	球形波纹	Q
2	水平平直波纹	P	5	斜波纹	X
3	竖直波纹	Js			

表 4.77 板式换热器框架形式

序 号	框 架 形 式	代 号	序 号	框 架 形 式	代 号
1	双支撑框架式 (图 4.46)	I	5	顶杆式 (图 4.50)	V
2	带中间隔板双支撑框架式 (图 4.47)	II	6	带中间隔板顶杆式 (图 4.51)	VI
3	带中间隔板三支撑框架式 (图 4.48)	III	7	活动压紧板落地式 (图 4.52)	VII
4	悬臂式 (图 4.49)	IV			

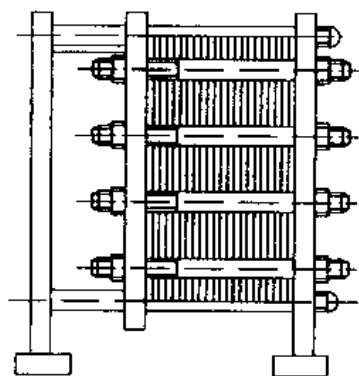


图 4.46 双支撑框架

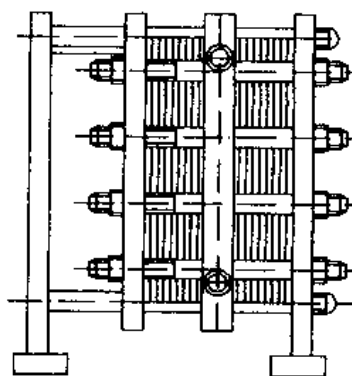


图 4.47 带中间隔板双支撑框架

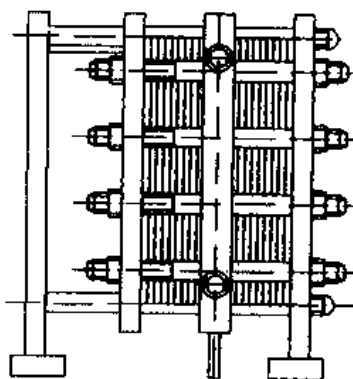


图 4.48 带中间隔板三支撑框架

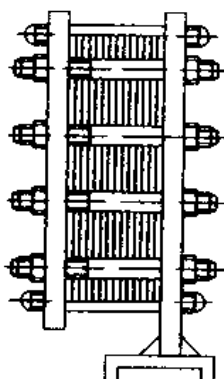


图 4.49 悬臂式框架

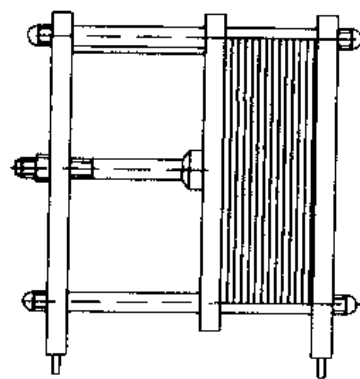


图 4.50 顶杆式框架

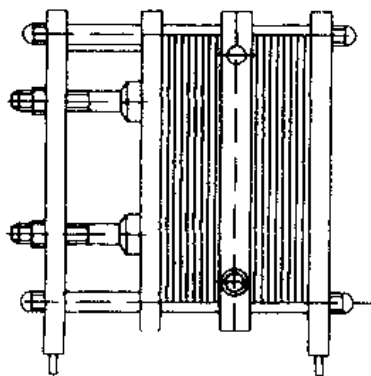


图 4.51 带中间隔板顶杆式框架

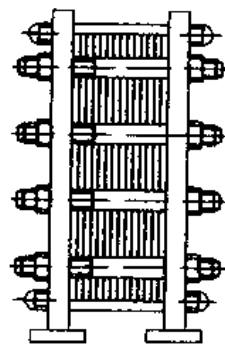
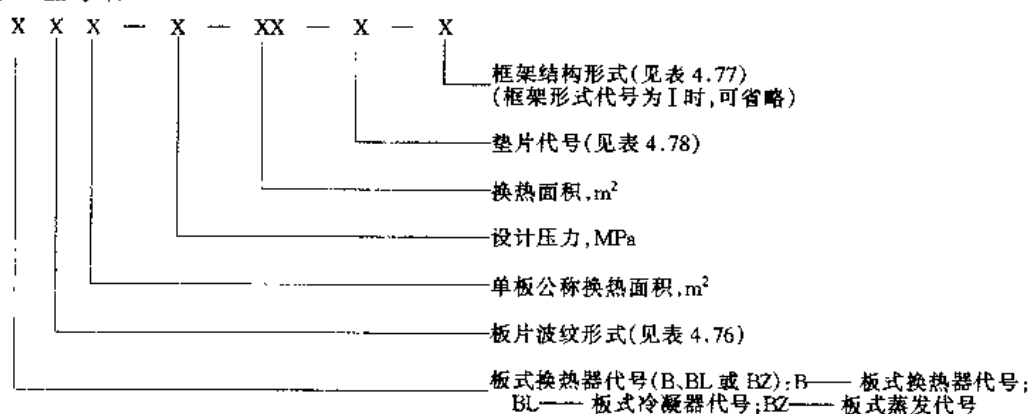


图 4.52 活动压紧板落地式框架

4.2.8.3 型号标记



标记举例如下。

① 波纹型式为人字形: 单板公称换热面积 0.3m^2 , 设计压力 1.6MPa , 换热面积 1.5m^2 , 用丁腈垫片密封的双支撑框架结构的板式换热器, 其型号为: BR0.3-1.6-15-N-I 或 BR0.3-1.6-15-N。

② 波纹型式为水平平直形波纹: 单板公称换热面积 1.0m^2 , 设计压力 1.0MPa , 换热面积 100m^2 , 用三元乙丙垫片密封的带中间隔板双支撑框架结构的板式换热器, 其型号为: BP1.0-1.0-100-E-II。

4.2.8.4 板片及垫片主要材料

① 板片材料版号

1Cr18Ni9 0Cr18Ni9 00Cr19Ni10 0Cr17Ni12Mo2 00Cr17Ni14Mo2 7Al-A H68 HSn62-1

② 垫片材料见表 4.78。

4.2.8.5 板式换热器产品简介

① BR 系列产品见表 4.79。

② BP 系列产品见表 4.80。

表 4.78 垫片材料

垫片材料及代号	丁腈橡胶	三元乙丙橡胶	氟橡胶	氯丁橡胶	硅橡胶	石棉纤维板
	N	E	F	C	Q	A
适用温度, $^{\circ}\text{C}$	-20~110	-50~150	0~180	-40~110	-65~230	20~250

注: 1. 食用、医药用垫片的标注, 在相应垫片后面加 S, 例: 丁腈橡胶医药垫片为 NS。

2. 垫片在超过适用温度范围使用时, 应由供需双方商定。

表 4.79 BR 系列产品表

型 号	板片外形尺寸 mm	设计压力 操作 MPa	设计温度 操作 $^{\circ}\text{C}$	单片有效换热面积 m^2	板片厚度 mm	角孔直径 mm	最大流量 m^3/h	传热系数 $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$	垫片材料	生产厂
BR01 板式换热器	584×218	$\frac{1.6}{<1.6}$	150	0.1		40	$1.5\times 10^4\text{kg}/\text{h}$	5300	丁腈、乙丙、F、橡胶等	兰州石油机械研究所
BR03B 板式换热器	1157×388	$\frac{1.6}{<1.6}$	150	0.302		85	$6\times 10^4\text{kg}/\text{h}$	6500		
BR05A 板式换热器	1490×485	$\frac{1.6}{<1.6}$	200	0.502		121	$2\times 10^5\text{kg}/\text{h}$	6800		
BR07A 板式换热器	1615×585	$\frac{1.6}{<1.6}$	-20~200	0.694		163	$3.5\times 10^5\text{kg}/\text{h}$	6500		
BRS08 板式冷凝器	1610×860	$\frac{1.0}{<1.0}$	150	0.8012			$1.1\times 10^4\text{kg}/\text{h}$	4000		

续表

型 号	板片外形尺寸 mm	设计压力 操作 MPa	设计温度 操作 ℃	单片有效换热面积 m ²	板片厚度 mm	角孔直径 mm	最大流量 m ³ /h	传热系数 W/(m ² ·K)	垫片材料	生产厂
BR10 板式换热器	658×245	1.25	150	0.11	0.6~0.8	50	35	3500~5800	派克垫片	天津市板式换热器厂
BR20A 板式换热器	1087×295	1.6	180	0.24	0.6~0.8	65	60	3500~5800		
BR46 板式换热器	1392×437	1.2	150	0.47	0.8	110	220	3500~5800		
BR50 板式换热器	1392×492	2.5	-20~150	0.5	0.8	125	240	3000~6500		
BL80 板式冷凝器	1604×855	0.4	150	0.8	0.8	汽侧:350 液侧:150	汽侧:20000 液侧:300	1500~3500		
BR84 板式换热器	1775×700	0.6	150	0.84	0.8	200	300	3500~6500		
BR100 板式换热器	1847×758	1.6	150	0.98	0.8	250	400	3500~5500		
BR130 板式换热器	2195×815	0.6	150	1.28	0.6	285	1500	3500~5800	派克垫片	
BR03 板式换热器	340×1188	2.5	120,150	0.32	0.6, 0.7,0.8	100	80	kcal/m ² ·h·℃	橡胶垫 石棉瓦	兰州石油化工机器厂
BR06 板式换热器	481×166	2.5	120,150	0.655	0.6,0.7, 0.8	140	250	锐角 7000 钝角 12000		
BR10 板式换热器	707×1975	2.5	120,150	1.08	0.6,0.7, 0.8	227	650	锐角 7000 钝角 11000		

表 4.80 BP 系列产品表

型号	单板换热面积 m ²	板片尺寸 mm	板片厚度 mm	角孔直径 mm	最大操作压力 MPa	最大操作温度 ℃	最大流量 m ³ /h	膜系数 kcal/(m ² ·h)
BP05	0.52	500×1310	1,1.2	110	0.4	120,150	200	6000

注: 1kcal/(m²·h) = 1.163W/m²。

4.2.9 热管换热器

4.2.9.1 热管结构及工作原理

热管是 20 世纪 60 年代发展起来的一种新型高效传热元件。典型的热管结构如图 4.53 所示。它是由管壳、吸液芯(起毛细作用的多孔结构物)和工作液组成的封闭系统。系统内抽成 $1.3 \times 10^{-1} \sim 1.3 \times 10^{-4}$ Pa 的负压。热管的一端为蒸发段(加热段),另一端为冷凝段(放热段),中间部分为蒸气输送段(绝热段)。

热管工作时,蒸发段从热源吸热,使吸液芯中的工作液体蒸发,蒸气在压差的推动下流向冷凝段。冷凝段向冷源放热,使蒸气冷凝液化,凝结液借助于吸液芯的毛细抽吸力的作用,又返回到蒸发段,再次被蒸发。如此反复循环,连续不断地将热量由蒸发段传送到冷凝段。由此可见,热管的传热是蒸发和凝结这两种相变换热过程的巧妙结合。因此,热阻很小,传热速率高,它的当量导热系数高达紫铜导热系数的几百倍,甚至几千倍,有“超导体”之称。

由于热管的传热能力强,具有良好的等温性和恒温性,并能变换所传递热流的大小。因此,它得到了广泛的应用,其中之一就是构成热管换热器。

4.2.9.2 热管换热器结构及工作原理

由带翅片的热管束组成的换热器称为热管换热器。它是 20 世纪 80 年代以来研制开发的一种新型高效换热器。图 4.54 是热管换热器结构原理示意图。在一般情况下,热管换热器有一个矩形外壳,壳中布满了带翅片的热管。壳体的中央有一块隔板把壳体分成两部分,形成热流体和冷流体的通道。当热、冷两流体同时各自的通道中流过时,热管将热流体的热量传给冷流体,实现两种流体的热交换。

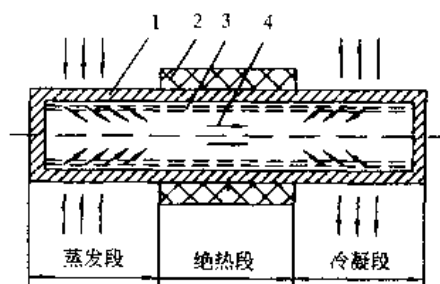


图 4.53 热管结构及工作原理示意

1—管壳；2—绝热材料；3—吸液芯、液体；4—蒸气

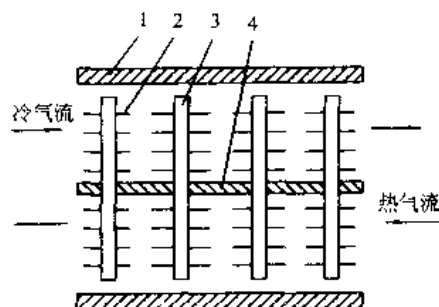


图 4.54 热管换热器工作原理示意

1—壳体；2—翅片；3—热管；4—隔板

4.2.9.3 热管换热器的特点

① 传热效率高。在相同流阻条件下，热管换热器的传热系数比板式换热器还要高。因此，在传递相同热量条件下，制造换热器所耗金属量少。

② 压力损失小，泵耗功率也少。

③ 结构简单、紧凑。单位体积内的换热面积约为管壳式换热器的 3~4 倍。

④ 应用范围广。它可用于气-气、气-液和液-液之间的换热。特别适用于小温差换热和余热的回收。

4.2.9.4 热管换热器系列参数（见表 4.81）

表 4.81 热管换热器系列参数表

名称	型号	烟气温度 ℃	烟气流量 m ³ /h	预热空气量 m ³ /h	空气预热温度 ℃	阻力损失, Pa	
						烟气侧	空气侧
低温气-气式	GG-TSRG-5~ GG-TSRG-2000	~400	1100~300000	1000~266000	~250	100~450	150~600
中温气-气式	GG-TLRG-20~ GG-TLRG-1500	~650	2100~253000	2100~250000	~350	100~400	150~500
中低温气-水油式	GW-TSRG-5~ GW-TSRG-750	~750	1400~177000	700~12000	~90	<400	<200

4.2.9.5 选用说明

① 热管换热器的热管数量可根据实际所需的换热量来确定。

② 热管内的工作介质可根据实际工艺条件确定。

③ 热管换热器应由专业单位进行设计和制造。

4.3 塔内件

塔设备是化工、炼油生产中最重要的设备之一。它可使气（或汽）液或液液两相之间进行紧密接触，达到相际传质及传热的目的。

塔设备的分类方式很多，按气液接触的基本构件分为板式塔和填料塔，其内件也相应有所不同。

4.3.1 圆泡罩（JB 1212—73）

圆泡罩适用于泡罩塔板，其主要特点是鼓泡元件各具有升气管。上升气体经升气管由泡罩齿缝吹入液层，两相接触密切，加之板上液层较高，两相接触时间较长，分离效果较好。但由于气体通过泡罩的路线曲折及液层较高，导致压降及雾沫夹带增高等缺点。同时，由于塔板上液面梯度较大，气相分布不均，影响传质效率，这也是泡罩结构所造成的。

4.3.1.1 圆泡罩的结构（见图 4.55）

4.3.1.2 圆泡罩的尺寸（表 4.82）

4.3.1.3 选用说明

圆泡罩的齿缝形状一般有三棱形、长方形和梯形三种。泡罩与升气管间的环形截面积和升气管横截面积之比为 1.1~1.4。升气管顶与泡罩顶端距离，一般按升气管与泡罩顶之间的回转面积为环形面积的 1.3 倍确定。升气管高度为保证液体不致从升气管溢流，升气管上缘至少高出齿缝上缘 1.2mm。

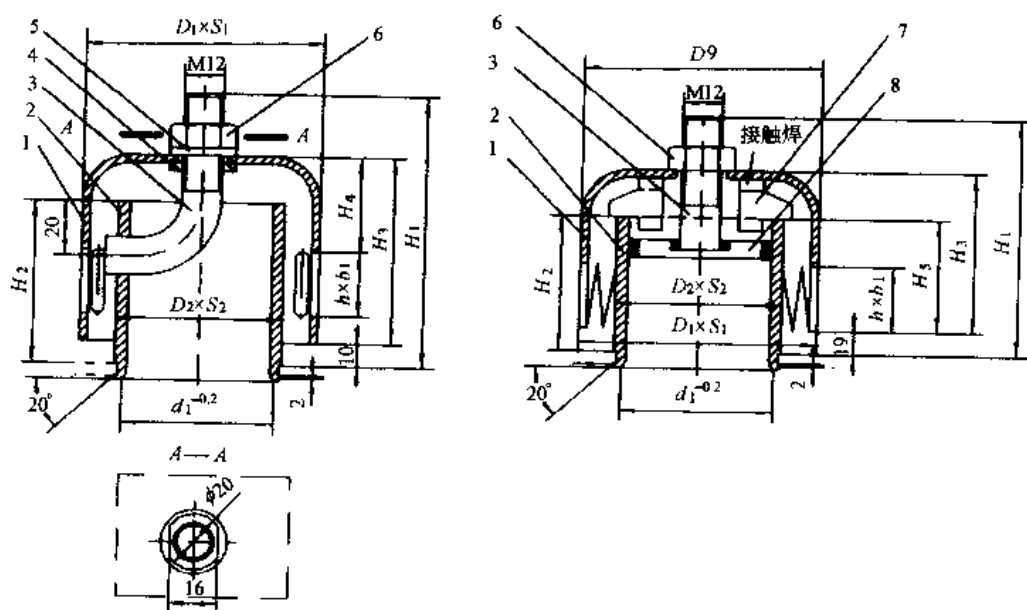


图 4.55 圆泡罩结构简图

1—泡帽；2—升气管；3—连接螺柱；4—异形螺母；5—垫圈；6—螺母；7—支架；8—横梁

表 4.82 圆泡罩尺寸表

名 称		I 类(A3F)			II 类(1Cr18Ni9Ti)		
公称直径 DN		80	100	150	80	100	150
泡帽(外径×壁厚) $D_1 \times S_1$		80×2	100×3	158×3	80×1.5	100×1.5	158×1.5
泡帽顶部外径 D_3		—	—	152	—	—	152
升气管(外径×壁厚) $D_2 \times S_2$		57×3.5	70×4	108×4	57×2.75	70×3	108×4
总高度 H_1		95	105	107	95	105	107
升气管高度 H_2		57	62	64	57	62	64
泡帽高度 H_3		65	75	73	65	75	73
支架至泡帽底端高度 H_5		—	—	45	—	—	45
泡帽顶端至齿缝高度 H_4	1	40	45	—	40	45	—
	2	35	42	—	35	42	—
	3	30	38	—	30	38	—
齿缝高度 h	1	20	25	35	20	25	35
	2	25	28	—	25	28	—
	3	30	32	—	30	32	—
齿缝宽度 b_1		4	5	$R_4/13.5$	4	5	$R_4/13.5$
齿缝数目 n		30	32	28	30	32	28
齿缝节距 f		8.38	9.82	17.7	8.38	9.82	17.7
升气管孔径 d_1		55	68	106	55	68	106
升气管净面积 F_1, cm^2		16.06	25.85	73.05	17.16	27.75	73.05
回转面积 F_2, cm^2		25.12	38.94	78.50	26.68	43.21	78.90
环形面积 F_3, cm^2		19.84	30.90	80.00	21.04	35.49	85.10
齿缝总面积 F_4, cm^2	1	22.97	38.27	102.5	22.97	38.27	102.5
	2	28.97	43.07	—	28.97	43.07	—
	3	34.97	49.47	—	34.97	49.07	—

续表

名 称		I 类(A3F)			II 类(1Cr18Ni9Ti)		
F_2/F_1		1.56	1.50	1.08	1.55	1.55	1.08
F_3/F_1		1.22	1.19	1.10	1.21	1.26	1.17
泡帽重量, kg	1	0.68	1.11	1.40	0.56	0.88	1.40
	2	0.67	1.09	—	0.55	0.87	—
	3	0.66	1.08	—	0.54	0.86	—

泡罩底隙过高, 则塔板上液层增高, 压降大; 底隙过低时, 则增加液体流动阻力, 液面梯度大, 同时底隙大小与介质清洁程度有关。

4.3.1.4 标记示例

DN 80, $h = 25\text{mm}$, 材料为 I 类的圆泡罩, 标记为: DN 80-25-I JB 1212-73。

4.3.2 浮阀

浮阀适用于浮阀塔板。操作时气流自下而上吹起浮阀, 从浮阀周边水平方向吹入塔板上液层, 进行两相接触。液体则由上一层塔板的降液管流入, 经进口堰均布, 再横向流过塔板与气相接触传质后, 再经溢流堰进入降液管, 流入下一层塔板。

4.3.2.1 F1 型浮阀的结构 (JB 1181-81)

F1 型浮阀分轻阀和重阀两种, 轻阀用厚度为 1.5mm 薄钢板冲制, 用“Q”表示。重阀用厚度为 2.0mm 的薄钢板冲制, 用“Z”表示。结构如图 4.56 所示。

4.3.2.2 F1 型浮阀基本参数和尺寸 (见图 4.56 和表 4.83)

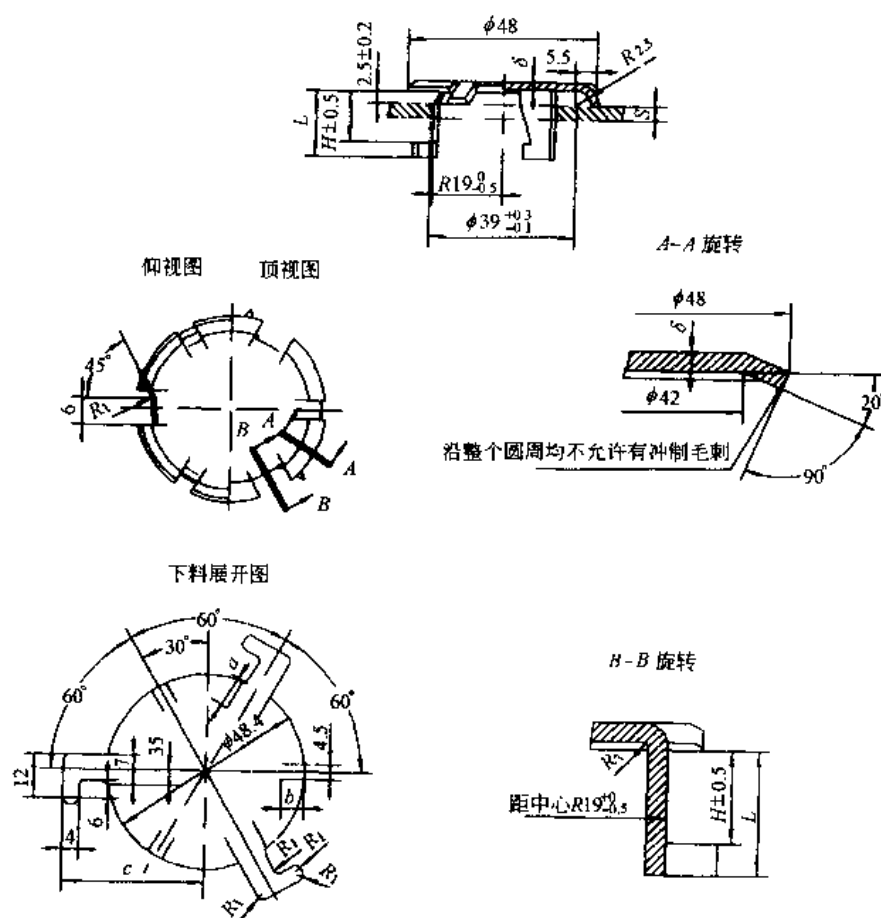


图 4.56 F1 型浮阀的结构图

表 4.83 F1 型浮阀基本参数和尺寸

mm

序 号	标 记	基本参数		塔板 厚度 S	尺 寸					材 质
		阀厚 δ	阀重 G		H	L	a	b	c	
1	F1Q-4A	1.5	24.6	4	12.5	16.5	9.7	5.4	34.8	1Cr13
2	F1Z-4A	2	32.7				10.2	5.3	34.6	
3	F1Q-3A	1.5	24.3	3	11.5	15.5	9.7	5.4	33.8	1Cr13
4	F1Z-3A	2	32.4				10.2	5.3	33.6	
5	F1Q-3B	1.5	24.8				9.7	5.4	33.8	1Cr18Ni9Ti
6	F1Z-3B	2	33				10.2	5.3	33.6	
7	F1Q-3C	1.5	25				9.7	5.4	33.8	1Cr17Ni13Mo2Ti
8	F1Z-3C	2	33.2				10.2	5.3	33.6	
9	F1Q-2B	1.5	24.6	2	10.5	14.5	9.7	5.4	32.8	1Cr18Ni9Ti
10	F1Z-2B	2	32.7				10.2	5.3	32.6	
11	F1Q-2C	1.5	24.7				9.7	5.4	32.8	1Cr17Ni13Mo2Ti
12	F1Z-2C	2	32.9				10.2	5.3	32.6	

4.3.2.3 选用说明

- ① 本标准制造的浮阀适用于塔板厚度为 2mm, 3mm, 4mm。升气孔尺寸为 $\phi 39^{+0.3}_{-0.1}$ mm。
- ② 若需使用其他材料, 可在订货时另行提出, 并在图纸中注明。

4.3.2.4 标记示例

浮阀标记由四个部分组成:

- ① F1: 表示“1 型浮阀”;
- ② Q: 表示“轻阀”, Z: 表示“重阀”;
- ③ 2、3、4 分别表示浮阀所适用塔板厚度分别为 2mm、3mm、4mm;
- ④ A: 表示浮阀的材料为 1Cr13, B: 表示浮阀的材料为 1Cr18Ni9Ti, C: 表示浮阀的材料为 1Cr17Ni13Mo2Ti。

示例: 用于塔板厚度为 3mm, 由 1Cr18Ni9Ti 钢制 F1 型重阀。其标记为: 浮阀 F1Z-3B JB 1118-81。

4.3.3 填料

填料塔具有结构简单、压力降小且可用各种材料制造等优点。填料塔操作的好坏与选用填料的正确与否有很大关系。

4.3.3.1 填料的选择

- ① 选择原则: 单位体积填料的表面积要大; 使气液相接触的自由体积要大; 对气相阻力要小, 即空隙截面积大; 质量要轻; 机械强度要高; 耐介质腐蚀, 经久耐用; 价格低廉。填料的选择, 应根据操作压力和介质来选择填料的材质, 根据操作工艺要求, 选择填料的型式, 根据填料塔的塔径选择填料尺寸。
- ② 填料材质的选择: 填料材质的选择主要考虑被处理物料的腐蚀性和操作压力。各种材质的填料使用范围见表 4.84。

表 4.84 填料的使用范围

材 质	一般使用范围	备 注
瓷质或耐酸陶瓷	除氢氟酸外, 低压条件下的中性和酸性介质和溶剂	弱碱性介质时, 用特种陶瓷, 瓷质环比陶瓷环强度大, 同时较耐碱
碳质 (石墨填料)	碱性 (包括热碱), 除了硝酸外的所有酸类, 不适用于氧化介质	耐温度波动, 质量轻
塑料 (聚丙烯, 聚乙烯, 氟乙烯)	根据塑料性质, 适于碱、盐、水溶液和各种酸类	质量轻。但要注意塑料填料的允许工作温度
钢质填料	可用于热碱, 其他用途可根据金属而定	比陶瓷可能重些, 价格贵, 但适用于高压

③ 填料尺寸的选择: 填料尺寸的选定与塔径尺寸有关, 一般要求塔径与填料直径之比不能太小, 否则, 填料与塔壁的间隙过大, 易使液体沿塔壁空隙流下, 使截面上液体分布不均。

一般乱堆填料的装填尺寸与塔径的比例: 拉西环为 $1:8 \sim 1:20$, 鲍尔环为 $1:10 \sim 1:15$, 弧鞍形填料为 $1:10$, 矩鞍形填料为 $1:8 \sim 1:10$ 也可根据经验按表 4.85 来选择。

表 4.85 填料尺寸选择表

塔径 D	填料公称直径	塔径 D	填料公称直径
$150 \leq D \leq 450$	10~25	$600 \leq D \leq 900$	38~50
$450 \leq D \leq 600$	25~38	$D \geq 900$	50~80

4.3.3.2 填料系列

本节介绍国内填料塔中广泛应用的几种新型填料的外形尺寸, 其技术参数和流体力学计算见有关参考文献。

① 矩鞍形填料系列尺寸: 瓷矩鞍形填料见图 4.57、表 4.86; 塑料矩鞍形填料见图 4.58、表 4.87。

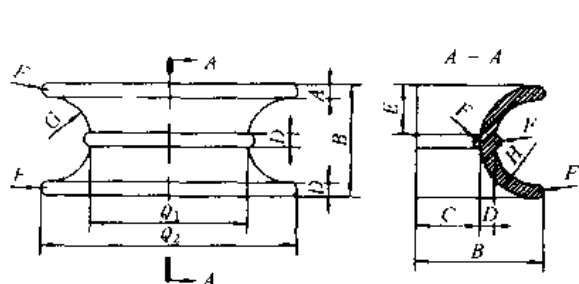


图 4.57 瓷矩鞍形填料外形图

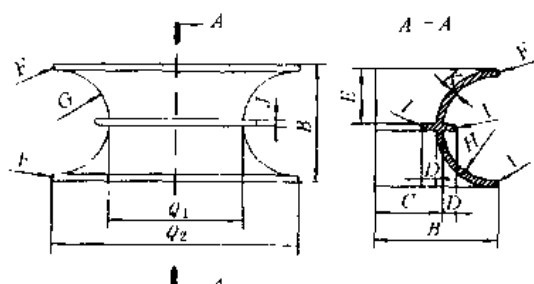


图 4.58 塑料矩鞍形填料外形图

表 4.86 瓷矩鞍形填料外形尺寸

mm

公称直径	Q_1	Q_2	B	C	D	E	F	G	H
76	76 ± 3	114 ± 5	57 ± 2	28.5	9.5 ± 1	28.75	4.75	19	28.5
50	50 ± 2	80 ± 3	40 ± 2	20	5 ± 0.5	17.5	2.5	15	20
38	38 ± 2	60 ± 2	30 ± 1	15	4 ± 0.4	13	2	11	15
25	25 ± 1	38 ± 2	19 ± 1	9.5	3 ± 0.3	8	1.5	6.5	9.5
16	16 ± 0.5	24 ± 1	12 ± 0.5	6	2 ± 0.2	5	1	4	6

表 4.87 塑料矩鞍形填料外形尺寸

mm

公称直径	Q_1	Q_2	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
76	76 ± 1.5	114 ± 2.4	57 ± 1.2	38 ± 0.7	6	26	1.5	25	28	2.5	5	3 ± 0.4
50	50 ± 1	80 ± 1.4	40 ± 0.7	25 ± 0.5	4	18.75	1	18	20	1.25	2.5	2 ± 0.3
38	38 ± 0.7	60 ± 1.2	30 ± 0.6	19 ± 0.3	3	13.9	0.75	14	15.5	1.1	2.2	1.5 ± 0.3
25	25 ± 0.5	38 ± 1	19 ± 0.2	12.5 ± 0.2	2	8.5	0.6	9.5	10.7	1	2	1.2 ± 0.3
16	16 ± 0.4	24 ± 0.6	8 ± 0.2	8 ± 0.2	1.9	5.1	0.5	5	6	0.9	1.8	1 ± 0.2

② 鲍尔环系列尺寸: 塑料鲍尔环系列尺寸见图 4.59、图 4.60、表 4.88、表 4.89。

表 4.88 塑料鲍尔环系列尺寸表 1

mm

公称直径	Q	H_1	H_2	B	D	E	F
76	76 ± 0.4	14	16	14	2.8 ± 0.3	4	14
50	50 ± 0.5	10	10	9	1.5 ± 0.2	2	7

表 4.89 塑料鲍尔环系列尺寸表 2

mm

公称直径	Q_1	H_1	H_2	H_3	B	D
38	38 ± 0.4	7	8	8	7	1.4 ± 0.2
25	25 ± 0.3	5	5	5	5	1.2 ± 0.2
16	16 ± 0.2	5	3.5	3	4	0.8 ± 0.1

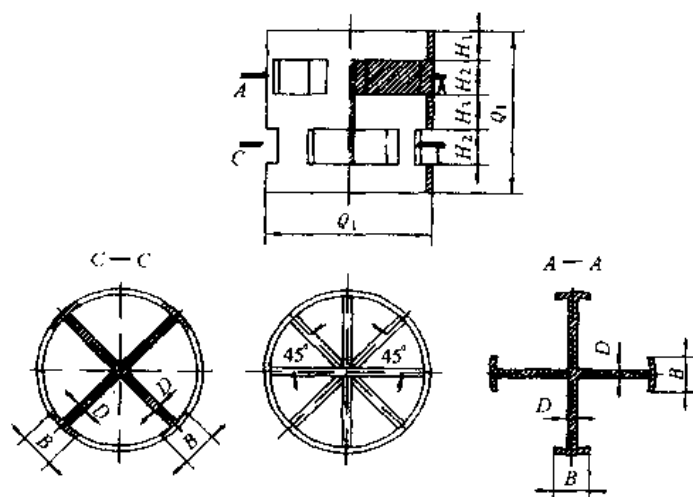


图 4.59 塑料鲍尔环系列尺寸图-1

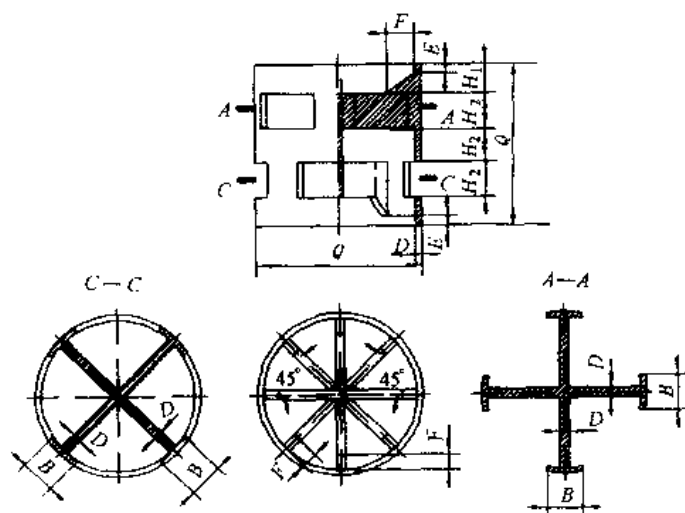


图 4.60 塑料鲍尔环系列尺寸图-2

金属鲍尔环系列尺寸见图 4.61、表 4.90。

表 4.90 金属鲍尔环系列尺寸表

公称直径	Q_1	D	H_1	H_2	H_3	H	L	G	E	B
76	76 ± 2	11.7	14	16	16	76 ± 0.3	236	5.1	18.5	35.5
50	50 ± 1	8.3	9	12	8	50 ± 0.2	154	3.9	11.5	22.5
38	38 ± 1	5.7	7	8	8	38 ± 0.2	116	2.2	9.4	17.5
25	25 ± 0.5	4.7	4.5	6	4	25 ± 0.1	76	2.2	5.4	10.5
16	16 ± 0.4	4	3	3.5	3	16 ± 0.1	47	2	2.7	5.4

表 4.91 塑料阶梯环系列尺寸表

公称直径	H	Q_1	Q_2	D	F
76	38 ± 0.5	88 ± 0.7	76 ± 0.7	9	2.8 ± 0.4
50	25 ± 0.3	58 ± 0.5	50 ± 0.5	6	1.5 ± 0.3
38	19 ± 0.3	44 ± 0.5	38 ± 0.5	4.5	1.4 ± 0.5
25	12.5 ± 0.2	29 ± 0.3	25 ± 0.3	3	1.2 ± 0.2
16	8 ± 0.2	18 ± 0.3	16 ± 0.3	2.5	0.8 ± 0.2

③ 阶梯环：阶梯环的尺寸国内尚未有统一标准，本节介绍一种暂行系列尺寸。暂行系列的阶梯环为单

层开窗结构, 高径比为 0.5, 喇叭形扩大口为环高的 $1/5$, 开窗数与鲍尔环相同。

塑料阶梯环系列尺寸见图 4.62、表 4.91, 金属阶梯环尺寸见图 4.63、表 4.92。

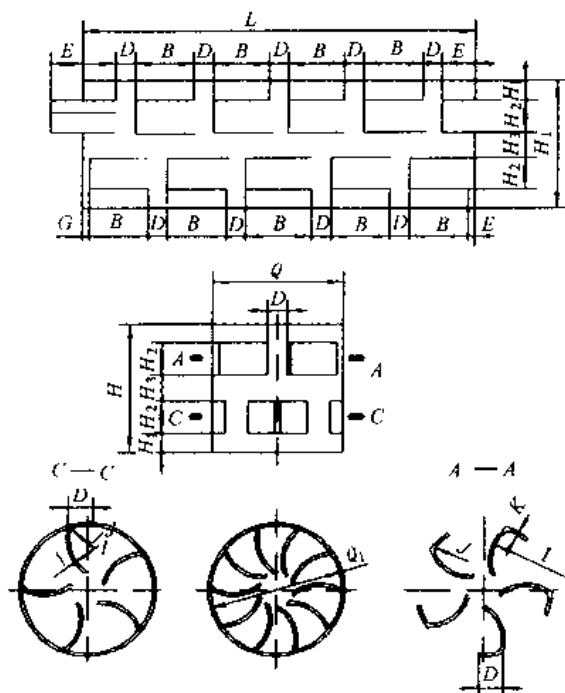


图 4.61 金属鲍尔环尺寸图

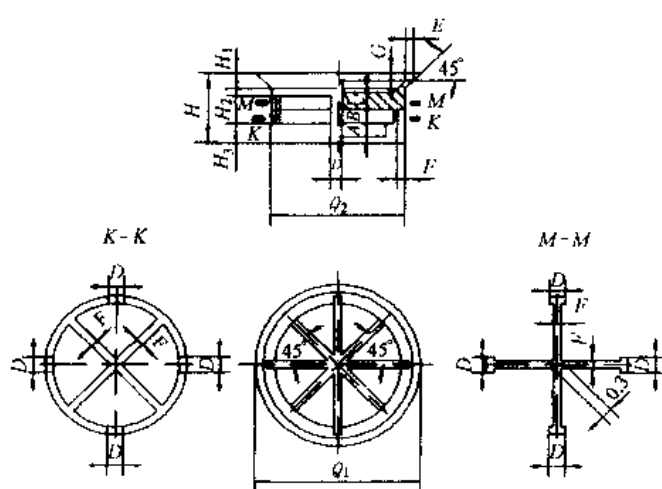


图 4.62 塑料阶梯环尺寸图

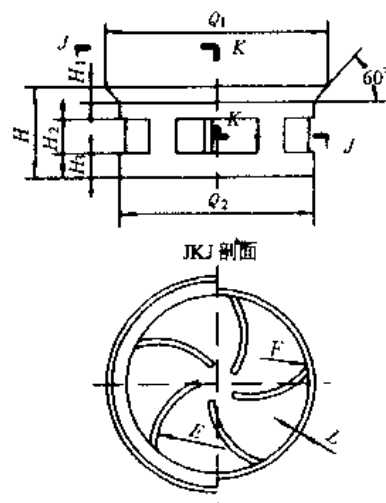


图 4.63 金属阶梯环尺寸图

表 4.92 金属阶梯环尺寸表

				mm			
公称直径	H	Q ₁	Q ₂	公称直径	H	Q ₁	Q ₂
76	38±0.5	85±0.7	76±0.7	38	19±0.3	42.5±0.5	38±0.5
50	25±0.3	56±0.5	50±0.5	25	12.5±0.2	28±0.2	25±0.3
				16	8±0.2	17.5±0.3	16±0.3

④ 金属压延孔板波纹填料: 金属压延孔板波纹填料属于规整填料一种形式, 它的价格较低, 刚度较大。一般采用不锈钢带材料 (1Cr18Ni9Ti), 也可采用工业纯钛板、钼二钛板、铝板、普通碳素钢板等材料制成, 用户可根据不同的耐腐蚀要求选用。

金属压延孔板波纹填料的型号及性能参数见表 4.93, 板片几何参数见图 4.64。

表 4.93 金属压延孔板波纹填料的型号及性能参数表

型 号	波高 h mm	波距 $2B$ mm	板厚 δ mm	盘高 H mm	盘径 D mm	倾角 β	开 孔		比表面 a m^2/m^3	当量直径 d_e mm	空隙率 ϵ m^3/m^3	填料因子 a/ϵ^2 m^{-1}	容积密度 ρ kg/m^3
							大小 mm	间距 mm					
4.3 型	4.3	8.5	0.1			45°			670		0.966	718	270
4.5 型	4.5	10.2	0.1	53	283	45°	0.4×0.4	1.2	570	7.5	0.971	605	230
6.3 型	6.3	10.2	0.1	51	283	30°	0.4×0.4	1.2	500	8.3	0.975	526	200

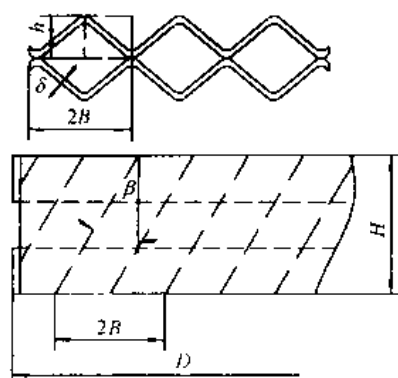


图 4.64 板片几何参数图

4.3.4 丝网除沫器 (HG/T 21618—98)

丝网除沫器用于分离塔中气体夹带的液滴, 以保证传质效率, 降低有价值物料的损失和改善塔后设备的操作。一般多在塔顶设置丝网除沫器。

4.3.4.1 丝网除沫器的形式

丝网除沫器是由气液过滤网垫(由若干块网块拼合而成)和支承件两部分构成。其结构形式分为:

- ① 上装式 途径范围为 DN300~5200mm (见图 4.65);
- ② 下装式 途径范围为 DN700~4600mm (见图 4.66)。

丝网除沫器使用的气液过滤网型式及其基本参数按表 4.94 的规定。

4.3.4.2 丝网除沫器的主要结构尺寸

- ① 上装式丝网除沫器的主要结构尺寸 见表 4.95。
- ② 下装式丝网除沫器的主要结构尺寸 见表 4.96。

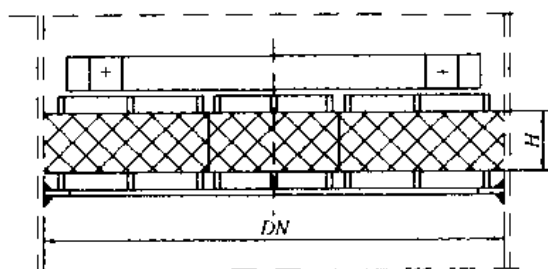


图 4.65 上装式结构形式

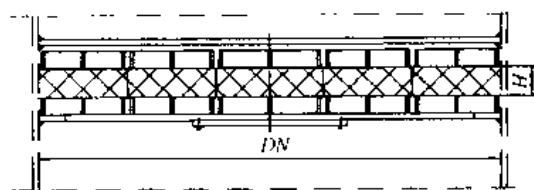


图 4.66 下装式结构形式

表 4.94 气液过滤网型式及基本参数

型式代号	容积质量 kg/m^3	比表面积 m^2/m^3	空隙率 ϵ	型式代号	容积质量 kg/m^3	比表面积 m^2/m^3	空隙率 ϵ
SP	168	529.6	0.9788	DP	186	625.5	0.9765
HP	128	403.5	0.9839	HR	134	291.6	0.9832

注: 1. 可采用其他型式的气液过滤网, 如非金属网、多股金属丝网、金属丝与非金属丝交织网等, 其参数及性能可向专业除沫器制造厂查询。

2. 表中所列气液过滤网容积重量数据系按密度 $7930\text{kg}/\text{m}^3$ 得到, 如采用其他材料, 此数据亦应相应修正。

4.3.4.3 丝网除沫器用材料 (见表 4.97)

4.3.4.4 丝网除沫器的选用

① 本标准适用于化工、石化、医药、轻工、环保等行业立式圆筒形设备使用的气液分离装置。用于分离气体中夹带的液滴直径大于 $3\sim 5\mu\text{m}$ 的雾沫。

② 根据工艺条件, 参照标准中附录 A 的规定, 确定丝网除沫器的气液过滤网形式、车速、公称直径, 并选择合适的材料。

③ 根据容器结构、人孔开设位置, 确定丝网除沫器的形式。

a. 当人孔设在除沫器的上方, 或虽然无人孔但设有法兰时, 选用上装式丝网除沫器。

b. 当人孔设在除沫器下方时, 采用下装式丝网除沫器。

表 4.95 上装式丝网除沫器的主要结构尺寸

mm

公称直径 DN	主要外形尺寸		公称直径 DN	主要外形尺寸		公称直径 DN	主要外形尺寸	
	H	D		H	D		H	D
300	100	300	1500	100	1420	3400	100	3280
	150			150			150	
400	100	400	1600	100	1520	3600	100	3480
	150			150			150	
500	100	500	1700	100	1600	3800	100	3680
	150			150			150	
600	100	600	1800	100	1700	4000	100	3880
	150			150			150	
700	100	620	1900	100	1800	4200	100	4080
	150			150			150	
800	100	720	2000	100	1900	4400	100	4280
	150			150			150	
900	100	820	2200	100	2100	4600	100	4480
	150			150			150	
1000	100	920	2400	100	2300	4800	100	4680
	150			150			150	
1100	100	1020	2600	100	2500	5000	100	4880
	150			150			150	
1200	100	1120	2800	100	2700	5200	100	5080
	150			150			150	
1300	100	1220	3000	100	2900			
	150			150				
1400	100	1320	3200	100	3100			
	150			150				

注：D 为丝网除沫器的有效直径，根据支条件的结构确定。

表 4.96 下装式丝网除沫器的主要结构尺寸

mm

公称直径 DN	主要外形尺寸		公称直径 DN	主要外形尺寸		公称直径 DN	主要外形尺寸	
	H	D		H	D		H	D
700	100	620	1100	100	1020	1500	100	1420
	150			150			150	
800	100	720	1200	100	1120	1600	100	1520
	150			150			150	
900	100	820	1300	100	1220	1700	100	1600
	150			150			150	
1000	100	920	1400	100	1320	1800	100	1700
	150			150			150	

续表

公称直径 DN	主要外形尺寸		公称直径 DN	主要外形尺寸		公称直径 DN	主要外形尺寸	
	H	D		H	D		H	D
1900	100	1800	2800	100	2700	3800	100	3680
	150			150			150	
2000	100	1900	3000	100	2900	4000	100	3880
	150			150			150	
2200	100	2100	3200	100	3100	4200	100	4080
	150			150			150	
2400	100	2300	3400	100	3280	4400	100	4280
	150			150			150	
2600	100	2500	3600	100	3480	4600	100	4480
	150			150			150	

注：D 为丝网除沫器的有效直径，根据支承件的结构确定。

表 4.97 丝网除沫器用材料

网 块			格栅、支承件材料		
材 料	代号	标准号	材 料	代号	标准号
Q235-A	Q235	GB 343	Q235-A	Q235	GB 3274
20	20	GB 3206	20	20	GB 711
0Cr18Ni9	304	GB 4240	0Cr18Ni9	304	GB 4237
0Cr18Ni10Ti	321		0Cr18Ni10Ti	321	
0Cr18Ni12Mo2	316		0Cr17Ni12Mo2	316	
00Cr19Ni11	304L		00Cr19Ni11	304L	
00Cr17Ni14Mo2	316L		00Cr17Ni14Mo2	316L	
RS-2	RS-2	厂商牌号			
NS-80	NS-80				
NS-80A	NS-80A				
黄铜线	H68、H65、H62	GB 3110			
锡青铜	QSn	GB 3128			
镍	N4、N6、N7、N8	GB 3120			
钛及钛合金	TA2、TA3、TC3、TC4	GB 3623			

注：亦可采用其他材料，但应在订货时注明。

④ 根据除沫效率要求，确定除沫器的网块厚度。一般选用 $H=150\text{mm}$ 的丝网除沫器，如除沫要求不高，可采用 $H=100\text{mm}$ 的丝网除沫器。

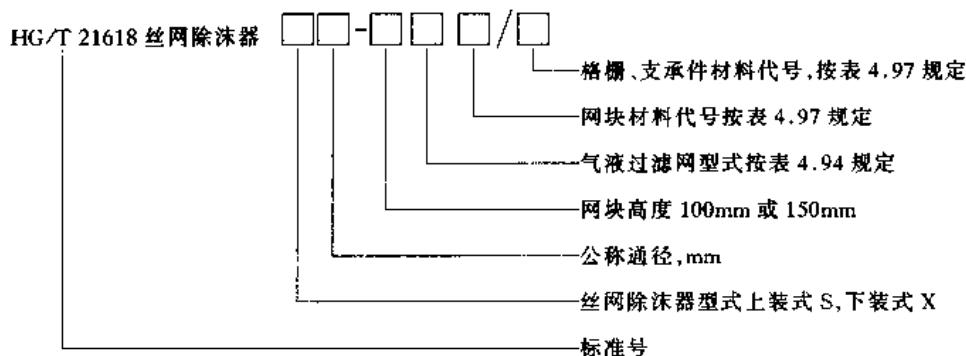
⑤ 根据需要，可在网块上、下两面加设符合 JB3316 规定的 YW-1/5 的方孔网，以提高网块的刚性，且应在订货时提出。

a. 方孔网的材料与格栅一致。

b. 增设方孔网应考虑其对操作性的影响。

4.3.4.5 标记示例

① 丝网除沫器的标记按下列规定：



② 标记示例

【例 1】DN2000mm, $H=150\text{mm}$, 过滤网形式为 SP 型, 材料为 NS-80, 格栅、支承件材料为 316 的上装式丝网除沫器, 标记为: HG/T 21618 丝网除沫器 S2000-150 SP NS-80/316。

【例 2】DN4000mm, $H=100\text{mm}$, 过滤网形式为 DP 型, 材料为 316L, 格栅、支承件材料为 304 的下装式丝网除沫器, 标记为: HG/T 21618 丝网除沫器 X4000-100 DP 316L/304。

4.4 除尘器

4.4.1 除尘器的种类和选用

凡能将粉尘从气体中分离出来, 使气体得以净化, 粉尘得到回收的设备, 统称为气体的净化设备——除尘器。除尘器可分为干式除尘器和湿式除尘器两大类。

尘粒的直径 (即粒径) 一般在 $100\sim 0.01\mu\text{m}$ 之间。 $100\mu\text{m}$ 以上的尘粒, 由于重力作用将很快降落, 不列为除尘对象; $0.01\mu\text{m}$ 以下的超微粒子, 不属于一般除尘的范围。 $10\mu\text{m}$ 以上粒子是易于分离的, $10\sim 0.1\mu\text{m}$ 的尘粒特别是 $1\mu\text{m}$ 以下的微粒较难分离。

4.4.1.1 干式除尘器

① 重力除尘器: 利用粉尘与气体密度不同的原理, 使粉尘靠本身的重力从气体中自然沉降下来的净化设备, 如沉降室。一般用于 $50\mu\text{m}$ 以上的尘粒。

② 惯性除尘器: 利用粉尘与气体在运动中的惯性不同, 将粉尘从气体中分离出来的净化设备, 如 CDQ 型百叶窗式除尘器。这种除尘器结构简单, 阻力较小, 净化效率低 ($40\%\sim 80\%$), 一般多用于较粗大粒子的除尘。

③ 旋风除尘器: 利用旋转的含尘气体所产生的离心力, 将粉尘从气流中分离出来的一种气、固分离装置。这类除尘器在工业上应用最为广泛, 其特点是结构简单, 操作方便, 除尘效率较高, 价格低廉, 适用于净化大于 $5\sim 10\mu\text{m}$ 的非粘性非纤维的干燥粉尘。

④ 脉冲袋式除尘器: 对细微尘粒 ($1\sim 5\mu\text{m}$) 的效率可达 99% 以上, 还可以除去 $1\mu\text{m}$ 甚至 $0.1\mu\text{m}$ 的微尘粒。目前, 袋式除尘器的清灰机构已实现了连续操作, 阻力稳定, 风速高。因其内部无运动机件, 使用日益广泛。

⑤ 电除尘器: 电除尘器由于效率高, 阻力低, 适用于温度高 ($< 500^\circ\text{C}$)、风量大和细微粉尘的除尘。缺点是投资较高, 但日常操作费用较低。

4.4.1.2 湿式净化设备

凡借用水 (或其他液体) 与含尘气体接触, 利用液滴或液膜捕获尘粒, 使气体得到净化的设备, 统称为湿式净化设备。湿式除尘器的形式很多, 最有代表性的有湍球塔、泡沫除尘器、自激式除尘器、文氏管除尘器等。干式除尘器如能加上湿法操作, 效率将有明显提高。湿式除尘器适用于非纤维性的、能受潮、受冷的且与水不发生化学作用的含尘气体, 不适用于粘性粉尘。

4.4.1.3 除尘器的选用

评定除尘器性能的指标有处理流量 Q , 压力损失 Δp 与除尘效率 η 。一台性能良好的旋风除尘器, 在保证一定处理量的前提下, 应该是压降小, 效率高。在选定某净化设备时, 还必须考虑到投资, 操作费用以及管理繁简等综合指标的最佳化问题。净化设备分类及技术指标见表 4.98, 几种常用旋风除尘器的结构及参数见图 4.67、表 4.99。

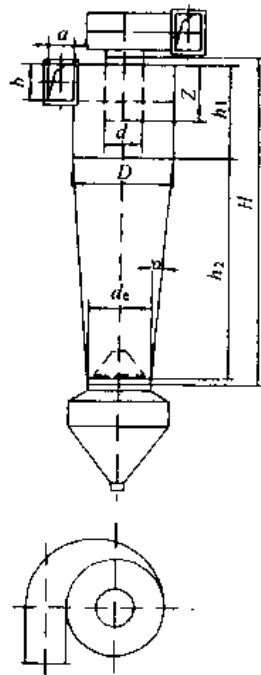


图 4.67 常用旋风除尘器的结构图

表 4.98 净化设备分类及技术指标

净化设备			适用范围				技术指标					
形式	种类	名称	粉尘种类	粉尘粒度 μm	允许初含尘浓度 g/m^3		允许最高 温度, $^{\circ}\text{C}$	允许最大 负压, Pa	适用 情况	处理风量 m^3/h	阻力, Pa	效率净化 %
干式净化设备	离心式除尘器	CLT/A型	各种非纤维、 非粘性干燥粉尘	$>5\sim 10$	做初净 化时 一般小 于 30	做终净 化时 1.5	150~250	2940~4905	中净化	250~7130	755~1913	80~90
		XLP/A型					830~13900	589~1373		80~90		
		XLP型/B型					700~104980	422~1422		80~90		
		D250 \times (64~120管)多管					42000~92000	785~981		80~90		
		CLK型					820~8740	785~1570		80~90		
	袋式除尘器	脉冲式除尘器	各种非纤维、 非粘性干燥粉尘	>1.0	—	3~5	按滤布、 一般小 于 100	2940	中细 净化	2340~21600	981~1177	99
		各种卧式电除尘器	各种非纤维、 非粘性干燥粉尘	>0.01	30~60	5~10	150~300	1960~3920	各种 净化		98~196	99~97
		喷嘴除尘器	烧结厂混合料粉尘	>5	10		<100		粗净化	40000~60000	很小	50~60
		CLS型除尘器	各种非纤维、非水 硬性、非粘性粉尘	>1		2	150	1960~2940	中细 净化	1600~13200	540~746	90~95
		CLS/A型除尘器		>1	2	150	1250~14000		570	90~95		
干堰一体除尘器	>1	4		150	1300~10400	638~903	93~95					
卧式旋风水膜除尘器	>1	4~10		200	7000~25000	981~1177	93~95					
湿式净化设备	洗浴式	水浴除尘器	各种非纤维、非水 硬性非粘性粉尘	>1	30	3	不限	按设计	各种 净化	1000~24000	392~687	90
		泡沫除尘器		>1	30	5	<150	2940	各种 净化	3400~14500	589~785	95~98
		CCJ型除尘器组		>1	100	10~20	<300	2940	各种 净化	3500~6000	981~1570	98~99
		CCJ/A型除尘器组		>1	100	10~20	<300	2940	各种 净化	3500~60000	981~1570	98~99

注：净化效率系对表中的粉尘种类和粒度而言，各种除尘器的净化效率因无可靠计算方法，一般是参考类似条件下的工业实测值，将其作为净化效率值的概略依据。

表 4.99 几种常用旋风除尘器的参数

参 数	CLT/A	蜗旋型	XLP/A	XLP/B	CLK 扩散式
入口形式	下倾螺旋切线型 $\alpha = 15^\circ$	蜗旋入口 $\beta = 180^\circ$	蜗旋入口 $\beta = 180^\circ$	蜗旋入口 $\beta = 180^\circ$	蜗旋入口 $\beta = 180^\circ$
入口宽, m	0.4	0.79	0.375	0.5D	0.26
排气管直径 d	0.6D	0.4D	0.6D	0.6D	0.5D
圆筒高度 h_1	2.26D	0.9D	上 1.35D 下 1.0D	1.7D	2.0D
圆锥高度 h_2	2.0D	2.0D	上 0.5D 下 1.0D	2.3D	3.0D
总高度 H	4.26D	2.9D	3.85D	4.0D	5.0D
排尘孔直径 d_c	0.3D	0.16D	0.296D	0.43D	1.5D
排气管插入深度 Z	1.5D	0.5D	0.5D + 0.36	0.28D + 0.36	1.1D
锥体角度 α	20°	24°	上 37° 下 23°	14°	- 9.5°
入口面积 A_λ	0.172D ²	0.1D ²	0.192D ²	0.175D ²	0.26D ²

4.4.2 旋风除尘器

4.4.2.1 操作条件对旋风除尘器性能的影响

① 入口风速 入口风速 v_λ 对阻力和效率的影响很大。从降低阻力考虑, 希望 v_λ 低些; 从提高处理风量和效率考虑, v_λ 高些较好; 但 v_λ 超过一定限度时, 阻力激增, 而效率增加甚微。最佳入口风速因除尘器的结构和处理气体温度不同而异, 设计中一般选取 $v_\lambda = 12 \sim 18 \text{ m/s}$ 。

② 气体温度 不同的气体温度将引起气体的比重和粘滞系数发生变化。当温度升高时, 气体的相对密度减小, 但粘滞系数增大。相对密度减小, 使阻力降低; 而粘滞系数增大, 使粉尘粒子沉降速度降低, 导致效率降低。因此, 只在处理高温气体时选取较高的 v_λ 值。

③ 气体湿度 气体的湿度在露点以上时, 对除尘器工作影响不大。如果在露点以下, 则产生凝结水滴, 使粉尘粘于壁上, 因此, 必须使气体的温度高于露点 $20 \sim 25^\circ\text{C}$ 。

④ 粉尘的相对密度和粒度 粉尘的相对密度和粒度对阻力几乎没有影响, 但对效率影响极大。粉尘的相对密度大。粒度粗时, 各种旋风除尘器都能得到较高的效率; 而粉尘相对密度小, 粒度细时, 效率则大大降低。

⑤ 含尘气体的浓度 气体含尘浓度高时, 一般情况下净化效率也高; 此时, 由于粉尘粒子摩擦损失增加, 气流旋转速度降低, 阻力也有下降趋势。可见, 旋风除尘器用于净化高浓度的气体或第一级净化较为合适。

⑥ 漏风 旋风除尘器漏风时, 特别是通过除尘器下部集尘箱和卸尘阀漏风时, 其效率将急剧下降。当漏风率为 5% 时, 净化效率将由 90% 降到 50%, 漏风率达 15% 时, 效率将下降为零。为防止漏风获得较高的效率, 在除尘器下部排尘口可设置集尘箱或隔离锥。

4.4.2.2 几种常用旋风除尘器的结构及参数

(i) CLK 扩散式旋风除尘器

适用于冶金、铸造、建材、化工、粮食、水泥等行业中, 捕集干燥的非纤维性粉尘。其主要特点是筒身呈倒圆锥形, 减少了含尘气体自筒身中心短路到出口去的可能性。并装有倒圆锥形的反射屏, 以防止二次气流将已分离下来的粉尘重新卷起, 被上升气流带出, 提高了除尘效率。除尘器的结构形式分逆时针方向 (N) 和顺时针方向 (S) 旋转 (见图 4.68), 主要参见表 4.100, 主要尺寸见表 4.101。

表 4.100 几种常用旋风除尘器的主要参数表

型 号	处理风量 m^3/h	进口风速 m/s	阻力, Pa	除尘效率, %	外形尺寸 ($D \times L$), mm	质量, kg
CLK-150	210~420		540~2168	90~98	$\phi 150 \times 1210$	31
CLK-200	370~735				$\phi 200 \times 1619$	49
CLK-250	595~1190				$\phi 250 \times 2039$	71
CLK-300	840~1680				$\phi 300 \times 2447$	98

续表

型 号	处理风量 m^3/h	进口风速 m/s	阻力, Pa	除尘效率, %	外形尺寸 ($D \times L$), mm	质量, kg
CLK-350	1130~2270	10~20			$\phi 350 \times 2866$	136
CLK-400	1500~3000				$\phi 400 \times 3277$	214
CLK-450	1900~3800				$\phi 450 \times 3695$	266
CLK-500	2320~4650				$\phi 500 \times 4106$	330
CLK-600	3370~6750				$\phi 600 \times 4934$	583
CLK-700	4600~9200				$\phi 700 \times 5716$	780

注：上海除尘设备厂产品。

表 4.101 几种常用旋风除尘器的主要尺寸

公称 直径	$A = D$	A_1	$B = 0.26D$	B_1	H	$D_1 = 0.5D$	$D_2 = D$	$D_3 = 0.05D$	$D_4 = 1.65D$	$L_1 = 0.2D$	$L_2 = 2D$	$L_3 = 3D$	L_4	L
150	150	218	39	107	108	75	150	7.5	250	30	300	450	250	1210
200	200	268	59	119	143	100	200	10	330	40	400	600	330	1600
250	250	318	66	134	178	125	250	12.5	415	50	500	750	415	2050
300	300	368	78	146	213	150	300	12.5	495	60	600	900	495	2447
350	350	418	90	158	248	175	350	17.5	580	70	700	1050	580	2800
400	400	510	104	215	284	200	400	20	662	80	800	1200	660	3250
450	450	510	117	227	319	225	450	22.5	747	90	900	1035	745	3680
500	500	610	129	239	350	250	500	25	827	100	1000	1500	824	4100
600	600	712	158	268	425	300	600	30	992	120	1200	1800	990	4900
700	700	812	183	295	490	350	700	35	1157	140	1400	2155	1155	5700

注：尺寸 D 为圆筒内径。

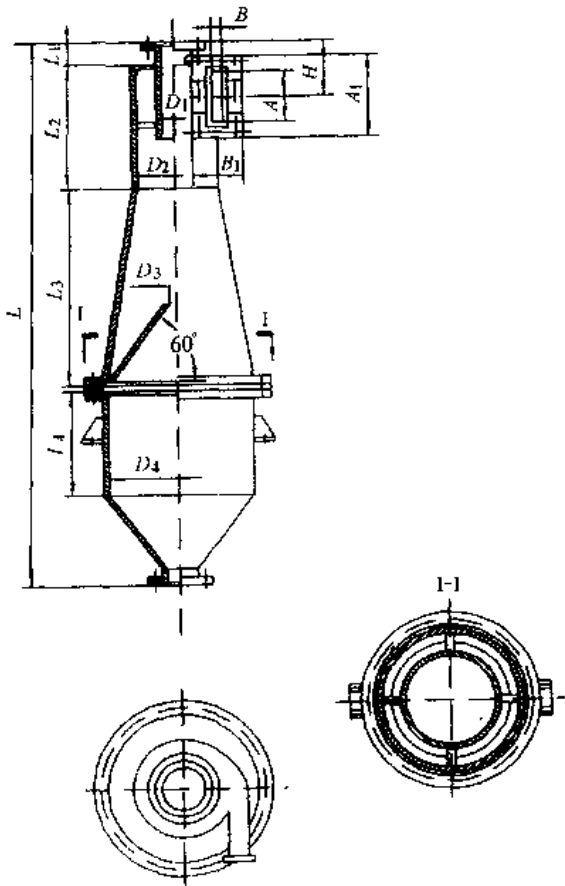


图 4.68 除尘器的结构形式

(2) XLP 型旋风除尘器

XLP 型旋风除尘器包括 XLP/A 和 XLP/B 型两种形式 (见图 4.69)。它是在一般除尘器的基础上增设旁路分离室的一种除尘器, 由于旁路作用, 有利于含尘气体中较细粉尘的分离, 属于高效旋风除尘器。其特点是具有螺旋线形的粉尘旁路分离室, 排出管较浅, 螺旋蜗壳形成的窄长入口及细长的外形。

根据处理气体量的不同, XLP/A 和 XLP/B 型各有 7 种规格, 按安装在风机前后位置不同, 又各分为 X 型 (吸出式) 和 Y 型 (压入式)。其中 X 型号在除尘器本体上增加了出口蜗壳, 对于除尘器, 根据入口蜗壳旋转方向不同又分为 N 型 (左回旋) 和 S 型 (右回旋)。主要参数见表 4.102、表 4.103, 主要尺寸见表 4.104。

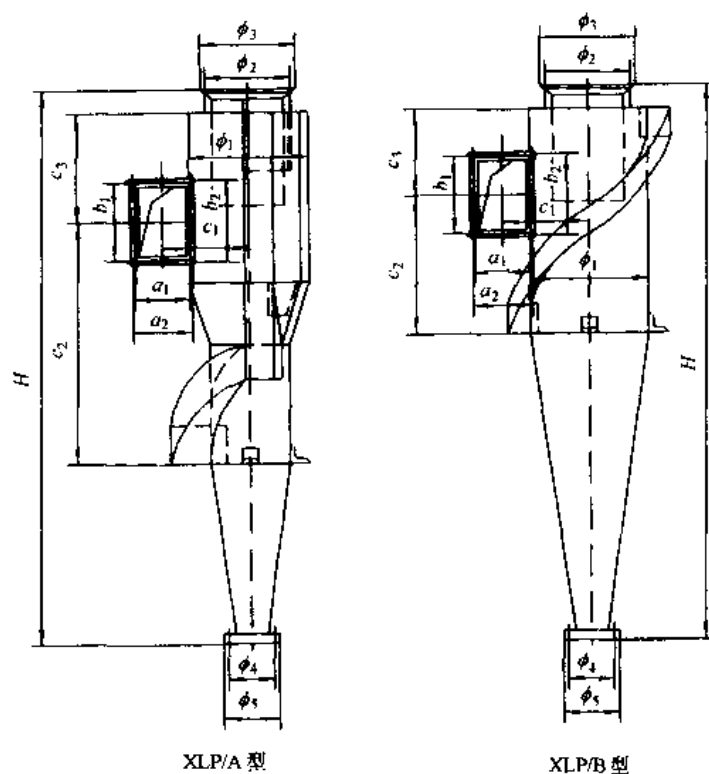


图 4.69 XLP 型旋风除尘器结构形式

表 4.102 XLP/A 型除尘器主要参数

规 格	入口风速, m/s			外形尺寸 $\phi_1 \times H$	质量, kg	
	12	14	16		X 型	Y 型
	处理风量, m ³ /h					
XLP/A-3.0	750	870	1000	$\phi 300 \times 1380$	51.64	41.12
XLP/A-4.2	1460	1700	1940	$\phi 420 \times 1880$	93.9	76.16
XLP/A-5.4	2280	2660	3040	$\phi 540 \times 2350$	150.88	121.76
XLP/A-7.0	4020	4680	5360	$\phi 700 \times 3040$	251.98	203.26
XLP/A-8.2	5500	6410	7330	$\phi 820 \times 3540$	346.1	278.66
XLP/A-9.4	7520	8770	10040	$\phi 940 \times 4055$	450.36	365.94
XLP/A-10.6	9520	11100	12700	$\phi 1060 \times 4545$	600.73	460.05

表 4.103 XLP/B 型除尘器主要参数

规 格	入口风速, m/s			外形尺寸 $\phi_1 \times H$	质量, kg	
	12	14	16		X 型	Y 型
	处理风量, m ³ /h					
XLP/B-3.0	740	840	950	$\phi 300 \times 1360$	45.92	35.4
XLP/B-4.2	1470	1700	1890	$\phi 420 \times 1875$	83.16	65.42
XLP/B-5.4	2440	2780	3130	$\phi 540 \times 2395$	134.26	105.14
XLP/B-7.0	4260	4860	5470	$\phi 700 \times 3080$	221.96	173.24
XLP/B-8.2	5850	6710	7520	$\phi 820 \times 3600$	309.07	241.63
XLP/B-9.4	7650	8740	9840	$\phi 940 \times 4110$	396.56	312.14
XLP/B-10.6	9700	11170	12500	$\phi 10600 \times 4620$	497.97	393.29

表 4.104 XLP/A 型除尘器主要尺寸

规格	上筒体 直径 ϕ_1	器体 全高, H	入口管 宽×高 $a_1 \times b_1$	入口管法 兰中心 宽×高 $a_2 \times b_2$	排出管 直径 ϕ_2	排出管 法兰中 心距 ϕ_3	排灰口 直径 ϕ_4	排灰口 法兰中 心距离 ϕ_5	入口管中 心至器体 中心距离 c_1	入口管中 心至支架 平面距离 c_2	入口中心 至排出 管上平面 距离 c_3
XLP/A-3.0	300	1380	80×240	110×270	180	210	114	146	190	620	340
XLP/A-4.2	420	1880	110×330	140×360	250	280	114	146	265	845	445
XLP/A-5.4	540	2350	140×400	176×436	320	356	114	146	340	1060	540
XLP/A-7.0	700	3040	180×540	216×576	420	456	114	146	440	1370	690
XLP/A-8.2	820	3540	210×630	256×676	490	536	165	197	515	1595	795
XLP/A-9.4	940	4055	245×735	291×780	560	606	165	197	592.5	1827.5	907.5
XLP/A-10.6	1060	4545	275×825	321×871	630	676	165	197	667.5	2052.5	1012.5
XLP/A-3.0	300	1360	90×180	120×210	180	210	114	146	167.8	335	245
XLP/A-4.2	420	1875	125×250	155×280	250	280	114	146	234.5	475	310
XLP/A-5.4	540	2395	160×320	196×356	320	356	114	146	301	610	380
XLP/A-7.0	700	3080	210×420	246×456	420	456	114	146	391.5	785	475
XLP/A-8.2	820	3600	245×490	291×536	490	536	165	197	458.5	925	545
XLP/A-9.4	940	4110	280×560	326×606	560	606	165	197	525	1055	615
XLP/A-10.6	1060	4620	315×630	360×676	630	676	165	197	591.5	1185	685

(3) CLT/A 型旋风除尘器

CLT/A 型旋风除尘器, 主要由旋风筒体、集灰斗和蜗壳(或集风帽)三部分组成。按筒体个数分有单筒、双筒、三筒和四筒、六筒等五种组合, 每种组合有两种出风形式, 分 I 型和 II 型, I 型为水平出风, 被处理的气体, 经蜗壳由中间汇集后排出。II 型为上部出风, 气体经集风帽汇集后由上部排出。对于 I 型双筒组合者另有正中进风和旁侧进风两种, I 型单筒和三筒只有旁侧进风一种, 四筒和六筒则只有正中进风, 对 II 型各种组合, 可采用上述 I 型中的任意一种进风位置。其主要参数见表 4.105。

表 4.105 CLT/A 型旋风除尘器主要参数

形式	型 号	处理风量 m^3/h	设备阻力 Pa	外形尺寸, mm		质量, kg	
				I 型	II 型	I 型	II 型
单筒旋风除尘器	CLT/A-3.0	670~1000	I 型 844~1913 II 型 755~1707	717×2501	717×2106	37	29
	CLT/A-3.5	910~1360		792×2869	792×2442	53	43
	CLT/A-4.0	1180~1780		888×3241	888×2780	61	48
	CLT/A-4.5	1500~2250		963×3610	963×3116	102	81
	CLT/A-5.0	1860~2780		1079×3981	1079×3054	126	98
	CLT/A-5.5	2240~3300		1154×4350	1154×3790	152	120
	CLT/A-6.0	2670~4000		1230×4720	1230×4127	176	139
	CLT/A-6.5	3130~4700		1305×5093	1305×4464	201	158
	CLT/A-7.0	3630~5400		1380×5460	1380×4799	241	189
	CLT/A-7.5	4170~6250		1455×5829	1445×5135	267	209
	CLT/A-8.0	4750~7130		1572×6192	1572×5465	315	250
二筒旋风除尘器	CLT/A-2×3.0	1340~2000	844~1913	778×888×2777	778×818×2881	207	216
	CLT/A-2×3.5	1820~2720		903×893×3114	903×893×3312	268	280
	CLT/A-2×4	2360~3560		1028×928×3521	1028×928×3745	343	358
	CLT/A-2×4.5	3000~4500		1153×943×3925	1153×943×4175	434	449
	CLT/A-2×5	3720~5560		1279×1150×4331	1279×1120×4709	562	584
	CLT/A-2×5.5	4480~6720		1404×1195×4735	1404×1195×5100	694	718
	CLT/A-2×6	5340~8000		1529×1269×5140	1529×1269×5521	861	887
	CLT/A-2×6.5	6260~9400		1654×1344×5548	1654×1344×5904	1027	1062
	CLT/A-2×7	7260~10800		1780×1450×5950	1780×1420×6334	1217	1244
	CLT/A-2×7.5	8340~12500		1905×1525×6354	1905×1495×6765	1414	1456
	CLT/A-2×8	9500~24260		2032×1600×6752	2032×1572×7190	1870	1919

续表

形式	型 号	处理风量 m^3/h	设备阻力 Pa	外形尺寸, mm		质量, kg	
				I 型	II 型	I 型	II 型
三筒旋 风除 尘器	CLT/A-3×3.5	2630~4080	844~1913	1753×894×3569	1753×893×3872	515	540
	CLT/A-3×4	3540~5340		1928×968×4041	1928×967×4485	652	688
	CLT/A-3×4.5	4500~6750		2105×1045×4510	2105×1045×4896	886	927
	CLT/A-3×5	5580~8340		2280×1120×4980	2280×1120×5400	1108	1160
	CLT/A-3×5.5	6720~10080		2455×1195×5450	2455×1195×5921	1336	1394
	CLT/A-3×6	8010~12000		2630×1270×5920	2630×1270×6432	1644	1706
	CLT/A-3×6.5	9390~14100		2805×1345×6393	2805×1345×6944	1948	2050
	CLT/A-3×7	10890~16320		2982×1422×6860	2982×1422×7454	2280	2400
	CLT/A-3×7.5	12510~18750		3157×1497×7329	3157×1497×7965	2579	2703
	CLT/A-3×8	14250~21390		3332×1572×7792	3332×1572×8472	3210	3356
四筒旋 风除 尘器	CLT/A-4×3.5	3640~5440	844~1913	1240×1104×3209	1240×1104×3407	596	615
	CLT/A-4×4	4720~7120		1390×1230×2641	1390×1230×3865	780	805
	CLT/A-4×4.5	6000~9000		1542×1357×4074	1542×1357×5321	1032	1053
	CLT/A-4×5	7440~11120		1692×1482×4581	1692×1482×4859	1285	1320
	CLT/A-4×5.5	8960~13440		1842×1607×5010	1842×1607×5315	1567	1630
	CLT/A-4×6	10680~16000		1992×1732×5440	1992×1732×5772	2011	2059
	CLT/A-4×6.5	12520~18800		2146×1860×5873	2146×1860×6229	2554	2608
	CLT/A-4×7.0	14250~21760		2300×1990×6300	2300×1990×6680	3127	3189
	CLT/A-4×7.5	16680~25000		2450×2115×6729	2450×2115×7140	3556	3626
	CLT/A-4×8	19000~28520		2600×2200×7152	2600×2200×7590	4334	4411
六筒旋 风除 尘器	CLT/A-6×4	7080~10680	844~1913	1756×1596×4041	1756×1596×4385	1364	1428
	CLT/A-6×4.5	9000~13500		1931×1771×4510	1931×1771×4896	1676	1749
	CLT/A-6×5	11160~16680		2006×1946×4981	2006×1946×5409	2062	2154
	CLT/A-6×5.5	13440~20160		2296×2146×5450	2296×2146×5920	2560	2672
	CLT/A-6×6	16020~24000		2460×2350×5920	2460×2350×6432	3395	3524

除以上介绍的几种常用旋风式除尘器以外, 还有 XP 旋风除尘器、CLG 多管旋风除尘器、XZZ-III 高效旋风除尘器等等, 其中 XZZ-III 用于锅炉烟气除尘。

4.4.2.3 选型计算

① 气体处理量 Q 按式 (4.12) 计算

$$Q = 3600 v_{\text{进}} \cdot F_{\text{进}} \quad (4.12)$$

式中 Q 为气体处理量, m^3/h ; $v_{\text{进}}$ 为进口风速, m/s ; $F_{\text{进}}$ 为进口截面积, m^2 。

一般: XLP/A 型 $v_{\text{进}}$ 取 $12 \sim 16 \text{m/s}$;

XLP/B 型 $v_{\text{进}}$ 取 $14 \sim 18 \text{m/s}$;

CLK 型 $v_{\text{进}}$ 取 $14 \sim 18 \text{m/s}$ 。

② 压力降 Δp 按式 (4.13) 计算

$$\Delta p = \xi_{\text{进}} \times \frac{\rho_{\text{气}} v_{\text{进}}^2}{2} \quad (4.13)$$

式中 Δp 为压力降, Pa; $\xi_{\text{进}}$ 为除尘器阻力系数; $\rho_{\text{气}}$ 为气体密度, kg/m^3 。

一般: XLP/A 型 $\xi_{\text{进}} = 8.0$;

XLP/B 型 $\xi_{\text{进}} = 5.8$;

CLK 型 $\xi_{\text{进}} = 9$ 。

【例】已知气体处理量 $Q = 5000 \text{m}^3/\text{h}$, 气体密度 $\rho_{\text{气}} = 1.2 \text{kg}/\text{m}^3$, 允许压降 $\Delta p = 1472 \text{Pa}$ 。试选用 CLK 型扩散式旋风除尘器。

【解】由式 (4.13) 得
$$v_{\text{进}} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\xi_{\text{进}} \cdot \rho_{\text{气}}}} = \sqrt{\frac{2 \times 1472}{9 \times 1.2}} = 16.5 \text{m/s}$$

由式 (4.12) 得
$$F_{\text{进}} = \frac{Q}{3600 v_{\text{进}}} = \frac{5000}{3600 \times 16.5} = 0.0842 \text{m}^2$$

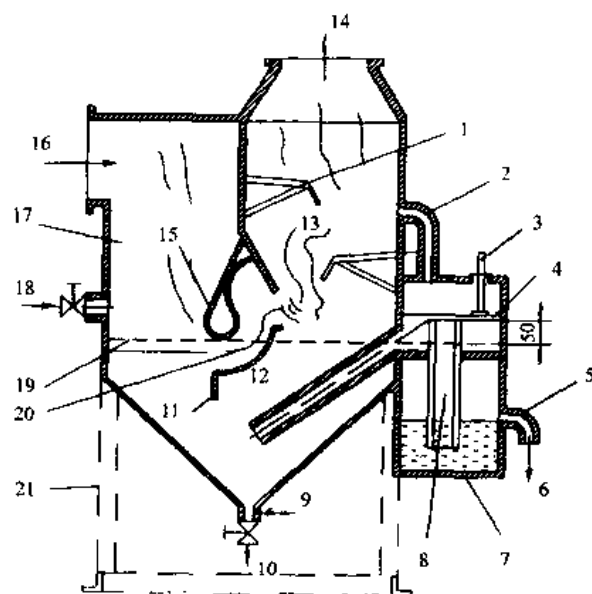


图 4.70 洗浴式除尘器结构图

- 1—挡水板；2—通气管；3—水位自动控制装置；
4—溢流堰；5—溢流管；6—溢流水；7—溢流箱；
8—水封；9—冲洗；10—排泥浆；11—下叶片；
12—连通管；13—净气分室；14—净气出口；
15—上叶片；16—含尘气体入口；17—进气室；
18—供水；19—充水水位（起动水位）；
20—S形通道；21—除尘器组支架

$$\text{又有 } F_{\text{进}} = AB = D \times 0.26D = 0.26D^2$$

$$\text{故 } D = \sqrt{\frac{F_{\text{进}}}{0.26}} = \sqrt{\frac{0.0842}{0.26}} = 0.569\text{m}$$

故选用一台直径为 600mm 的除尘器，其实际进口流速为：

$$v_{\text{进}} = \frac{Q}{3600F_{\text{进}}} = \frac{5000}{3600 \times 0.26 \times 0.6^2} = 14.84\text{m/s}$$

在推荐值的范围内。

4.4.3 洗浴式除尘器

4.4.3.1 CCJ/A 型冲激式除尘机组

本机组适用于净化无腐蚀性，温度不大于 300℃ 的含尘气体，特别是对于含尘浓度较高的场合更为合适。对于净化具有一定粘性的粉尘，也能获得较好的效果。

含尘气体由入口进入除尘器（入口允许浓度为 $10 \times 10^4 \text{mg/m}^3$ ），气流转弯向下，冲击水面，部分较大的尘粒落入水中，当含尘气体以 28~36m/s 的速度通过上、下叶片间的 S 形通道激起大量的水花，使水气充分接触，得以净化。本机组的水位由溢流箱控制在 3~10mm 内变动。主要技术参数及结构见表 4.106 及图 4.70。

4.4.3.2 JN-64 型泡沫除尘器

JN-64 型泡沫除尘器是立式单层筛板泡沫除尘器，适用于呈灰烟的气体及亲水性不强的灰尘，主要参数见表 4.107。

表 4.106 CCJ/A 冲激式除尘机组主要技术参数

型 号	处理风量 m^3/h	阻力, Pa	耗水量 t/h	外形尺寸, mm	除尘效率, %	质量, kg
CCJ/A-5	4300~6000	981~1570	0.6	1568×1284×3124	>98	674
CCJ/A-7	6000~8450		0.8	1568×1634×3244		822
CCJ/A-10	8100~12000		1.2	1568×2012×3579		1010
CCJ/A-14	12000~17000		1.7	2600×1965×4488		1916
CCJ/A-20	17000~25000		2.4	2600×2513×4828		2322
CCJ/A-30	25000~36200		3.6	2600×3279×4828		2814
CCJ/A-40	35400~48200		4.7	2250×4200×5196		3714
CCJ/A-60	53800~72500		7.1	2250×5972×5566		4974

表 4.107 JN-64 型泡沫除尘器主要技术参数

型 号	进口风速 m/s	处理风量, m^3/h	设备阻力 Pa	耗水量, t/h	除尘效率 %	外形尺寸, mm	质量 kg
JN-64-D500	17~23	1000~2500	245~540	0.25~0.6	95	1053×824×3014	253
JN-64-D600		2000~4500		0.5~1.1		1024×924×3094	301
JN-64-D800		4000~6500		1~1.6		1453×1124×3264	400
JN-64-D900		6000~8000		1.5~2.1		1603×1224×3364	461
JN-64-D1000		8000~11000		2~2.7		1753×6324×3464	519
JN-64-D1100		10000~14000		2.6~3.5		1903×1424×3564	584

4.4.4 电除尘器

4.4.4.1 电除尘器的工作原理

电除尘器由本体和高压静电发生器组成。含尘气体在接有高压直流电源的阴极线和接地的阳极板之间所形成的高压电场通过时，由于阴极发生电晕放电，气体被电离，此时，带负电的气体离子，在电场力的作用

下,向阳极运动,在运动中与粉尘颗粒相碰,使尘粒带负电;带电后的粉尘在电场力的作用下亦向阳极运动,达到阳极后,放出所带的电子,尘粒则沉积在阳极板上,得到净化的气体排出除尘器外。

4.4.4.2 电除尘器的优缺点

① 净化效率高,能捕集 $0.01\mu\text{m}$ 以上的细颗粒粉尘。在设计中可以通过不同的操作参数来满足所要求的净化效率。

② 气体处理量大,可以完全自动控制,且阻力损失小(一般在 196Pa 以下),与旋风分离器相比,其供电机组和振打机构的总耗电能都较小。

③ 设备比较复杂,制造、安装和维护管理水平较高。

④ 受气体温度、湿度的操作影响较大。

⑤ 对粉尘有一定的选择性,广泛应用于发生炉煤气和焦炉煤气(除去焦油和粉尘)和除酸雾废气等的净化。结构形式见图4.71。

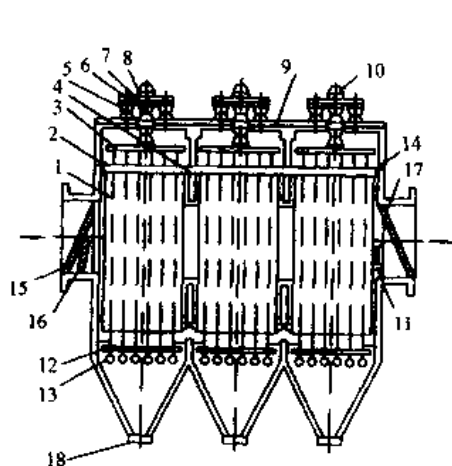


图 4.71 电除尘器结构形式图

- 1—阳极；2—阴极；3—阴极上架；4—阴极上部支架；
5—绝缘支座；6—石英绝缘管；7—阴极悬吊；8—阴极
支承架；9—顶板；10—阴极振打装置；11—阳极振打
装置；12—阳极下架；13—阴极吊钩；14—外壳；
15—进口第一块分布板；16—进口第二块分布板；
17—出口分布板；18—排灰装置

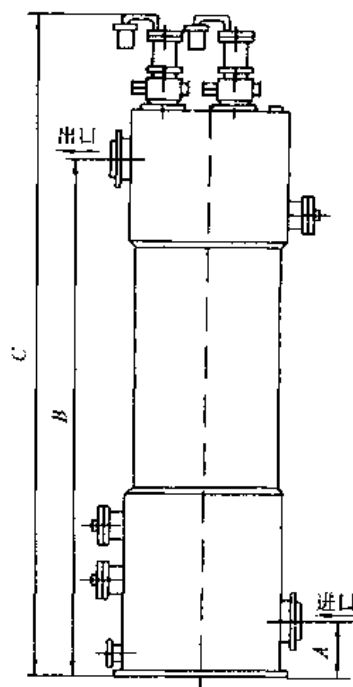


图 4.72 静电除焦器外形图

4.4.2.3 DCJ 系列静电除焦器

静电除焦器是净化合成的和城市煤气的有效设备。其特点是：

① 气量范围大，可适用于 $1\sim 3$ 万吨/年的合成氨厂及中小城市煤气厂。

② 电场采用套筒结构，结构紧凑，重量轻，安装方便。

③ 电场极大，间距大，放电电压高（ $40\sim 60\text{kV}$ ），电场强度（ $100\sim 250\text{mA}$ ），除焦效率高。

④ 电场长度大，有利于提高除焦效率，可延长再生周期。

⑤ 新型的 HL-II 恒流直流电源配套，运行可靠性高，调试维修方便，配套电源品种齐全。

其性能参数见表4.108，外形及配管尺寸见图4.72及表4.109。

表 4.108 DCJ 系列静电除焦器性能参数

基 本 参 数	DCJ-I	DCJ-II	DCJ-III
工作压力,MPa	≤ 0.025		
设计压力,MPa	≤ 0.07		
工作温度, $^{\circ}\text{C}$	≤ 50		
设计温度, $^{\circ}\text{C}$	≤ 80		

续表

基 本 参 数		DCJ-I	DCJ-II	DCJ-III
处理气体		含焦油煤气		
处理气量, Nm ³ /h		5000~7500	10000~13500	15000~20000
除焦蒸气压力, MPa		0.05~0.1		
设计除焦效率, %		≥95		
配用高压电源	额定电压, kV	40	60	60
	额定电流, mA	120	200	250
外形尺寸(直径×高度)mm		φ1700×9364	φ2300×11700	φ2800×12100
质量, t		7.8	15	20

表 4.109 DCJ 系列静电除焦器外形尺寸

mm

尺 寸	DCJ-I	DCJ-II	DCJ-III
A	700	700	700
B	7516	9535	9826
C	9364	11700	12100

4.4.2.4 玻璃钢静电除雾器

① DWBY 型玻璃钢圆筒式电除雾器 该设备由高压静电发生器和玻璃钢圆筒组成。本设备筒体选用优质玻璃钢, 采用特殊工艺加工制成, 能长时间经受 90℃ 左右高温, 不变形, 不老化, 能经受各类酸雾的腐蚀。技术参数及规格见表 4.110。

表 4.110 DWBY 型玻璃钢圆筒式电除雾器技术参数及规格

工作压力, Pa	工作温度, ℃	气流速度, m/s	处理能力, m ³ /h	效率, %
-490	≤90	0.3~0.6	1000~3000	97~99
变压器	风机(抽负压) kW	电加热 kW	总体尺寸, m	质量, kg
0.02A/72kV	0.75	4/5	φ1.2×7(高)	2000

② DWBB 型玻璃钢板式电除雾器 该设备主要由电器部分和玻璃钢板本体组成。本体用卧式双电场结构, 提高除酸雾效率, 本体的优质玻璃钢经特殊工艺加工而成, 能长期经受 60℃ 左右高温, 热变形小, 不易老化, 能经受酸雾的长期腐蚀。技术参数及规格见表 4.111。

表 4.111 DWBB 型玻璃钢板式电除雾器技术参数及规格

名 称	DWBB-7	DWBB-8	DWBB-9	DWBB-10	DWBB-12	DWBB-19
烟气有效流通面积, m ²	7	8	9	10	12	19
生产能力, m ³ /h	8000	15000	2000	25000	30000	5500
效率, %	>98	>98	>98	>98	>98	>98
气流速度, m/s	0.5~1	0.5~1	0.5~1	0.5~1	0.5~1	0.5~1
工作压力, Pa	-3500~1000	-3500~1000	-3500~1000	-3500~1000	-3500~1000	-3500~1000
工作温度, ℃	≤60	≤60	≤60	≤60	≤60	≤60
尺寸(长×宽×高), m	6.7×1.9×6.7	6.6×4.3×6.7	9×2.5×6.7	10.4×2.8×6.7	10.5×3.1×6.7	12×5×6.7
配套电源, A/kV	0.1×60	0.1×60	0.2×60	0.2×60	0.2×60	0.2×60

4.5 搪玻璃设备

搪玻璃设备是由含硅量高的玻璃质釉喷涂在钢板表面, 经 920~960℃ 多次高温搪烧, 使玻璃质釉密着于金属胎表面而成。它兼备金属材料的刚性和无机非金属材料的耐蚀性之双重优点。在石油、化工、制药、染料、合成纤维、合成橡胶、塑料、食品等行业中得到了广泛应用。搪玻璃设备的性能如下。

① 耐腐蚀性 能耐无机酸、有机酸、有机溶剂及 pH 值小于或等于 12 的碱溶液，但对强碱、氢氟酸及温度大于 180℃、浓度大于 30% 的磷酸不适用。

② 不粘性 光滑的玻璃面对介质不粘且容易清洗。

③ 绝缘性 适用于介质在过程中易产生静电的场合。

④ 隔离性 玻璃层将介质与容器钢胎隔离、铁离子不溶入介质。

⑤ 保鲜性 玻璃层对介质具有优良的保鲜性能。

搪玻璃设备出厂前玻璃层均经 20kV 高电压检验，不导电为合格。玻璃层厚度一般为 0.8~2.0mm，成品玻璃面耐温差急变性能为：热冲击 120℃，冷冲击 110℃。

搪玻璃设备、管子、管件及人手孔等配套件系列已有新标准，选用时应注意说明。

4.5.1 搪玻璃开式搅拌容器 (HG/T 2371—92)

4.5.1.1 技术参数

公称压力小于等于 1.0MPa，公称容积 50~5000L，介质温度 -20~200℃ (详见表 4.112)。

4.5.1.2 结构形式

该容器传动装置有 I 型、II 型和 III 型三种，按 HG/T 2052—91 选用。搅拌器形式有锚式、框式、叶轮式、桨式，按 HG/T 2051—91 选用。温度计套根据搪搅拌器形式选用配套的带测温头及不带测温头 (直管式) 温度计套或选用带测温头及不带测温头的翅片式温度计套，按 HG/T 2058—91 选用。根据容器规格及操作需要，可选用平盖手孔、快开手孔、带视镜手孔、带视镜快开手孔，按 HG/T 2145—91 选用。人孔有带视镜人孔、带视镜和平衡器人孔，按 HG/T 2055.2—91，HG/T 2055.4—91 选用。容器轴封有机械密封、填料密封，按 HG/T 2057—91 及 HG/T 2048—91 选用。容器出料口可配置上展式、下展式放料阀。其容器内公称压力 $P_N \leq 0.4\text{MPa}$ ，按 HG5-15—79、HG-16—79 选用，对 $P_N > 0.4\text{MPa}$ 请暂选用其他相应阀门。详见图 4.73、表 4.112~表 4.114。

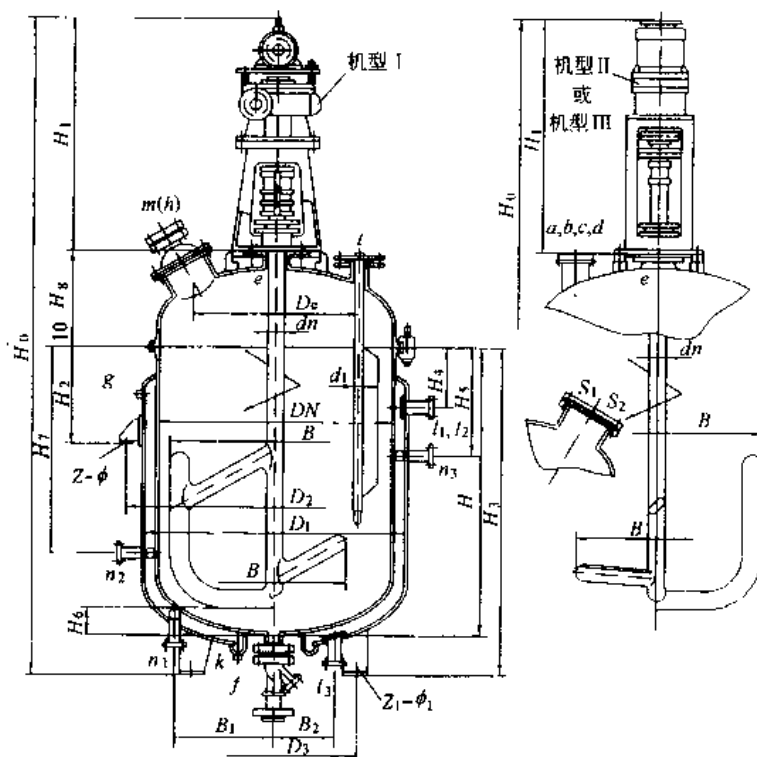


图 4.73 搪玻璃开式搅拌容器结构图

4.5.1.3 型号标记

标记示例如下。

搪玻璃开式搅拌容器，公称压力 0.25MPa，公称容积 1000L，容器直径 1200mm，采用机型 II 传动装置，配带视镜和平衡器人孔，轴密封选用带冷却水夹套填料箱，温度计套管带测温头，搅拌器为锚式，容器安装支座形式为支承式支座，配下展式放料阀。标记：K II 0.25-14-G1 DMBC HG/T 2371—92。

表 4.112 技术参数

序 号			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
公称容积 V_N, L			50		100		200		300		400	500		800		
公称直径 D_N, mm	L 系列		400		500		600		700		800	900		1000		
	S 系列			500		600		700		800			1000			
计算容积 V_J, L			59	70	110	127	218	247	324	369	469	588	562	878		
容积系数 V_N/V_J			0.85	0.71	0.91	0.79	0.79	0.81	0.93	0.81	0.85	0.85	0.89	0.91		
夹套换热面积, m^2			0.55	0.54	0.84	0.84	1.4	1.5	1.9	1.9	2.4	2.6	2.4	3.7		
公称压力 P_N			容器内: 0.25、0.6、1.0MPa; 夹套内: 0.6MPa													
介质温度及容器材质			0~200℃ (材质为 Q235-A、Q235-B) 或高于 -20~200℃ (材质为 20R)													
搅拌轴公称直径 d_n, mm			40		50				65							
电动机功率 kW	锚式搅拌器		0.55		0.75		1.1		1.5		2.2		2.2	3.0		
	框式搅拌器															
	桨式搅拌器															
	叶轮式搅拌器															
电动机形式			Y 型或 YB 型系列 (同步转速 1500r/min)													
搅拌轴公称转速			锚式、框式搅拌器 63r/min, 80r/min; 桨式搅拌器 80r/min, 125r/min; 叶轮式搅拌器 125r/min													
传动装置	机型 I	减速机 型号	CWS100-200						CWS100-250							
	机型 II、III		BLD-1						BLD-2							
悬挂式支座			A0.5×4						A1×4							
支承式支座			—													
参考质量, kg			337	376	414	442	507	584	685	745	810	904	902	1115		
序 号			13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	
公称容积 V_N, L			1000		1500		2000		2500		3000		4000		5000	
公称直径 D_N, mm	L 系列		1100		1200		1300		1450		1450		1600		1750	
	S 系列			1200		1300		1450		1600		1600		1750		
计算容积 V_J, L			1176	1245	1641	1714	2179	2597	2775	2957	3155	3380	4380	4340	5435	
容积系数 V_N/V_J			0.85	0.80	0.91	0.88	0.92	0.91	0.90	0.85	0.95	0.89	0.92	0.92	0.92	
夹套换热面积, m^2			4.6	4.5	5.8	5.2	7.2	6.7	8.3	8.2	9.3	9.3	11.7	10.9	13.4	
公称压力 P_N			容器内: 0.25、0.6、1.0MPa; 夹套内: 0.6MPa													
介质温度及容器材质			0~200℃ (材质为 Q235-A、Q235-B) 或高于 -20~200℃ (材质为 20R)													
搅拌轴公称直径 d_n, mm			80								95					
电动机功率 kW	锚式搅拌器		3.0					4.0			5.5		5.5	7.5		
	框式搅拌器															
	桨式搅拌器															
	叶轮式搅拌器															
电动机形式			Y 型或 YB 型系列 (同步转速 1500r/min)													
搅拌轴公称转速			锚式、框式搅拌器 63r/min, 80r/min; 桨式搅拌器 80r/min, 125r/min; 叶轮式搅拌器 125r/min													
传动装置	机型 I	减速机 型号	CWS125-300											CWS 160- 400		
	机型 II、III		BLD-3											—		
悬挂式支座			A2×4		A3×4						A5×4					
支承式支座			1t×4		2.5t×4								4t×4			
参考质量, kg			1610	1785	1910	2250	2482	2688	2726	3396	3350	3668	4210	4580	5274	

注: 1. 参考质量中不包括电传动装置质量及搪玻璃层质量。

2. 悬挂式支座均为 A 型 ($V_N > 1000L$ 时带垫板)。

表 4.113 主要尺寸

mm

序号	公称容积 VN, L	公称直径 DN		D ₁	D ₂	D ₃	D ₀	dn	H	- H ₀			- H ₁			H ₂	H ₃	H ₄
		L 系列	S 系列							机 型			机 型					
										I	II	III	I	II	III			
1	50	400	500	500	627	—	280	40	500	1850	1787	1872	985	922	1007	320	—	210
2				600	728	—	350		400	1775	1712	1797	985	922	1007	300	—	210
3	100	500	600	600	728	—	350	50	600	1975	1932	1997	985	942	1007	350	—	210
4				700	829	—	420		500	1885	1842	1907	985	942	1007	350	—	240
5	200	600	700	700	829	—	420	50	820	2225	2177	2242	1005	957	1022	350	—	240
6				800	929	—	490		700	2145	2097	2162	1005	957	1022	380	—	250
7	300	700	800	800	947	—	490	65	900	2435	2425	2460	1095	1085	1120	380	—	250
8				900	1048	—	560		800	2370	2360	2395	1095	1085	1120	380	—	250
9	400	800	1000	900	1048	—	560	65	1000	2570	2560	2595	1095	1085	1120	380	—	250
10		900		1000	1148	—	630		1000	2650	2620	2655	1150	1120	1155	400	—	270
11	500	1000	1100	1100	1253	—	700	80	800	2475	2445	2480	1150	1120	1155	450	—	270
12		800		1100	1253	—	700		1200	2875	2845	2880	1150	1120	1155	450	—	270
13	1000	1100	1200	1200	1387	840	770	80	1330	3415	3349	3424	1300	1234	1309	460	1630	270
14				1300	1488	950	840		1200	3310	3244	3319						
15	1500	1200	1300	1300	1544	950	840	80	1550	3660	3594	3669	1300	1234	1309	600	1850	270
16				1450	1695	1100	910		1400	3535	3469	3544						
17	2000	1300	1450	1450	1695	1100	910	80	1750	3885	3819	3894	1300	1234	1309	650	2050	310
18				1600	1850	1200	1015		1450	3623	3557	3632						
19	2500	1450	1600	1600	1850	1200	1015	95	1800	3973	3904	3982	1350	1344	1358	650	2100	310
20				1750	2001	1300	1120		1600	3810	3744	3819						
21	3000	1450	1600	1600	1894	1200	1015	95	2030	4253	4247	4261	1350	1344	1358	700	2330	310
22				1750	2045	1300	1120		1810	4080	4074	4088						
23	4000	1600	1750	1750	2045	1300	1120	95	2290	4560	4554	4568	1350	1344	1358	700	2590	310
24				1900	2196	1400	1220		1950	4250	4244	4258						
25	5000	1750		1900	2096	1400	1220		2410	4855	—	—	1475	—	—	700	2710	310

序号	公称容积 VN, L	公称直径 DN		H ₅	H ₆		H ₇	H ₈	B				d ₁	B ₁	B ₂	Z-φ	Z ₁ -φ ₁
		L 系列	S 系列		罐式及 框式	桨式及 叶轮式			罐式	框式	桨式	叶轮式					
1	50	400	500	—	50	80	—	280	320	320	250	250	32	—	220	4-25	—
2				—	50	90	—	305	420	420	300	300		—	250	4-25	—
3	100	500	600	—	50	90	—	305	420	420	300	300	32	—	250	4-25	—
4				600	—	60	110	—	315	520	520	300		300	—	250	4-25
5	200	600	700	—	60	110	—	315	520	520	300	360	32	—	250	4-25	—
6				700	—	60	130	—	355	620	620	400		420	—	270	4-25
7	300	700	800	—	60	130	—	355	620	620	400	420	32	—	270	4-25	—
8				800	—	80	150	—	390	720	720	500		480	—	270	4-25
9	400	800	900	—	80	150	—	390	720	720	500	480	50	—	270	4-25	—
10				900	—	80	160	—	415	810	810	500		540	—	270	4-25
11	500	1000	1000	—	80	180	—	440	880	880	500	600	50	—	270	4-25	—
12		800		1000	—	80	180	—	440	880	880	500		600	—	270	4-25
13	1000	1100	1200	—	80	210	—	475	980	980	600	720	65	—	270	4-30	4-25
14				100	210	—	500	1080	1080	680	720			—	350	4-30	4-25
15	1500	1200	1300	—	100	210	1000	500	1080	1080	680	720	65	—	350	4-30	4-30
16				1300	—	100	210	950	525	1180	1180	680		720	510	350	4-30
17	2000	1300	1450	—	100	210	1100	525	1180	1180	680	720	65	510	350	4-30	4-30
18				1450	—	100	240	950	563	1320	1320	720		800	510	350	4-30
19	2500	1450	1600	—	120	240	1200	563	1320	1320	720	800	65	510	350	4-30	4-30
20				1600	—	120	240	1000	600	1440	1440	720		800	510	400	4-30
21	3000	1450	1600	—	120	240	1200	563	1320	1320	720	800	80	510	350	4-36	4-30
22				1600	—	130	240	1100	610	1440	1440	720		800	510	400	4-36
23	4000	1600	1750	1000	130	240	1700	610	1440	1440	720	800	80	510	400	4-36	4-30
24				900	130	270	1400	640	1580	1580	720	900		510	400	4-36	4-30
25	5000	1750		1000	130	270	1700	640	1580	1580	720	900		510	400	4-36	4-30

注：表中 VN50~VN800 的容器，因不设支承式支座，H₀ 系指由传动装置至放料口管口平面的尺寸。

表 4.114 管口尺寸

mm

序号	公称 容积 VN L	容器公称直 径, DN		容器盖管口公称直径										容器盖管 口公称直径		夹套管口公称直径																				
		L系列	S系列	人孔	手孔	搅拌 孔	温度计 套管口	视镜	灯孔	放料 口	备用 口	备用 口	备用 口	备用 口	蒸汽 进口	凝水 出口	放气 口	管口及喷嘴		放净 口																
																		m	h		e	t	s_1	s_2	f	a	b	c	d	l_1, l_2	l_3	g	n_1, n_2	n_3	k	
1	50	400		—	带 视 镜 80	65	65	—	—	65	65	—	—	—	20	20	—	—	—	—	G 3/4"	—	—	G1/2"												
2			500																																	
3	100	500																																		
4			600			80																														
5	200	600				65																														
6			700																																	
7	300	700						65			80	65	—	—	25	25																				
8			800			125																														
9	400	800						80			80	—	—	—	32	32	G 3/4"	—	—	—	—	G1/2"														
10	500	900				150																														
11			1000																																	
12	800	1000				200		80	80																											
13	1000	1100					125	80	80		100	125	100	100	40	40	50 (32A)	—	—	—	—	—														
14			1200			带视镜 250×350																														
15	1500	1200			—	125	150	—	125	100	125	100	100	125	50	50	65 (40A)	65 (40A)	—	—	—															
16			1300																																	
17	2000	1300																																		
18			1450																																	
19	2500	1450																																		
20			1600																																	
21	3000	1450				300×400																														
22			1600																																	
23	4000	1600																																		
24			1750																																	
25	5000	1750				200	125				150	125	65		65																					

注: 1. 备用口可用于安装压力表、安全阀或防爆装置, 也可用于安装压料管。

2. n₁、n₂ 管口括号内数字为喷嘴的规格。

4.5.1.4 选用说明

① 本标准系列搪玻璃开式搅拌容器的设计、制造、试验、检验、验收、包装运输等按《搪玻璃设备技术条件》(HG 2432—93)的规定。

② 此标准虽已实施,但仍有些厂家按原有产品规格或旧标准生产,故选用时应加以注意。

③ 本系列设备可由具有相应资格的设计单位设计, 由具有相应资格的制造单位制造。

4.5.2 搪玻璃闭式搅拌容器 (HG/T 2372—92)

4.5.2.1 技术参数

公称压力 $\leq 1.0\text{MPa}$, 公称容积 2500~20000L, 介质温度高于 -20°C , 低于 200°C (详见表 4.115)。

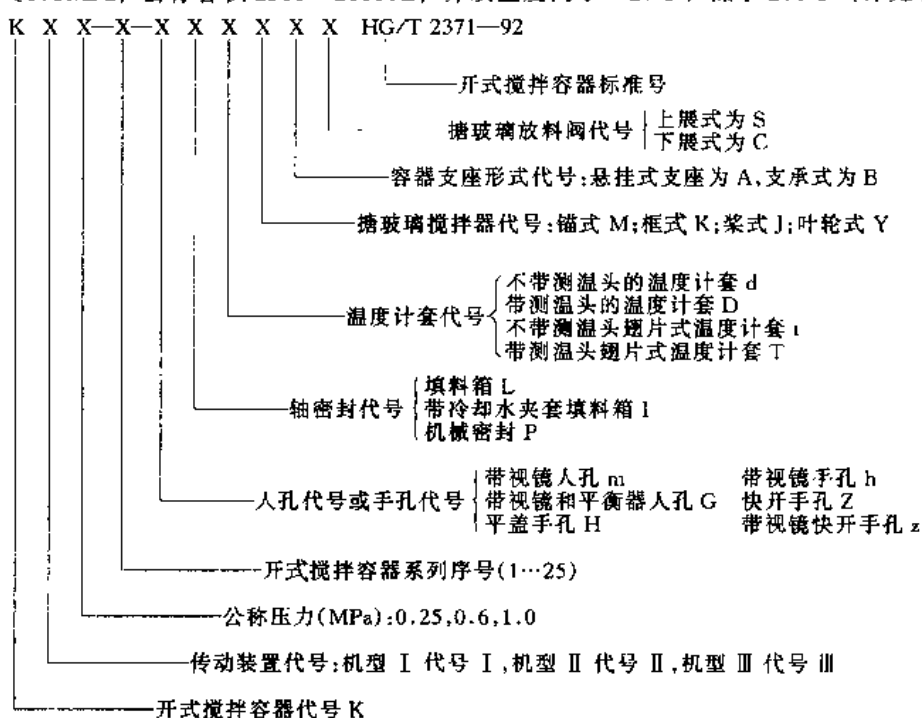


表 4.115 技术参数

容 器 序 号		1	2	3	4	5	6	7	8
公称容积 V_N, L		2500	3000	4000		5000		6300	
公称直径 DN, mm	L 系列			1600		1750		1750	
	S 系列	1600	1600		1750		1900		1900
计算容积 V_J, L		3385	3811	4780	4907	6011	5734	6866	6868
容积系数 V_N/V_J		0.74	0.79	0.84	0.82	0.83	0.87	0.92	0.92
夹套传热面积, m^2		8.68	9.74	12.16	11.76	14.89	12.41	19.89	14.79
公称压力 MPa	容器内	0.25、0.6 或 1.0							
	夹套内	0.6							
介质温度及容器材质		0~200℃ (材质为 Q235-A、Q235-B), 高于 -20~200℃ (材质为 20R)							
搅拌轴公称直径 d_n, mm		80	95						
电动机功率 kW	叶轮式搅拌器	4.0	5.5			7.5		7.5	
	桨式搅拌器					5.5			
搅拌轴公称转速, r/min		叶轮式搅拌器为 125, 桨式搅拌器为 80 或 125							

续表

容 器 序 号			1	2	3	4	5	6	7	8		
电动机形式			Y 型或 YB 型系列(同步转速 1500r/min)									
公称容积 VN,L			2500	3000	4000		5000		6300			
传动装置	机型 I	减速机型号	CWS125-300				CWS160-400					
	机型 II, 机型 III		BLD-3				—					
支座型式、规格及数量	悬挂式		A3×4	A5×4								
	支承式		2.5t×4			4t×4						
参考质量,kg			2900	3260	3830	3980	4640	4390	5150	4990		
容 器 序 号			9	10	11	12	13	14	15	16	17	
公称容积 VN,L			8000		10000		12500		16000		20000	
公称直径 DN,mm	L 系列	2000		2200		22000		2400		2600		
	S 系列		2200		2400		2400		2600			
计算容积 VJ,L			9060	8976	11674	11655	13651	13600	17446	17490	21790	
容积系数 VN/VJ			0.88	0.89	0.86	0.86	0.92	0.92	0.92	0.92	0.92	
夹套传热面积,m ²			18.38	16.52	21.35	19.82	24.89	23.06	29.48	27.42	34.04	
公称压力 MPa	容器内		0.25、0.6 或 1.0									
	夹套内		0.6									
介质温度及容器材质			0~200℃(材质为 Q235-A、Q235-B),高于-20~200℃(材质为 20R)									
搅拌轴公称直径 dn,mm			95	110				125		140		
电动机功率 kW	叶轮式搅拌器		11	11		15		18.5				
	桨式搅拌器		7.5									
搅拌轴公称转速,r/min			叶轮式搅拌器为 125,桨式搅拌器为 80 或 125									
电动机形式			Y 型或 YB 型系列(同步转速 1500r/min)									
传动装置	机型 I	减速机 型号	CWS160-400	CWS200-5000				CWS200-500				
	机型 II, 机型 III		—									
支座型式、规格及数量	悬挂式		A5×4	A10×4							—	
	支承式		6t×4		8t×4			10t×4		12t×4		
参考质量,kg			6280	6510	8100	8130	9610	9100	11230	11280	13220	

注: 参考质量中不包括传动装置质量及搪玻璃层质量。

4.5.2.2 结构形式

该容器传动装置有 I 型、II 型、III 型、按 HG/T 2052—91 选用、搅拌器型式有叶轮式、桨式、按 HG/T 2051.3—91、HG/T 2051.4—91 选用。可配置带测温头或不带测温头的翅片式温度计套, 按 HT/T 2058.2—91 选用。轴封有机械密封及填料密封 ($PN \leq 0.25\text{MPa}$)。按 HG/T 2057—91 及 HG/T 2048—91 选用。出料口可配置上展式, 下展式放料阀, 容器内公称压力 $PN \leq 0.4\text{MPa}$, 按 HG 5-15—79、HG 5-16—79 选用。 $PN > 0.4\text{MPa}$ 时, 暂选用其他相应阀门。详见图 4.74、表 4.116~表 4.117。

表 4.116 主要尺寸

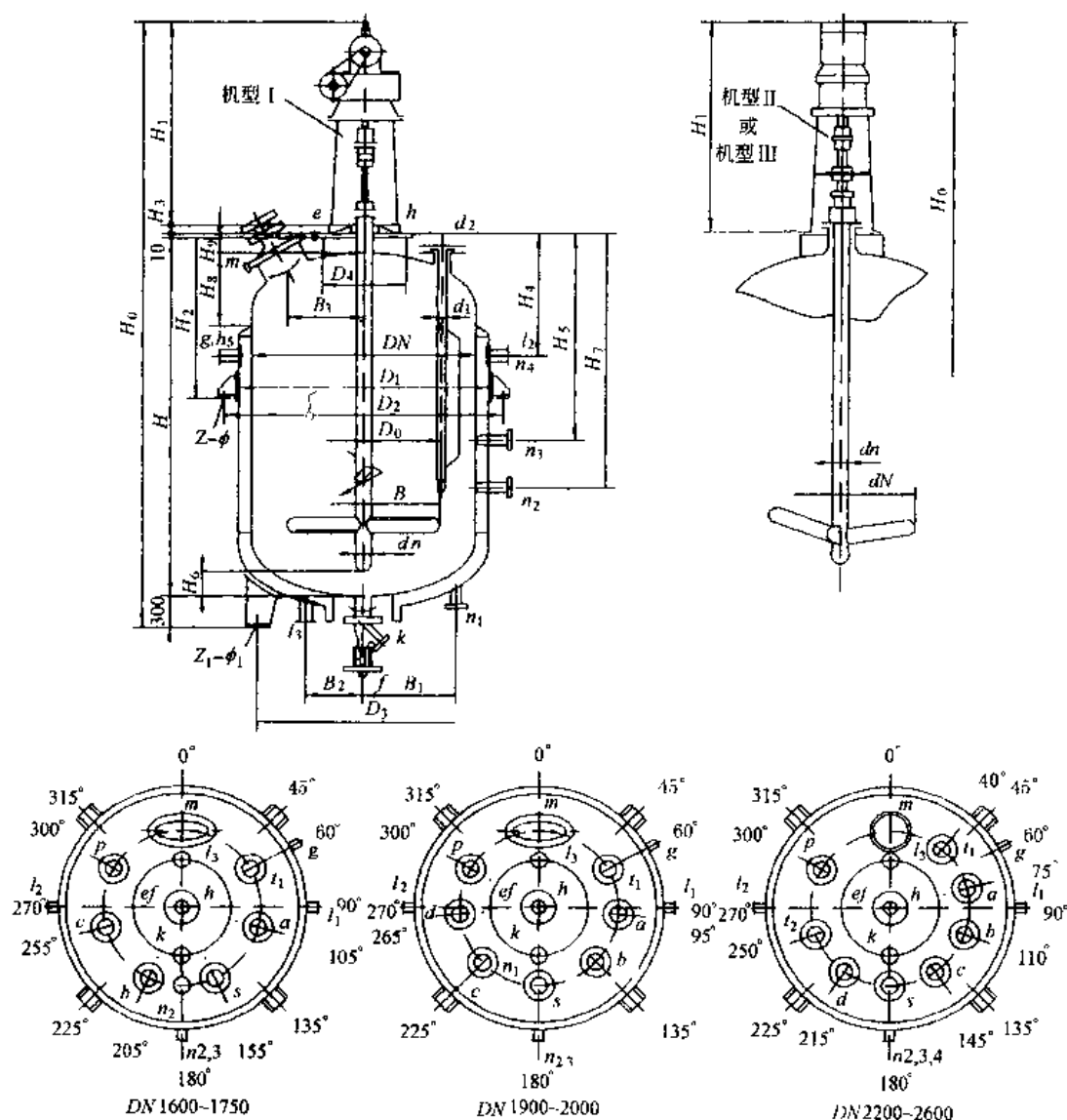
容器 序号	公称 容积 VN L	公称直径 DN		D ₀	D ₁	D ₂	D ₃	D ₄	d _n	d ₁	-H ₀				-H ₁				H ₂	H ₃	H ₄	H ₅	H ₆	H ₇	H ₈	H ₉	B ₁	B ₂	B ₃	Z ₁ -φ	Z ₁ -φ ₁
		L系 列	S系 列								I	II	III	机型	I	II	III	机型													
1	2500		1600	1120	1750	2001	1300	600	80	65	3810	3744	3819	1300	1234	1309	2030	1060	170	700	—	240	1450	380	92	510	400	580	4-30	4-30	
2	3000		1600	1120	1750	2045	1300	600	95	65	4080	4074	4089	1350	1344	1359	2250	1060	170	700	—	240	1550	380	92	510	400	580	4-30	4-30	
3	4000	1600		1120	1750	2045	1300	600	95	65	4560	4554	4569	1350	1344	1359	2730	1060	170	700	1450	240	2200	380	92	510	400	580	4-30	4-30	
4			1750	1220	1900	2196	1400	600	95	80	4258	4252	4267	1350	1344	1359	2428	1200	170	750	1320	270	1880	415	94	510	400	610	4-36	4-30	
5	5000	1750		1220	1900	2196	1400	600	95	80	4843	—	—	1475	—	—	2888	1200	170	750	1500	270	2300	415	94	510	400	610	4-36	4-30	
6			1900	1330	2050	2355	1500	700	95	80	5199	—	—	1475	—	—	2428	1200	183	770	1300	300	1800	455	88	510	400	665	4-36	4-30	
7	6300	1750		1220	1900	2196	1400	600	95	80	5199	—	—	1475	—	—	3244	1200	170	750	1700	270	2600	415	94	510	400	610	4-36	4-30	
8			1900	1330	2050	2355	1500	700	95	80	4796	—	—	1475	—	—	2828	1200	183	770	1500	300	2200	455	88	510	400	665	4-36	4-30	
9	8000			1400	2200	2502	1600	800	95	80	5326	—	—	1545	—	—	3310	1200	197	800	1700	330	2600	480	90	510	400	700	4-36	4-36	
10			2200	1540	2400	2734	1700	800	95	95	4875	—	—	1545	—	—	2823	1300	197	850	1500	360	2150	530	93	550	400	770	4-36	4-36	
11	10000			1540	2400	2734	1700	800	110	95	5810	—	—	1770	—	—	3533	1300	197	850	1850	360	2800	530	93	550	470	770	4-36	4-36	
12			2400	1680	2600	2944	1800	800	110	95	5343	—	—	1770	—	—	3066	1400	197	900	1650	360	2350	580	96	550	470	840	4-36	4-36	
13	12500	2200		140	2400	—	1700	800	110	95	6330	—	—	1770	—	—	4053	1300	197	850	2100	360	3300	530	93	550	470	770	—	—	4-36
14			2400	1680	2600	—	1800	800	110	95	5773	—	—	1700	—	—	3496	1400	197	900	1850	360	2750	580	96	550	470	840	—	—	4-36
15	16000	2400		1680	2600	—	1800	800	125	95	6718	—	—	1865	—	—	4436	1400	197	900	2200	360	3400	580	96	550	470	840	—	—	4-36
16				2600	1820	2800	—	2000	900	125	95	6216	—	—	1865	—	—	3831	1400	210	1000	2000	400	3000	630	101	550	470	910	—	—
17	20000	2600		1820	2800	—	2000	900	140	95	7026	—	—	1866	—	—	4641	—	210	1000	2160	400	3440	630	101	550	470	910	—	—	4-36

表 4.117 管口尺寸

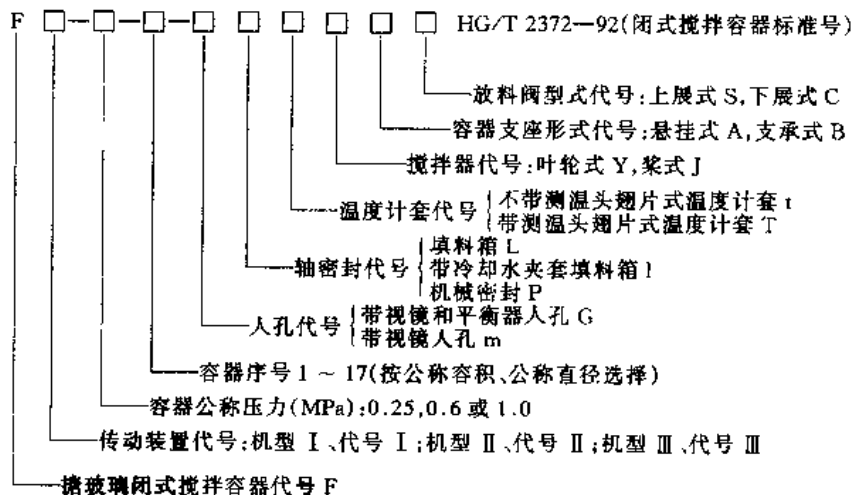
容器 序号	公称 容积 VN L	公称直径 DN		封 头				夹 套										液体 出口 n ₄	不凝性气 体排出口 g _m	残液 放净口 k _{in}	液体 放料 口 f	罐体			
		L 系列	S 系列	带视镜或 (带视镜和平 衡器)人孔 m	灯孔 s	压力 套口 p	温度计量 管		备用口 加料口				搅拌 孔 e	罐盖 h	蒸汽进口或 液体出口								液体喷嘴管口及 喷嘴规格		
							t ₁	t ₂	a	b	c	d			i ₁	i ₂	i ₃						n ₁	n ₂	n ₃
1	2000		1600	400×300	125	100	150	—	125	125	100	—	125	600	50	50	65(40A)	65(40A)	—	—	3/4	1/2	125		
2	3000		1600	400×300	125	100	150	—	125	125	100	—	150	600	65	65	65(40A)	65(40A)	—	—	3/4	1/2	125		
3	400	1600		400×300	125	125	150	—	125	125	100	—	150	600	65	65	65(40A)	65(40)	65(40)	—	3/4	1/2	125		
4			1750	400×300	125	125	200	—	125	150	150	—	150	600	65	65	65(40A)	65(40)	65(40)	—	3/4	1/2	125		
5	5000	1750		400×300	125	125	200	—	125	150	150	—	150	600	65	65	65(40A)	65(40)	65(40)	—	3/4	1/2	125		
6			1900	400×300	125	125	200	—	125	150	150	150	150	700	65	65	65(40A)	65(40)	65(40)	—	3/4	1/2	125		
7	6300	1750		400×300	125	125	200	—	125	150	150	—	150	600	65	65	65(40A)	65(40)	65(40)	—	3/4	1/2	125		
8			1900	400×300	125	125	200	—	125	150	150	150	150	700	65	65	65(40A)	65(40)	65(40)	—	3/4	1/2	125		
9	8000	2000		400×300	125	125	200	—	150	150	150	150	150	800	65	65	65(40A)	65(40)	65(40)	—	3/4	1/2	125		
10			2200	400×300	125	25	200	200	150	150	150	150	150	800	80	80	65(40A)	65(40)	65(40)	—	3/4	1/2	125		
11	1000	2200		400×300	125	125	200	200	150	150	150	150	200	800	80	80	80(60A)	80(60)	80(60)	80	3/4	1/2	150		
12			2400	450	125	125	200	200	150	150	150	150	200	800	80	80	80(60A)	80(60)	80(60)	80	3/4	1/2	150		
13	12500	2200		400×300	125	125	200	200	150	150	150	150	200	800	80	80	80(60A)	80(60)	80(60)	80	3/4	1/2	150		
14			2400	450	125	125	200	200	150	150	150	150	200	800	80	80	80(60A)	80(60)	80(60)	80	3/4	1/2	150		
15	16000	2400		450	125	125	200	200	150	150	150	150	200	800	100	100	100(70A)	100(70A)	100(70A)	100	3/4	1/2	150		
16			2600	450	125	125	200	200	150	150	150	150	200	900	100	100	100(70A)	100(70A)	100(70A)	100	3/4	1/2	150		
17	20000	2600		450	125	125	200	200	150	150	150	150	250	900	100	100	100(70A)	100(70A)	100(70A)	100	3/4	1/2	150		

注: 1. 备用口可用于安装安全阀或视镜片装置, 也可用于安装压料管。

2. n₁、n₂、n₃ 管口袋内括号为喷嘴规格。



4.5.2.3 型号标记



标记示例如下:

搪玻璃闭式搅拌容器配机型Ⅰ传动装置, 公称压力 0.6MPa, 公称容积 2500L, 容器直径 1600mm, 配带视镜和平衡器的人孔、单端面机械密封、带测温头的翅片式温度计套管、叶轮式搅拌器、支承式支座、上展式放料阀。

标记: F1-0.6-I-GPTYBS HG/T 2372—92。

4.5.2.4 选用说明

① 本标准系列搪玻璃闭式搅拌容器的设计、制造、试验、检验、验收、包装运输等按《搪玻璃设备技术条件》(HG 2432—93) 的规定。

② 此标准虽已实施, 但仍有些厂家按原有产品规格或旧标准生产, 故选用时应加以注意。

③ 本系列设备可由具有相应资格的设计单位设计, 由具有相应资格的制造单位制造。

4.5.3 搪玻璃开式贮存容器 (HG/T 2373—92)

4.5.3.1 技术参数

公称压力 $\leq 0.6\text{MPa}$, 公称容积 50~5000L, 介质温度 0~150℃。

4.5.3.2 结构形式及尺寸

① 结构形式 见图 4.75~图 4.77。

② 尺寸 见表 4.118~表 4.119。

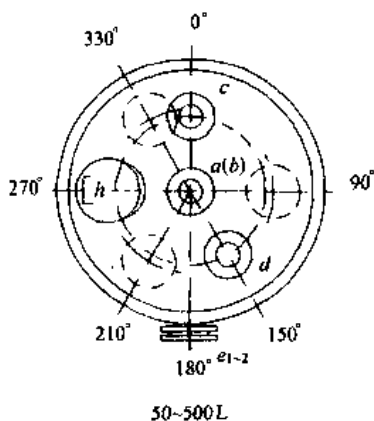
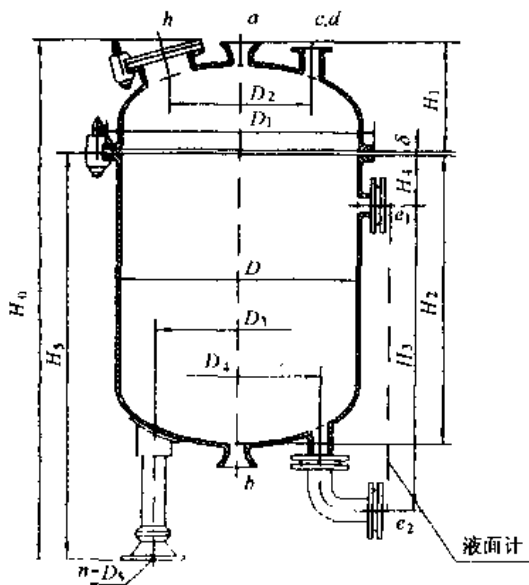


图 4.75 搪玻璃开式贮存
容器结构图 1

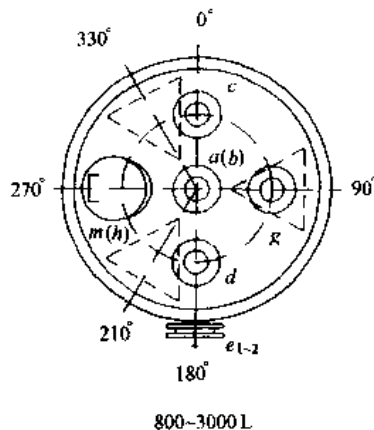
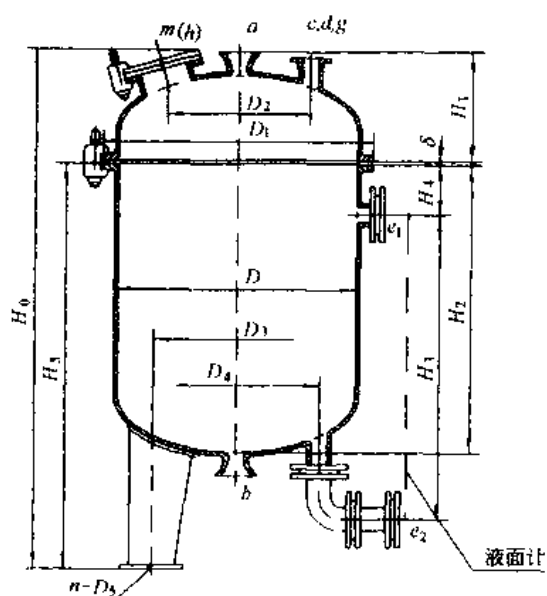


图 4.76 搪玻璃开式贮存
容器结构图 2

表 4.118 搪玻璃开式贮存容器尺寸 1

mm

公称容积 VN L	实际容积 V L	直 径 D	垫片 厚度 δ	管 口 公 称 直 径 DN								液面计 公称长度 \times 数量
				进口 a	出口 b	备用口 c	备用口 d	液面计 e_{1-2}	液面计 f_{1-2}	备用口 g	手 (人) 孔 m (h)	
50	61.3	400	10	65	65	65	65	—	—	—	80	—
100	121	500	10	65	65	65	65	65/50	—	—	100	700 \times 1
200	240	600	10	65	65	65	65	65/50	—	—	125	900 \times 1
300	363	700	10	80	80	65	65	65/50	—	—	125	1000 \times 1
400	469	800	10	80	80	80	65	65/50	—	—	150	1000 \times 1
500	590	800	10	80	80	80	65	65/50	—	—	150	1200 \times 1
800	884	1000	10	80	80	80	80	65/50	—	—	150	1200 \times 1
1000	1112	1000	12	80	80	80	80	65/50	—	—	150	1500 \times 1
1250	1391	1200	12	80	80	80	80	65/50	—	80	200	1300 \times 1
1500	1674	1200	12	100	100	80	80	65/50	—	80	200	1500 \times 1
2000	2219	1300	12	100	100	80	80	65/50	—	80	400 \times 300	1700 \times 1
3000	3336	1450	12	125	125	100	100	65/50	—	100	400 \times 300	2000 \times 1
4000	4450	1600	12	125	125	100	100	65/50	65/50	100	400 \times 300	1300 \times 2
5000	5560	1600	12	125	25	100	100	65/50	65/50	100	400 \times 300	1600 \times 2

注：备用口可用于安装压力表或安装安全阀及爆破片装置，也可用于安装压料管。

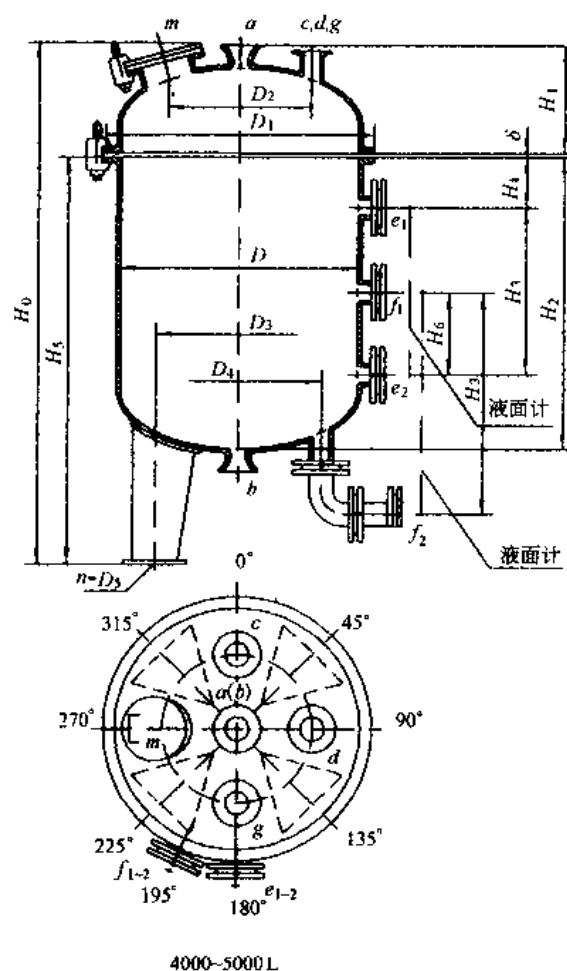


图 4.77 搪玻璃开式贮存容器结构图 3

表 4.119 搪玻璃开式贮存容器尺寸 2

mm

公称容积 VN, L	尺寸												参考质量 kg
	$-H_0$	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	D_1	D_2	D_3	D_4	$n-D_5$	
50	1080	250	520	—	—	820	—	500	240	280	—	3- $\phi 18$	150
100	1245	275	660	700	167	960	—	600	300	350	320	3- $\phi 18$	210
200	1520	310	900	900	193	1200	—	700	360	420	420	3- $\phi 18$	280
300	1661	351	1000	1000	178	1300	—	800	420	490	520	3- $\phi 18$	380
400	1696	386	1000	1000	162	1300	—	900	480	560	620	3- $\phi 22$	480
500	1936	386	1240	1200	202	1540	—	900	480	560	620	3- $\phi 22$	530
800	1956	436	1210	1200	194	1510	—	1100	600	700	608	3- $\phi 25$	765
1000	2248	436	1500	1500	184	1800	—	1100	600	700	608	3- $\phi 25$	860
1250	2128	486	1330	1300	188	1630	—	1310	720	840	808	3- $\phi 25$	1020
1500	2378	486	1580	1500	238	1880	—	1310	720	840	808	3- $\phi 25$	1120
2000	2603	511	1780	1700	224	2080	—	1420	780	910	908	3- $\phi 25$	1470
3000	3011	559	2140	2000	261	2440	—	1570	870	1015	1058	4- $\phi 30$	1970
4000	3258	606	2340	1300	210	2640	380	1730	960	1120	1208	4- $\phi 30$	2560
5000	3808	606	2890	1600	193	3190	405	1730	960	1120	1208	4- $\phi 30$	2910

4.5.3.3 标记示例

公称容积 2000L 搪玻璃开式贮存容器, 标记为: K2000HG/T 2373—92。

表 4.120 搪玻璃闭式贮存容器尺寸

mm

公称容积 VN L		3000	4000	5000	6300	8000	10000	12500	16000	20000	25000	30000
实际容积 V L		3337	4441	5550	7024	8910	11142	13872	17766	22217	27790	33301
尺寸	D	1450	1600	1600	1750	1900	2200	2400	2400	2600	2800	3000
	$-H_0$	2933	3182	3732	3924	4174	4053	4215	5075	5375	5739	6001
	H_1	88	82	92	94	94	92	94	94	94	98	110
	H_2	2260	2470	3020	3210	3460	3300	3460	4320	4620	4980	5230
	H_3	1400	1500	1800	1900	2000	1900	2000	1700	1800	1900	2000
	H_4	584	635	885	911	1003	770	850	660	710	790	815
	H_5	270	308	358	424	416	356	460	350	382	386	383
	H_6	275	310	310	310	310	351	351	351	351	351	351
	D_1	500	600	600	600	600	700	700	700	700	700	700
	D_2	300	360	360	360	360	420	420	420	420	420	420
	D_3	1015	1120	1120	1225	1330	1540	1680	1680	1820	1960	2100
	D_4	1086	1240	1240	1394	1544	1648	1852	1852	2056	2256	2256
	D_5	30	30	30	30	30	30	36	36	36	36	36
	δ	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10
管口公称直径 DN	进口 a	65	65	65	65	65	80	80	80	80	80	80
	出口 b	125	125	125	125	125	125	125	125	125	125	125
	备用口 c	65	65	65	65	65	65	65	65	65	65	65
	备用口 d	65	65	65	65	65	65	65	65	65	65	65
	手孔 h	100	125	125	125	125	125	125	125	125	125	125
	液面计	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50
	e_{1-2}											
	f_{1-2}											
	g_{1-2}											
液面计公称长度 × 数量		1400 × 2	1500 × 2	1800 × 2	1900 × 2	2000 × 2	1900 × 2	2000 × 2	1700 × 3	1800 × 3	1900 × 3	2000 × 3
参考质量, kg		1700	2070	2100	3000	3580	4440	5660	6800	8490	9830	11880

注: 备用口可用于安装压力表或安装安全阀或爆破片装置, 也可用于安装压料管。

4.5.4 搪玻璃闭式贮存容器 (HG/T 2374—92)

4.5.4.1 技术参数

公称压力 $\leq 0.6\text{MPa}$, 公称容积 3000~30000L, 介质温度 0~15℃。

4.5.4.2 结构形式及尺寸

① 结构形式 见图 4.78~图 4.79。

② 尺寸 见表 4.120。

4.5.4.3 标记示例

公称容积 5000L 搪玻璃闭式贮存容器, 标记为: F5000 HG/T 2374—92。

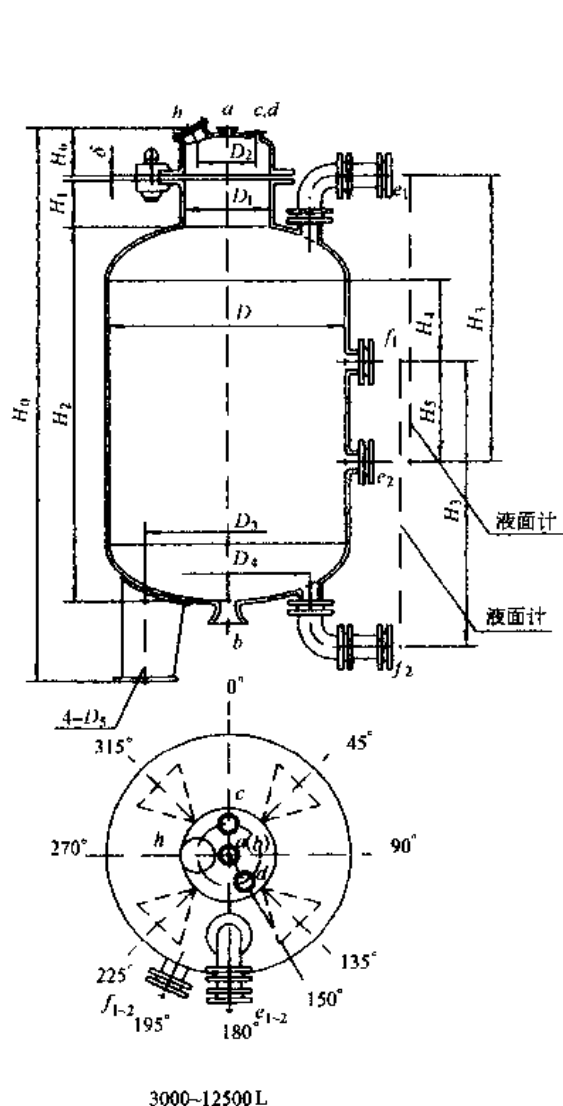


图 4.78 搪玻璃闭式贮存
容器结构图 1

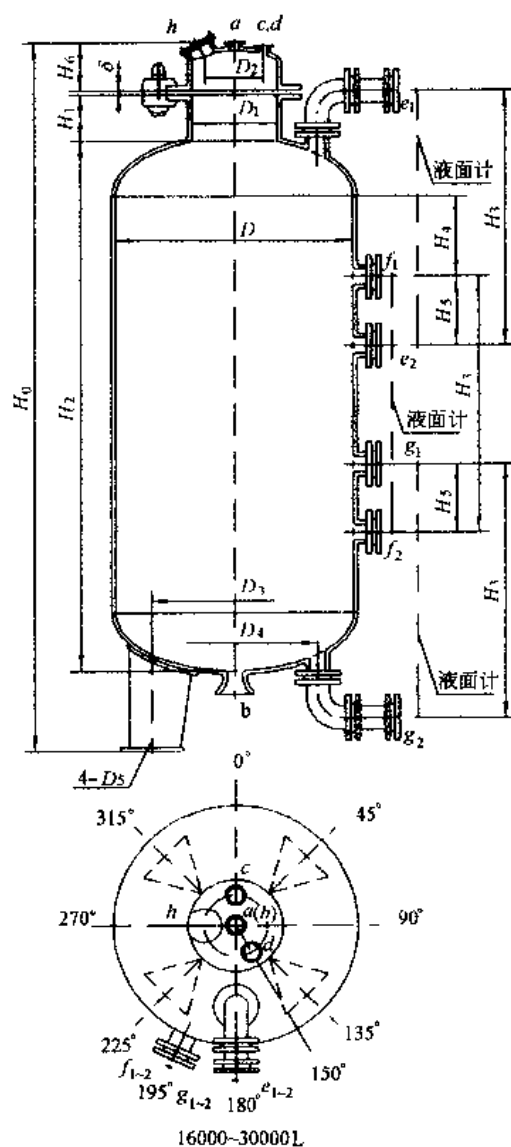


图 4.79 搪玻璃闭式贮存
容器结构图 2

4.5.5 搪玻璃卧式贮存容器 (HG/T 2375—92)

4.5.5.1 技术参数

公称压力 $\leq 0.6\text{MPa}$ 公称容积 3000~30000L, 介质温度 0~150℃。

4.5.5.2 结构形式及尺寸

① 结构形式 见图 4.80。

② 尺寸 见表 4.121。

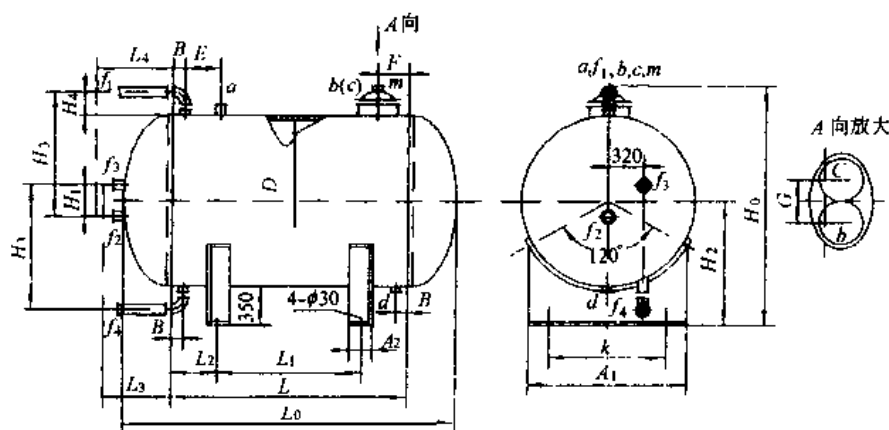


图 4.80 搪玻璃卧式贮存容器结构图

表 4.121 搪玻璃卧式贮存容器尺寸

表 4.121 搪玻璃卧式贮存容器尺寸												mm
公称容积 V_N L		3000	4000	5000	6300	8000	10000	12500	16000	20000	25000	30000
实际容积 V L		3337	4457	5550	7024	8910	11094	13921	17756	22332	27790	33300
尺寸	D	1450	1450	1600	1750	1900	2000	2000	2200	2400	2800	3000
	L	1454	2134	2140	2254	2430	2780	3680	3840	4030	3480	3630
	$-L_0$	2288	2968	3052	3246	3496	3900	4800	5080	5374	5028	6282
	L_1	934	1494	1420	1474	1590	1880	2740	2840	2930	2280	2370
	L_2	260	320	360	390	420	450	470	500	550	600	630
	L_3	429	492	535	577	627	649	649	706	761	866	922
	L_4	527	527	577	615	651	681	681	733	786	882	935
	$-H_0$	2146	2146	2300	2454	2604	2704	2704	2908	3211	3516	3720
	H_1	420	420	359	399	344	337	337	332	324	413	407
	H_2	1100	1100	1200	1300	1300	1400	1400	1500	1600	1800	1900
	H_3	1200	1200	1200	1300	1400	1400	1400	1500	1600	1900	2000
	H_4	238	238	238	238	238	238	238	238	238	238	238
	A_1	1300	1300	1430	1560	1690	1780	1780	1950	2130	2470	2650
	K_1	1090	1090	1180	1300	1420	1490	1490	1680	1890	2240	2430
	A_2	200	200	200	200	200	200	200	250	250	300	300
	B	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
	E	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300
	F	300	300	300	300	300	350	350	350	350	350	350
	G	180	180	180	180	180	205	205	205	205	205	205
	H_5	1089	1089	1166	1243	1318	1368	1368	1470	1572	1774	1876
管口公称直径 DN	进口 a	80	80	80	80	80	100	100	100	100	100	100
	备用口 b	65	65	65	65	65	80	80	80	80	80	80
	备用口 c	65	65	65	65	65	80	80	80	80	80	80
	出口 d	80	80	80	80	80	100	100	100	100	100	100
	液面计 $f_{(1-4)}$	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50	65/50
	人孔 m	400×300	400×300	400×300	400×300	400×300	φ450	φ450	φ450	φ450	φ450	φ450
液面计公称长度×数量		1200×1 1100×1	1200×1 1100×1	1200×2	1300×2	1400×1 1300×1	1400×2	1400×2	1500×2	1600×2	1900×1 1800×1	2000×1 1900×1
参考质量, kg		1250	1590	2020	2560	2960	3730	4570	5570	6910	8080	9680

注：备用口可用于安装压力表及安装安全阀或爆破片装置，也可用于安装压料管。

4.5.5.3 标记示例

公称容积 12500L 搪玻璃卧式容器, 标记为: W12500 HG/T 2375-92。

4.5.6 搪玻璃蒸发罐 (HG 5-38-79)

4.5.6.1 技术参数

- ① 公称压力 罐内 0.25MPa, 夹套内 0.6MPa。
- ② 公称容积 300~3000L。
- ③ 介质温度 0~200℃。

4.5.6.2 结构形式及尺寸

- ① 结构形式 见图 4.81。

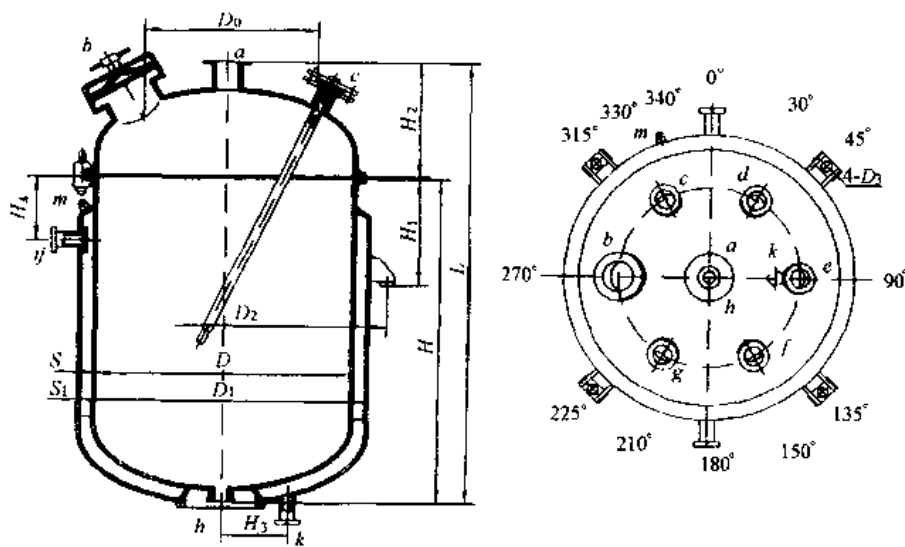


图 4.81 搪玻璃蒸馏釜

- ② 尺寸 见表 4.122。

表 4.122 搪玻璃蒸馏釜尺寸

mm

尺 寸	公 称 容 积, L					
	300	500	1000	1500	2000	3000
D	800	900	1200	1300	1600	1600
D ₀	560	630	840	910	1120	1120
D ₁	900	1000	1300	1450	1750	1750
D ₂	1028	1130	1468	1622	1962	1962
D ₃	23	23	30	30	30	30
L	~1280	~1504	~1817	~2035	~1988	~2475
H	870	1070	1270	1470	1330	1810
H ₁	350	400	500	500	600	600
H ₂	390	415	510	535	630	630
H ₃	250	270	315	315	315	315
H ₄	240	250	250	310	310	310
卡子规格	M16	M20	M20	M20	M24	M24
卡子数量	40	32	52	52	52	52

续表

尺 寸		公 称 容 积, L					
		300	500	1000	1500	2000	3000
管口名称和公称直径	蒸馏孔 a	150	200	300	300	400	400
	手孔 b	125	150	200	200	200	200
	温度计口 c	70	80	80	80	100	100
	视镜 d, g	80	100	100	100	125	125
	备用孔 e, f	80	80	80	80	100	100
	放料口 h	80	80	100	100	125	125
	进出口 i, f, K	25	32	32	40	40	40
	放气阀 m	G1/2	G1/2	G1/2	G1/2	G1/2	G1/2
设备总重, kg		568	778	1439	1908	2510	3196

注: 1. 备用孔, 放料口均装有接管盲板。

2. 罐盖中心大孔按相应的标准塔节直径选定。

4.5.6.3 标记示例

1000L 搪玻璃蒸馏罐, 标记为: 蒸馏罐 1000 HG 5-38—79。

4.5.7 搪玻璃塔节 (HG 3-1232—79)

4.5.7.1 技术参数

公称压力 0.25MPa, 介质温度 0~200℃。

4.5.7.2 结构形式及尺寸

① 结构形式 见图 4.82~图 4.83。

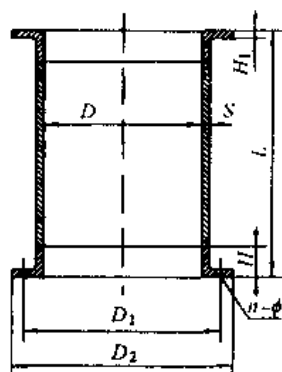


图 4.82 A型塔节

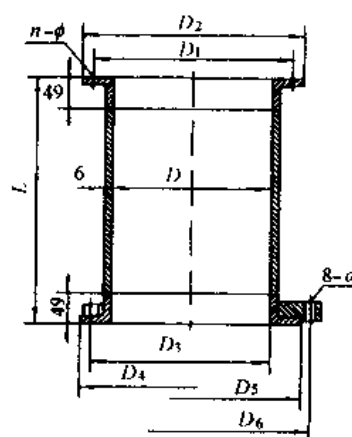


图 4.83 B型塔节

② 尺寸 见表 4.123~表 4.124。

表 4.123 A型塔节尺寸

DN	D	D ₁	D ₂	H	H ₁	s	L ≤	n-φ	总重, kg
150	130	260	300	49	14	6	1000	8-18	29
200	190	310	350	49	16	6	1000	12-18	45
300	300	425	465	49	20	6	1000	16-20	76
400	400	535	575	49	20	6	1000	20-20	100
500	500	635	675	49	24	8	1000	20-20	152
600	600	740	790	59	24	8	1500	24-23	301
700	700	850	900	59	24	10	1500	28-23	352
800	800	950	1005	69	24	10	1500	32-27	416
900	900	1050	1105	69	26	10	1500	32-27	482
1000	1000	1150	1205	69	26	12	2000	36-27	752
1100	1100	1250	1305	69	28	12	2000	40-27	830
1200	1200	1350	1405	69	28	12	2000	40-27	916
1300	1300	1450	1505	69	28	14	2000	40-27	974

表 4.124 B 型塔节尺寸

DN	D	D ₁	D ₂	D ₃	D ₄	D ₅	D ₆	n-φ	d	L≤	总重, kg
150	130	260	300	—	—	202	225	8-18	18	1000	30.5
200	190	310	350	—	—	258	280	12-18	18	1000	44
300	300	425	465	380	400	—	—	16-20	—	1000	69.5
400	400	535	575	480	500	—	—	20-20	—	1000	90

注: A 型、B 型塔节只定系列尺寸。塔节如有开接管口要求, 在订货时与生产厂协商解决。

4.5.7.3 标记示例

公称直径 DN1000, 长度 L=1000mm, B 型塔节, 标记为: 塔节 BDN1000×1000 HG 3-1232--79。

4.6 化工陶瓷设备

化工陶瓷具有良好的耐蚀性能、足够的不透性、耐热性和一定的机械强度。化工陶瓷的物理机械性能见表 4.125。

表 4.125 化工陶瓷的物理机械性能

性 能	数 值	性 能	数 值
相对密度	2.2~2.3	熔点, ℃	1480~1650
吸水率, %	<3	热膨胀系数, 1/℃	$4.5 \times 10^{-6} \sim 6 \times 10^{-6}$
气孔率, %	<5	导热系数, kcal/m·h·℃	0.8~0.9
抗压强度, kgf/cm ²	800~1200	弹性模数, kgf/cm ²	4500~6000
抗拉强度, kgf/cm ²	80~120	热稳定性 (200~20℃)	2
抗弯强度, kgf/cm ²	400~600	硬度	7
冲击强度, kgf·cm/cm ²	1~1.5	使用温度, ℃	≤90
热容量, kcal/kg·℃	0.18~0.19		

注: 1cal=4.18J, 1kgf/cm²≈0.1MPa。

4.6.1 化工陶瓷设备的适用范围

① 使用压力 一般为常压, 也可承受较低的内压或一定的真空度。

② 推荐使用温度 ≤90℃。

化工陶瓷设备在操作时, 应避免过热或骤冷、骤热。不允许用直接火焰加热, 应采用间接加热方法, 以防止破裂。在寒冷地区使用, 应采取保温措施。化工陶瓷设备及管道不宜用于剧毒或易燃易爆的介质。

4.6.2 产品介绍

4.6.2.1 直形贮槽

某厂直形贮槽结构见图 4.84, 系列尺寸见表 4.126 所示。

4.6.2.2 矩形容器

① 矩形容器 (A 型) 结构见图 4.85, 系列尺寸见表 4.127。

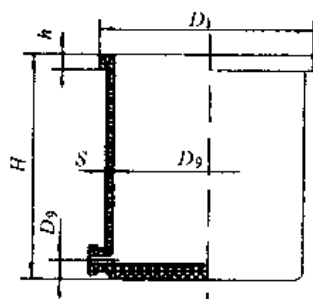


图 4.84 直形贮槽结构

表 4.126 直形贮槽尺寸

容 量, L	50	75	100	150	200	250	300	400	500	600	800	1000	1500
尺 寸	DN	350	400	450	500	600	600	700	700	800	900	1000	1100
	D ₁	430	480	550	600	700	700	800	800	920	1020	1020	1240
	H	530	600	630	770	720	900	800	1050	1000	950	1260	1300
	S	20	20	25	25	25	25	25	25	30	30	30	35
	dn	25	25	25	25	25	25	25	25	25	40	40	40
	h	30	30	40	40	40	40	40	45	45	45	50	50
质量, kg		26	38	50	65	85	110	115	160	230	260	300	520

表 4.127 矩形容器 (A 型) 尺寸

mm

容量, L	15	25	30	40	50	60	80	80	90
L	300	400	400	450	500	700	500	600	500
B	230	250	300	300	300	300	400	450	400
H	230	250	250	300	350	300	400	300	450
质量, kg	15	20	20	40	45	58	60	63	65
容量, L	90	100	120	120	120	150	160	180	210
L	600	700	600	600	800	600	800	800	700
B	500	500	400	500	500	500	500	450	600
H	300	300	500	400	300	500	400	500	500
质量, kg	65	70	75	80	95	100	105	130	110

② 矩形容器 (B 型) 结构见图 4.86, 系列尺寸见表 4.128。

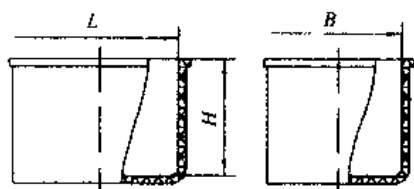


图 4.85 矩形容器 (A 型) 结构

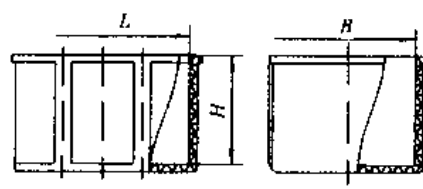


图 4.86 矩形容器 (B 型) 结构

表 4.128 矩形容器 (B 型) 尺寸

mm

容量, L	150	200	200	250	280	300	300
L	1000	800	1000	1000	800	1000	1000
B	500	500	500	500	600	500	600
H	300	500	400	500	600	600	500
质量, kg	100	115	120	150	160	190	190
容量, L	360	375	420	490	560	640	
L	1000	900	1000	1000	1000	1000	
B	600	700	700	700	700	800	
H	600	600	600	700	800	800	
质量, kg	210	215	220	255	290	310	

4.6.2.3 计量贮槽

计量贮槽结构见图 4.87, 系列尺寸见表 4.129。

表 4.129 计量贮槽尺寸

mm

容量, L	50	75	100	150	200	250	300	400	500	600	800	1000
尺寸	D	350	400	450	500	600	600	700	700	800	900	1000
	D ₁	430	485	550	600	700	700	800	800	920	1020	1120
	H	530	600	630	770	720	900	800	1050	1000	950	1260
	S	20	20	25	25	25	25	25	25	30	30	30
	h	400	470	480	620	570	750	650	900	840	790	1100
	h ₁	65	65	80	80	80	80	80	85	85	85	85
	c	30	30	40	40	40	40	40	45	45	45	50
	d	25	25	25	25	25	25	25	25	40	40	40
	d ₁	18	18	18	18	18	18	18	18	18	18	18
质量, kg	30	40	50	65	80	100	115	160	230	260	300	380

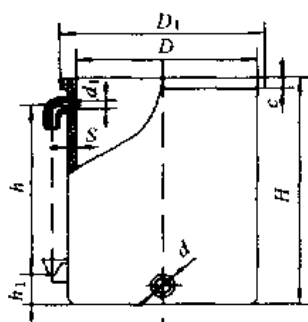
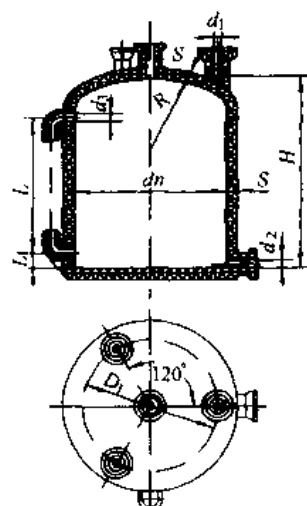


图 4.87 计量贮槽结构

图 4.88 四口计量反应罐
(A 型) 结构

4.6.2.4 反应罐

① 四口计量反应罐 (A 型) 结构见图 4.88, 系列尺寸见表 4.130。

表 4.130 四口计量反应罐 (A 型) 尺寸

容量, L	d_n	H	D_1	R	L	d_1	S	d_2	d_3	L_1	质量, kg
50	350	550	240	250	380	25	20	25	18	80	50
100	500	650	400	370	460	40	25	25	18	80	85
150	500	800	400	370	580	40	25	25	19	80	120
200	600	800	430	400	580	50	25	25	18	80	155
300	780	870	480	480	500	80	25	40	18	80	190
400	800	900	560	580	630	100	30	50	18	100	260
500	800	1100	560	580	800	100	30	50	18	100	290
600	900	1100	600	630	800	100	30	50	18	100	330
800	1000	1200	700	650	850	150	30	80	18	100	400
1000	1000	1480	700	650	1100	150	30	80	18	100	400

② 四口计量反应罐 (B 型) 结构见图 4.89, 系列尺寸见表 4.131。

表 4.131 四口计量反应罐 (B 型) 尺寸

容量, L	d_n	H	H_1	D	D_1	R	d_1	h	d_2	d_3	L	L_1	S	质量, kg
100	500	800	680	400	150	370	40	90	25	18	390	270	25	90
150	600	800	680	430	200	400	40	90	25	18	360	290	25	130
200	600	1000	880	430	200	400	50	100	25	18	520	300	25	180
300	700	1150	1030	480	250	480	80	110	40	18	620	320	25	220
400	800	1150	1020	560	300	580	100	120	50	18	600	340	30	300
500	800	1300	1170	560	300	580	100	120	50	18	740	350	30	330
600	900	1350	1220	600	300	630	100	120	50	18	740	370	30	380
700	1000	1350	1220	700	350	650	150	140	80	18	660	410	30	425
800	1000	1480	1350	700	350	650	150	140	80	18	780	410	30	470
1000	1000	1630	1500	700	350	650	150	140	80	18	920	410	30	500

③ 四口反应罐 (C 型) 结构见图 4.90, 系列尺寸见表 4.132。

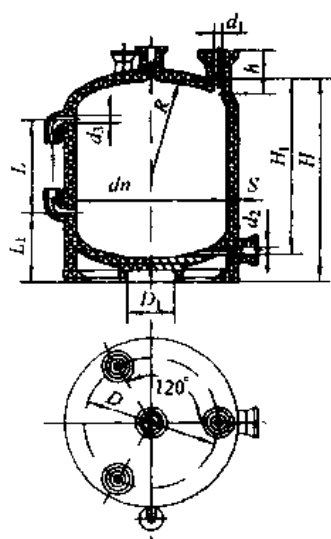


图 4.89 四口计量反应罐 (B型) 结构

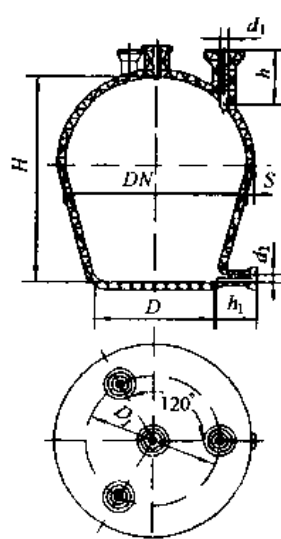


图 4.90 四口反应罐 (C型) 结构

表 4.132 四口反应罐 (C型) 尺寸

mm

容量, L	DN	H	D	S	D_1	d_1	h	d_2	h_1	质量, kg
50	450	550	260	25	300	40	90	25	80	50
100	500	720	360	25	350	40	90	25	80	80
150	600	780	400	25	400	50	100	25	90	100
200	700	800	420	25	450	50	100	25	90	115
300	800	950	450	30	550	80	120	40	100	150
400	900	1000	500	30	600	100	130	50	110	200
500	900	1200	550	30	600	100	130	50	110	240
600	1000	1160	600	30	700	100	140	50	110	280

4.6.2.5 过滤器

① 真空过滤器 (A型) 结构见图 4.91, 系列尺寸见表 4.133。

表 4.133 真空过滤器 (A型) 尺寸

mm

有效总容量, L	下部容量, L	DN	H	H_1	d_1	d_2	S_1	ϕ	质量, kg
50	30	300	700	425	25	25	35	10	45
100	60	400	800	480	25	25	40	10	90
175	100	500	900	510	40	25	45	15	145
275	180	600	1000	650	40	25	50	15	195
400	250	700	1050	650	40	25	55	20	270

② 真空过滤器 (B型) 结构见图 4.92, 系列尺寸见表 4.134。

表 4.134 真空过滤器 (B型) 尺寸

mm

总容量, L	上部容量, L	下部容量, L	DN	H	H_1	H_2	d_1	d_2	S_1	ϕ	质量, kg
100	52	48	400	950	840	320	25	25	95	10	90
175	71	104	500	1120	1000	255	25	25	110	15	140
275	119	156	600	1230	1100	310	40	25	115	15	180
375	175	200	700	1230	1100	325	40	40	125	20	270
550	200	350	800	1360	1230	400	40	40	145	20	385

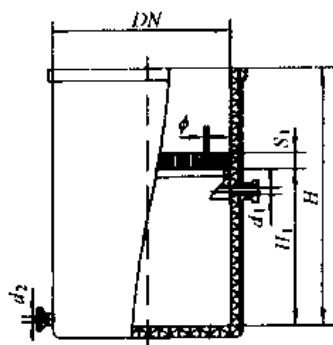


图 4.91 真空过滤器 (A 型) 结构

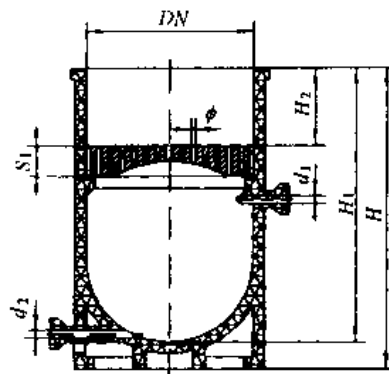


图 4.92 真空过滤器 (B 型) 结构

4.7 机泵系列

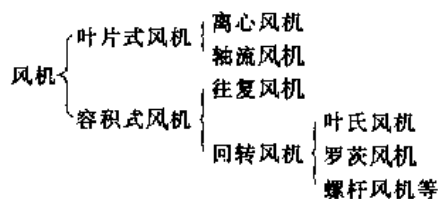
风机与泵都是把机械能转化成流经其内部流体的压力能和动能的流体机械，流体介质为气体时一般称为风机，流体介质为液体时则叫做泵。风机与泵均属于通用机械范畴，它们的使用范围很广，国民经济各个部门几乎都有它们的应用。

4.7.1 风机的分类与选择

风机选择的总原则是能使设备在系统中安全、经济地运行。选择的内容主要是确定它的形式、台数、规格、转速以及与之配套的原动机功率。

4.7.1.1 风机的分类

(1) 按工作原理分



(2) 按风机产生的风压分

① 通风机 终压不大于 $14.7 \times 10^3 \text{ Pa}$ (表压)。

② 鼓风机 终压为 $14.7 \times 10^3 \sim 294 \times 10^3$ (表压)，压缩比小于 4。

③ 压缩机 终压在 $294 \times 10^3 \text{ Pa}$ (表压) 以上，压缩比大于 4。

(3) 通风机按压力大小分

① 低压通风机 出口风压低于 $0.9807 \times 10^3 \text{ Pa}$ (表压)。

② 中压通风机 出口风压为 $0.9807 \times 10^3 \sim 2.942 \times 10^3 \text{ Pa}$ (表压)。

③ 高压通风机 出口风压为 $2.942 \times 10^3 \sim 14.7 \times 10^3 \text{ Pa}$ (表压)。

各种风机的使用范围如图 4.93 所示。

(4) 按用途不同分

① 一般通用离心通风机，用于建筑物的通风换气 (符号为“T”，型号中省略)。4-72、4-72 I、4-79 等系列均属此类。

② 锅炉离心通风机 (包括锅炉通、引风机)，用于热电站和其他工业蒸汽锅炉送风及排烟，送风的称为锅炉通风机 (符号为“G”)，G4-73、G4-68 等系列均

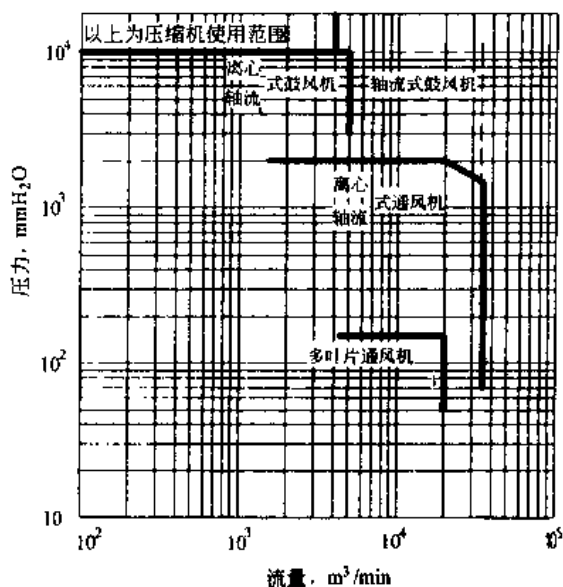


图 4.93 各种风机的使用范围

属此类；排烟的称为引风机（符号为“Y”），Y4-73、Y4-68、Y5-48 等系列均属此类。

③ 煤粉离心通风机，用于热电厂输送煤粉（符号为“M”），M9-26 系列属此类。

④ 排尘离心通风机，用于排送含有灰尘的空气（符号为“C”），如砂轮磨粒、锯屑、刨花等等。C4-73、C6-48 等系列均属此类。

⑤ 矿井离心通风机，用于矿井通风换气（符号为“K”），结构与一般用途的大型离心通风机近似，由于矿井工作条件，风机大都为吸出式，故在风机进、出口都分别装有进气室和节流装置。K4-73 系列属此类。

⑥ 防爆离心通风机，用于排送易燃易爆气体（符号为“B”），如石油、化工等气体。此类风机的叶轮与机壳大多为有色金属材料，如铝等。B4-72 系列属此类。

⑦ 防腐离心通风机，用于排送含有腐蚀性气体（符号为“F”）。F4-62 系列属此类。

⑧ 高温离心通风机，用于排送温度为 250℃ 以上的气体（符号为“W”），主要用于冶金、电站、化工等部门。W9-26、W5-47-11 等均属此类。

⑨ 影机离心通风机，用于电影机械冷却烘干（符号为“YJ”）。6-71-11、6-60-12、7-10-12 等等均属此类。

⑩ 船舶锅炉离心通风机，用于船舶上锅炉送风及排烟，送风的称为船舶锅炉离心通风机（符号为“CG”）；排烟的称为引风机（符号为“CY”）。

⑪ 谷物粉末输送离心通风机，用于谷类与面粉、水泥等粉末的气力输送（符号为“FM”）。

⑫ 其他用途的离心通风机，为专门用途设计的通风机。

4.7.1.2 风机的主要性能参数

① 流量 Q ：风机在单位时间内所输送气体的体积数。

② 风机的全压 p ：系指每立方米气体流过风机时所获得的全压增加值。按式（4.14）计算。

$$p = \left(p_2 + \frac{\gamma v_2^2}{2g} \right) - \left(p_1 + \frac{\gamma v_1^2}{2g} \right) \quad (4.14)$$

式中 p_1 、 p_2 分别为风机进口和出口断面的压力，Pa； v_1 、 v_2 分别为风机进口和出口断面的平均速度，m/s； γ 为气体重度，N/m³； g 为重力加速度，m/s²。

③ 功率

a. 有效功率 P_e ：指单位时间内通过风机的流体所获得的功率，亦选风机的输出功率。

b. 轴功率 P ：原动机传递给风机轴上的功率。

原动机的配套功率 P_g 通常选择得比轴功率 P 大些即有：

$$P_g > P > P_e$$

④ 效率 η ：有效功率与轴功率之比即为总效率 η 。

$$\eta = \frac{P_e}{P} \times 100\% \quad (4.15)$$

⑤ 转速 n ：系指风机转轴每分钟的转数。当转速改变时，流量 Q 、全压 p 以及轴功率 P 都将随之改变。故必须按照说明书或铭牌上规定的转速运转，否则将达不到设计要求，或者将导致部件超速损伤。

⑥ 比转数 n_y ：它是包括流量 Q 、全压 p 及转速 n 等设计参数在内的综合相似特征数，风机的比转数一般采用式（4.16）计算。

$$n_y = \frac{n \sqrt{Q}}{p_{20}^{3/4}} \quad (4.16)$$

式中 p_{20} 为进口为常态状况下（ $t = 20^\circ\text{C}$ ， $p_a = 100\text{kPa}$ ）气体的全压，Pa。

当进气状况为非常态时，此时需要考虑气体密度的变化，则采用式（4.17）计算比转数（常态下空气的密度为 1.2kg/m³）。

$$n_y = \frac{n \sqrt{Q}}{\left(\frac{1.2p}{\rho} \right)^{3/4}} \quad (4.17)$$

式中 p 为非常态时气体的全压，Pa； ρ 为非常态时气体的密度，kg/m³。

4.7.1.3 选择风机时应具备的已知条件

① 不同条件下的流量和全压，至少要知道所需要的最大流量 Q_{\max} 及最大全压 p_{\max} 。

- ② 被输送介质的温度 t 。
- ③ 被输送介质的密度 ρ 。
- ④ 当地大气压 P_a 。

为了获得上述参数,最好是对系统管路进行实际地试验测定,一般以现场实测为基础,用理论计算来校核(具体的理论分析计算可参考有关书籍)。但是,对于提供的参数,需考虑测试的误差、运行时设备性能的变化等,应当有一定的裕量。因此,在实际选择时, Q 、 p 应比 Q_{\max} 、 p_{\max} 大一些,通常可以取为:

$$Q = (1.05 \sim 1.10) Q_{\max} \quad (4.18)$$

$$p = (1.10 \sim 1.15) p_{\max} \quad (4.19)$$

应当注意:在设计规范中送风机的工作参数是对温度 $t = 293\text{K}$ (20°C)、大气压力 $p_a = 101325\text{Pa}$ 、相对湿度为 50% 空气的密度 $\rho_{293} = 1.2\text{kg/m}^3$ 的干净空气而言;引风机的工作参数是对气体温度 $t = 473\text{K}$ (200°C)、大气压力 $p_a = 101325\text{Pa}$ 、气体密度 $\rho_{473} = 0.745\text{kg/m}^3$ 、相对湿度为 50% 而言。

若所输送的流体介质不符合上述状态时,必须对流量、全压、功率进行换算。

① 通风机

$$Q_{20} = Q \quad (4.20)$$

$$p_{20} = p \frac{101325}{p_a} \cdot \frac{t + 273}{293} \quad (4.21)$$

$$P_{20} = P \frac{101325}{p_a} \cdot \frac{t + 273}{293} \quad (4.22)$$

式中 Q 、 p 、 P 为风机在使用条件下的风量、全压和功率, m^3/s , Pa 和 kW ; p_a 为当地大气压, Pa ; t 为使用条件下,风机进口处气体的温度, $^\circ\text{C}$ 。

② 引风机

$$Q_{200} = Q \quad (4.23)$$

$$p_{200} = p \frac{101325}{p_a} \cdot \frac{t + 273}{293} \quad (4.24)$$

$$P_{200} = P \frac{101325}{p_a} \cdot \frac{t + 273}{293} \quad (4.25)$$

式中 Q 、 p 、 P 为引风机在使用条件下的风量、全压和功率, m^3/s , Pa 和 kW ; p_a 为当地大气压, N/m^2 ; t 为使用条件下风机进口处气体的温度, $^\circ\text{C}$ 。

在选择风机时,如果烟气密度没有精确的数据,则可按式计算:

$$\rho = 1.34 \frac{273}{T} \text{ kg/m}^3 \quad (4.26)$$

式中 1.34 为温度为 273K (0°C) 时烟气的平均密度, kg/m^3 ; T 为烟气的温度, K 。

4.7.1.4 离心通风机的选择步骤

① 了解整个工程工况装置的用途、管路布置、装机位置、被输送气体性质(如清洁空气、烟气、含尘空气或易燃易爆气体)等。

② 根据柏努利方程式,计算输送系统所需的实际风压。考虑计算中的误差及漏风等未见因素而加上一个附加值,并换算成实验条件下的风压。

③ 根据所输送气体的性质与风压范围,确定风机类型。若输送的是清洁空气,或与空气性质相近的气体,可选用一般类型的离心通风机,常用的有 4-72 型、8-18 型和 9-27 型。

④ 把实际风量 Q (以风机进口状态计)乘以一安全系数,即加上一个附加值,并换算成实验条件下的风量。

⑤ 按实验条件下的风量和风压,从风机的产品样本或产品目录中的特性曲线或性能表选择合适的机号。

⑥ 根据风机安装位置,确定风机旋转方向和风口角度。

⑦ 若所输送气体的密度大于 1.2kg/m^3 时,则需核算轴功率。

4.7.1.5 离心通风机的全称

离心通风机的全称包括名称、型号、机号、传动方式、旋转方向、风口位置等六部分(见表 4.135~表 4.139)。

表 4.135 风机产品用途代号

用途类别	代 号		用途类别	代 号	
	汉 字	简 写		汉 字	简 写
一般通用通风换气、空气输送	通用	T (省略)	空气调节	空调	KT
防爆气体通风换气	防爆	B	降温凉风用	凉风	LF
防腐蚀气体通风换气	防腐	F	烧结炉烟气	烧结	SJ
高温气体输送	高温	W	空气动力	动力	DL
矿井主体通风	矿井	K	高炉鼓风	高炉	GL
矿井局部通风	矿局	KJ	转炉鼓风	转炉	ZL
锅炉通风	锅炉	G	柴油机增压	增压	ZY
锅炉引风	锅引	Y	煤气输送	煤气	MQ
船舶锅炉通风	船锅	CG	化工气体输送	化气	HQ
船舶锅炉引风	船引	GY	热风吹吸	热风	R
工业炉通风	工业	GY	船舶用通风换气	船通	CT
排尘通风	排尘	C	谷物粉末输送	粉末	FM
煤粉吹送	烟粉	M	电影机械冷却烘干	影机	YJ
工业冷却水通风	冷却	L	石油炼厂气体输送	油气	YQ
微型电动吹风	电动	DD	天然气输送	天气	TQ
纺织工业通风换气	纺织	FZ	冷冻用	冷冻	LD
隧道通风换气	隧道	SD			

表 4.136 离心通风机名称型号表示举例

名 称	型 号		说 明
	型 式	品 种	
(通用) 离心通风机	4-72	No.20	一般通风换气用, 该系列通风机的压力系数为 0.4, 比转数为 72, 叶轮外径为 2000mm, 用途(通用)二字及符号 T 均省略
(通用) 离心通风机	4-2×72	No.20	通风机叶轮为双吸入结构形式, 其他参数同第 1 条
矿井离心通风机	K4-2×72	No.20	矿井主扇通风用, 其他参数同第 2 条
防爆离心通风机	B4-72	No.20	防爆通风换气用, 其他参数同第 1 条
(通用) 离心通风机	4-72I	No.20	与 4-72 型机同的另一型(系列)产品, 其他参数同第 1 条
(通风) 离心通风机	4-72-1	No.20	对原 4-72 型产品有重大修改, 为便于区别加用“-1”设计顺序号表示, 其他参数同第 1 条
空调离心通风机	KT11-74	No.5	用于空调通风, 该系列通风机的压力系数为 1.1, 比转数为 74, 叶轮外径为 500mm
空调离心通风机	KT11-2×74	No.5	二个叶轮并联结构, 其他参数同第 7 条

表 4.137 离心通风机的传动方式

代 号	A	B	C	D	E	F
传动方式	无轴承电机直联传动	悬臂支承皮带轮在轴承中间	悬臂支承皮带轮在轴承外侧	悬臂支承联轴器传动	双支承皮带轮在外侧	双支承联轴器传动

表 4.138 叶轮旋转方向

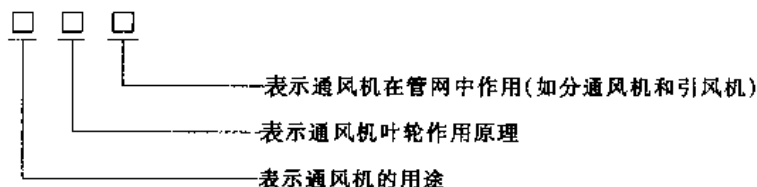
代 号	代 表 意 义
右	从原动机一端正视叶轮旋转为顺时针
左	从原动机一端正视叶轮旋转为逆时针

表 4.139 风口位置

基本出风口位置	表示方法	右 0°	右 45°	右 90°	右 135°	右 180°	右 225°	右 270°	(右 315°)
	表示方法	左 0°	左 45°	左 90°	左 135°	左 180°	左 225°	左 270°	(左 315°)
补充出风口位置		15°	60°	105°	150°	195°	(240°)	(285°)	(330°)
		30°	75°	120°	165°	210°	(225°)	(300°)	(345°)

注：括号内数字一般未采用。

① 名称：包括用途、作用原理和在管网中的作用等三部分，多数产品的“第三部分”不作表示。



② 型号：由形式和品种组成。

形式又由通风机用途代号、压力系数、比转数和设计顺序号组成：

形 式	品 种

注：1. 用途代号按表 4.135 的规定。

2. 压力系数采用一位整数（四舍五入）。个别前向叶轮的的压力系数大于 1.0 时，用两位整数表示。若为两个叶轮串联结构形式，用 $2 \times$ 压力系数表示。

3. 比转数采用两位整数。若为两个叶轮并联结构，或一个叶轮双吸入结构，则用 $2 \times$ 比转数表示。

4. 当产品形式中产生重复代号或派生型时，则在比转数后注有序号，采用罗马数字 I、II……等表示。

5. 设计顺序号用阿拉伯数字 1, 2, 3……表示。供对该型产品有重大修改时用。若性能参数、外形尺寸、地基尺寸、易损件均无变更，则不使用设计顺序号。

6. 机号——为叶轮外径的 d_m 数。

风口位置分进气口方向与出气口方向，按叶轮旋转方向区别，写法是：右（左）进气口角度 \times 出气口角度，基本出气口方向为 8 个，特殊用途的可增加补充。基本进气口方向为 5 个：0°、45°、90°、135°、180°，特殊用途例外；若不装进气室的风机，则进气口方向可不予表示，风口方向写法是：右（左）出风口角度。

【例】Y 4-73—11No18D 左 0°，该风机型号意义如下：

Y——锅炉引风机；

4——最高效率点的压力系数 0.437×10 后取整的值；

73——风机的比转数 $n_y = 73$ ；

11——“十位”数字 1 代表单吸，“个位”数字 1 代表第一次设计；

No18——表示叶轮外径 $D_2 = 1800\text{mm}$ ，即机号为 18；

D——单支架悬臂支承，联轴器传动；

左——代表叶轮旋转方向，左表示从原动机一端正视叶轮旋转为逆时针；

0°——表示风机出口位置在水平方向。

4.7.1.6 风机选择示例

(1) 选择条件

某送风系统输送 60℃ 的热空气，风量为 $11500\text{m}^3/\text{h}$ ，要求风压为 $200\text{mmH}_2\text{O}$ (2kPa)。当地的大气压强值为 94kPa，试选择叶轮向右旋转，出风口位置为 90° 的风机，并配用电机。

(2) 选择计算

根据工况要求的风量和风压, 考虑附加值, 即:

$$Q = 1.05 \times 11500 = 12075 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$p = 1.1 \times 200 = 220 \text{ mmHg} = 2156 \text{ Pa}$$

将使用工况状态下的风量和风压换算为实例标准状态下的风量和风压分别为:

$$Q_{20} = Q = 12075 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\begin{aligned} p_{20} &= p \times \frac{101325}{p_a} \times \frac{t + 273}{293} \\ &= 2156 \times \frac{101325}{94 \times 10^3} \times \frac{60 + 273}{293} \\ &= 2641.3 \text{ Pa} \end{aligned}$$

(3) 选择型号

查离心式风机性能表 4.140, 可选 4-72-11No5 型风机, 当转速 $n = 2900 \text{ r/min}$ 时, 序号 5 的工况点参数值为: 全风压 = 2792 Pa, 风量 = 12128 m^3/h , 适合该送风系统的使用工况。

表 4.140 4-72、B4-72 型离心通风机性能表 (摘录)

机号	转速 r/min	全风压 Pa	风量 m^3/h	出风口方向	电动机		传动 方式	外形尺寸 (长×宽×高) mm	质量 (不带电机) kg
					型 号	功率 kW			
5	2900	3187	7728	0~225° 间隔 22.5°	Y160M2-2 (B35)	15	A	406×809×981	90
		3145	8855						
		3074	9928						
		2962	11054						
		2792	12128						
		2567	13255						
		2335	14328						
		2019	15455						
5	1450	790	3864		Y100L1-4 (B35)	2.2	A		90
		780	4427						
		762	4964						
		735	5527						
		693	6064						
		637	6628						
		580	7164						
		502	7728						

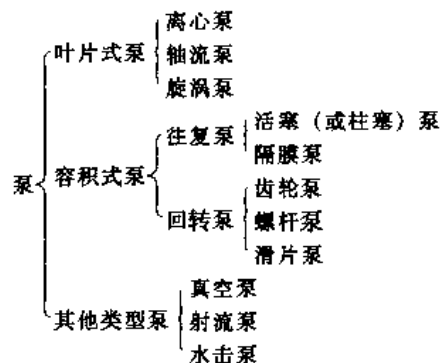
该型号的全称为: 一般用途离心通风机 4-72-11NoD 右 90°所配电动机型号为 Y160M2-2, 电机功率为 15kW。

4.7.2 泵的分类与选择

选择泵时, 首先要考虑应使其满足工艺要求, 并考虑结构简单, 操作方便; 运转可靠, 使用寿命长; 性能良好, 效率高, 并符合装置的运转特性; 零部件互换性高, 容易更换, 维修方便; 价格低廉等因素。选择的内容主要是确定泵的形式、台数、规格、转速以及与之配套的原动机的功率。

4.7.2.1 泵的分类

① 按工作原理 分为:



② 按被输送液体的性质 分为水泵、耐腐蚀泵、油泵、杂质泵等。

③ 按液体被吸入的方式 分为单吸泵和双吸泵。

④ 按一台泵内叶轮的数目 分为单级泵和多级泵。

⑤ 按泵轴的位置 分为卧式泵和立式泵。

⑥ 按轴承支承的位置 分为悬臂泵和两端支承泵。

⑦ 按泵产生的压力分

a. 低压泵：压力在 2MPa 以下；

b. 中压泵：压力在 2~6MPa 范围内；

c. 高压泵：压力在 6MPa 以上。

各种类型的泵已有系列产品提供，可查阅有关的产品样本或产品目录。

4.7.2.2 系的特点及适用范围

叶片泵和容积式泵的特点见表 4.141。各种泵的适用范围简述如下，并参见图 4.94~图 4.95。

表 4.141 泵特点简介

指 标	叶 片 式			容 积 式	
	离 心 式	轴 流 式	旋 涡 式	活 塞 式	回 转 式
液体排出状态	流率均匀			有脉动	流率均匀
液体品质	均一液体（或含固体液体）	均一液体	均一液体	均一液体	均一液体
NPSHr, m	4~8	—	2.5~7	4~5	4~5
扬程（或排出压力）	范围大，低至~10m 高至~600m（多级）	2~20m	较高，单级可达100m以上	范围大，排出压力高，为 0.3~60MPa	
体积流量, m ³ /h	范围大，低至~5，高至~30000	较大，~60000	较小，0.4~2.0	范围较大，1~600	
流量与扬程关系	流量减小扬程增大，反之，流量增大，扬程降低	同离心式	同离心式，但增率和降率较大（即曲线较陡）	流量增减，排出压力不变。压力增减，流量几乎为定值（原动机恒速）	
构造特点	转速高，体积小，运转平稳，基础小，设备维修较易		与离心式基本上相同，叶轮较离心式叶片结构简单，制造成本低	转速低，能力（排量）小，设备外形庞大，基础大，与原动机联接较复杂	同离心式泵
流量与轴功率关系	依泵比转数而定。离心式泵当流量减少，轴功率减少	依泵比转数而定。轴流式泵当流量减少，轴功率增加	流量减少，轴功率增加	当排出压力一定时，流量减少，轴功率减少	同活塞式

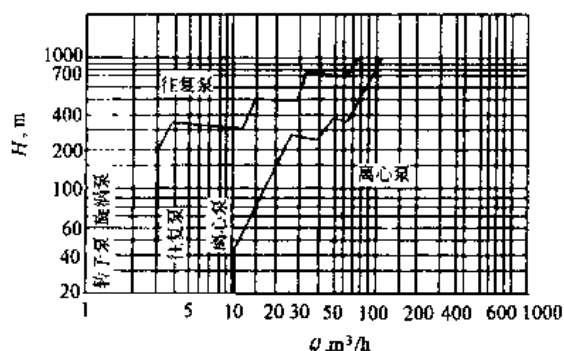


图 4.94 各种泵的工作范围

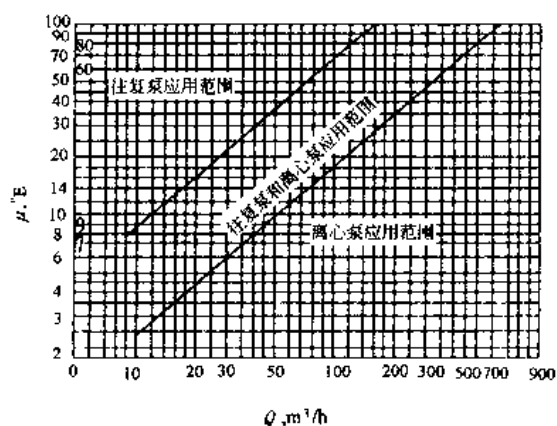


图 4.95 离心泵和往复泵适用的粘性介质范围

(1) 离心泵

① 输送温度下液体粘度不宜大于 650mm²/s，否则泵效率下降较大；

② 流量较大，扬程相对较低；

- ③ 液体中溶解或夹带的气体不宜大于 5% (体积);
- ④ 液体中含有固体颗粒时, 宜选用特殊离心泵 (例如泥浆泵);
- ⑤ 要求流量变化大、扬程变化小者, 宜选用平坦的 Q-H 曲线的离心泵; 要求流量变化小、扬程变化大者, 宜选用陡降的 Q-H 曲线的离心泵。

(2) 旋涡泵

① 输送温度下液体粘度不大于 $35\text{mm}^2/\text{s}$ 、温度不大于 110°C 、流量较小、扬程较高、Q-H 曲线要求较陡者。

② 液体中允许含有约 5% (体积) 气体。

③ 要求自吸时, 可选用自吸型旋涡泵。

(3) 容积式泵

① 输送温度下液体粘度高于 $650\text{mm}^2/\text{s}$ 者。

② 流量较小且扬程高的, 宜选用往复式。

③ 液体中气体含量允许稍大于 5% (体积)。

④ 液体需要准确计量时, 可选用柱塞式计量泵, 液体要求严格不漏时, 可选用隔膜计量泵。

⑤ 润滑性能差的液体不应选用齿轮泵和三螺杆泵, 可选用往复泵。

⑥ 流量较小, 温度较低、压力要求稳定的, 宜选用转子泵或双螺杆泵。

4.7.2.3 系的主要性能参数

(1) 流量 Q

泵在单位时间内抽吸或排送液体的体积数。一般以 m^3/h 或 L/s 表示。

叶片式泵流量与扬程有关, 见泵特性曲线。泵的操作流量指泵的扬程流量性能曲线与管网系统需要扬程、流量曲线交点处流量值, 容积式泵流量与扬程无关, 几乎为常数。

(2) 泵的扬程指泵输送单位量液体由泵进口至出口的能量增加值, 它包括液体静压头、速度头和几何位能等能量增加值总和, 由式 (4.27) 确定。

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\gamma} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + Z_2 - Z_1 \quad \text{m 液柱} \quad (4.27)$$

此项指标由泵制造厂提供的样本或说明书中可查得。

叶片式泵的扬程为流量的函数, 其关系见泵特性曲线。对容积式泵而言, 一般以排出压力表示, 它能自动适应管网系统所需压力的变化, 最高使用压力系由泵体结构设计限定, 排出压力变化时泵流量几乎不变。叶片式泵扬程单位一般为 m 液柱, 容积式泵排出压力的单位一般为 MPa。

(3) 必需气蚀余量 (NPSHr)

泵在运转中, 若某过流部分的局部区域 (通常是叶轮叶片进口稍后的某处), 因为某种原因, 抽送液体的绝对压力下降到当时温度下的汽化压力时, 液体便在该处开始汽化, 产生蒸汽, 形成气泡。这些气泡随液体向前流动, 至某高压处时, 气泡周围的高压液体, 致使气泡急剧地缩小以至于破裂 (凝结)。在气泡凝结的同时, 液体质点将以高速填充空穴, 发生互相撞击而形成水击, 这种现象发生在固体壁上将使过流部件受到腐蚀破坏。上述产生气泡和气泡破裂使过流部件遭到破坏的过程就是泵中的气蚀过程。

为使泵在工作时不产生气蚀现象, 泵进口处必须具有超过输送温度下液体的汽化压力的能量, 使泵在工作时不产生气蚀现象所必须具有的富余能量——必需气蚀余量。必需气蚀余量, 国际上普遍称此为必需净正吸入头 (Req'd Net Positive Suction Head), 用 NPSHr 表示, 国内以前用 Δh_r 表示, 目前 GB 3216—89 第 4.2.17 节已正式用 NPSHr 表示必需气蚀余量, 并规定由设计制造时给出。

必需气蚀余量是泵本身具有的一种特性, 一般由泵厂通过试验测定。如果没有泵的 NPSHr 测试值, 离心泵的必需气蚀余量可按式 (4.28) 估算。

$$\text{NPSHr} = 10 \left(\frac{n \sqrt{Q}}{C} \right)^{1.33} \quad (4.28)$$

式中 n 为泵轴转速, r/min ; Q 为输送温度下液体流量, m^3/s (双吸为 $\frac{1}{2}Q$); C 为气蚀比转数, 可近似地按表 4.142 确定。

(4) 功率和效率

① 有效功率 单位时间内泵对液体所作的功, 见式 (4.29)、(4.30)。

对叶片式泵:

$$P_0 = \frac{QH\rho}{102} \quad (4.29)$$

表 4.142 离心泵的汽蚀比转数 C 值

$Q, \text{m}^3/\text{h}$	6	20	60	100	150	200	300	>300
C 值 $\left(\frac{n=2900}{r/\text{min}}\right)$	400~450	550~600	750~800	900~1000	1000~1100	1100~1200	1200~1300	1250~1350
C 值 $\left(\frac{n=1450}{r/\text{min}}\right)$	—	—	—	550~600	650~700	700~750	750~850	850~1000
泵的比转数 n_s	50~70			71~80		81~150		151~200
C 值	600~750			800		800~1000		1000~1200

注：对大直径多级离心泵应取下限值。

对容积式泵：

$$P_0 = \frac{(p_d - p_s) \times 10^5 Q}{102} \quad (4.30)$$

式中 P_0 为泵的有效功率, kW; Q 为输送温度下泵的流量, m^3/s ; H 为扬程, m; ρ 为输送温度下流体的密度, kg/m^3 ; p_d 为泵出口压力, MPa; p_s 为泵入口压力, MPa。

② 效率 η 泵效率是指泵的有效功率 P_0 与泵输入功率 P 之比, 见式 (4.31)。

$$\eta = \frac{P_0}{P} \times 100\% \quad (4.31)$$

② 轴功率 P 由原动机传给泵的功率, 见式 (4.32)、(4.33)。

对叶片式泵：

$$P = \frac{QH\rho}{102\eta} \quad (4.32)$$

对容积式泵：

$$P = \frac{(p_d - p_s) \times 10^5 Q}{102\eta} \quad (4.33)$$

泵样本给出的功率和效率都是用清水试验得出的, 当液体为烃类或其他化工品时, 应按照性能换算方法校正 Q 、 H 、 η 、 NPSHr 值。

泵效率与泵类型、泵能力大小有关。一般为：

活塞式	大型	85%~88%	小型	75%~85%
离心式	大型	约 85%	中型	约 75%
	小型	约 70%		
旋涡式		30%~40%		

泵输送粘稠液体时效率下降。

④ 驱动机的配用功率 P'

$$P' = K \frac{P}{\eta_i} \quad (4.34)$$

式中 η_i 为泵传动装置效率, 见表 4.143; K 为功率裕量系数, 见表 4.144~表 4.145。

⑤ 驱动机的额定功率 驱动机的额定功率应不小于驱动机的配用功率。

表 4.143 传动装置效率 η_i

传动方式	直联传动	平带传动	V 带传动	齿轮传动	蜗杆传动
η_i	1.0	0.95	0.92	0.9~0.97	0.70~0.90

表 4.144 离心泵的功率裕量系数 K

驱 动 机	电 动 机			汽 轮 机
轴功率 P , kW	≤ 18.5	22~55	≥ 75	全部
K	1.25	1.15	1.10	1.10

注：旋涡泵、轴流泵、混流泵及转子泵的功率裕量系数可参考本表。

表 4.145 往复泵的功率裕量系数 K

驱 动 机	电 动 机					蒸汽原动机			
轴功率 P , kW	≤ 2	≤ 6	≤ 10	≤ 20	> 20	≤ 0.75	≤ 1.5	≤ 4	> 4
一般泵	2	1.5	1.25	1.15	1.10	2	1.5	1.2	1.15
计量泵	2	2	1.5						

(5) 比转数 n_s

比转数 n_s 是泵的一个综合性参数, 比转数的大小与叶轮形状和泵性能曲线形状有密切关系。比转数按式 (4.35) 计算。

$$n_s = \frac{3.65 n \sqrt{Q}}{H^{3/4}} \quad (4.35)$$

式中 Q 为流量, m^3/s ; H 为扬程, mH_2O ; n 为转速, r/min 。

4.7.2.4 泵的选用参数的确定

(1) 介质物性参数

输送条件下介质的物性将对泵的流量、扬程、功率、必需气蚀余量、结构、材料、操作和使用等方面产生影响, 是选泵时需要考虑的重要因素。主要物性参数有介质的名称、相对密度、粘度、组成、化学腐蚀性能、气体或固体(粒度)含量、蒸汽压等。

(2) 工艺参数

① 流量 设计化工厂装置时, 由于考虑发展和适应不同要求等因素, 总工艺方案一般均要求装置留有一定富裕能力。在选泵时, 应按设计要求达到的能力确定泵的流量, 并使之与其他设备能力协调平衡。另一方面, 泵的流量的确定也应考虑适应不同原料或不同产品要求等因素。所以在确定泵的流量时, 应该综合考虑两点, 即装置的富裕能力及装置内各设备能力的协调平衡, 工艺过程影响流量变化的范围。

工艺设计给出泵的流量一般包括正常、最小、最大三种流量, 已考虑了上述因素。因此, 选泵时通常可直接采用最大流量。如给不出最大流量值时, 取正常流量的 1.1 倍。

② 扬程 同样由于上述原因, 此外还考虑到工艺设计中管路系统(包括设备)压力降计算比较复杂, 泵的扬程需要留有适当的余量, 一般为正常需要扬程的 1.05~1.1 倍。实际上, 如果有现场实际数据, 应尽可能采用。使选定的扬程不仅能满足过程在正常条件下的需要, 也能满足过程在特殊条件下的需要。介质液面高于泵中心者, 应取最低液面; 介质液面低于泵中心者, 也应取最低液面。

③ 温度 确定工艺过程中介质的正常、最高或最低输送温度(低温泵)。

④ 装置的(系统的)有效气蚀余量 装置的有效气蚀余量应该大于泵所需要的允许气蚀余量。对进口侧物料处于减压状态或其操作温度接近于汽化条件时, 泵的气蚀安全系数宜取较大值, 如减压塔的塔底泵的气蚀安全系数至少取 1.3。

⑤ 操作时间 确定操作周期及操作方式(连续或间隙)。

⑥ 现场条件 根据泵所在位置确定其环境温度、相对湿度、海拔高度、防爆区域及防爆等级。

4.7.2.5 泵的选择

(1) 泵类型的选择

根据装置所需的流量和扬程, 按泵的分类及适用范围初步确定泵的类型。因离心泵结构简单, 输液无脉动、流量调节简单, 因此除离心泵难以胜任的场合外, 尽可能选用离心泵。

(2) 泵系列和材料的选择

泵的类型确定后, 就可以根据工艺装量参数和介质特性选择泵的系列和材料。

(3) 泵型号的确定

根据泵厂提供的样本及有关技术资料确定泵的具体型号(即泵的规格)。

① 容积式泵型号的确定 根据泵厂提供的样本及有关技术资料, 确定泵的型号。

a. 泵样本给出的流量 $[Q]$ 压力 $[p]$, 指容积式泵输出的最大流量和最大出口压力。

b. 工艺参数给出泵的额定流量 Q 和出口量大压力 p 。

c. 选型判据: 符合以下条件者为初步确定的泵型。

流量 $Q \leq [Q]$, Q 愈接近 $[Q]$, 愈合理;
压力 $p \leq [p]$, p 愈接近 $[p]$, 愈合理。

d. 校核泵的气蚀余量, 要求 $\text{NPSHr} < \text{NPSHa}$, 如气蚀余量不合乎要求, 应采取以下措施: 降低泵的安

装高度,以提高 $NPSH_a$ 值;或要求泵厂采取措施;以降低 $NPSH_r$ 值。

e. 当符合以上条件的泵不止一种时,应选择泵效率高、价格廉、可靠性好的泵。

② 离心泵型号的确定与容积式泵基本相同 工艺参数给出额定流量 Q 和额定扬程 H , 对粘性介质或含颗粒介质需换算成输送清水时的流量和扬程。然后再查泵系列型谱图,得出初步选择的泵型号。查该型号的性能曲线,校核泵的额定工作点是否落在泵的高效工作区内;同时还应校核泵的气蚀余量。当不能满足时,可采用降低泵的安装高度或减小吸入管路的阻力,以提高 $NPSH_a$ 值,或要求泵厂采取措施(如加诱导轮、入口处打磨等),以降低 $NPSH_r$ 值。当符合以上条件的泵不止一种时,应选择泵效率高、价格廉、可靠性好的泵。

4.7.2.6 常用化工用泵的技术特性

表 4.146 编入了常用化工用泵产品的技术特性。具体选用时应按泵厂实际提供的资料,确定泵的产品规格、技术参数及安装尺寸。

表 4.146 常用化工用泵产品的技术特性

名称	型号	流量 m^3/h	扬程 m	温度 $^{\circ}C$	适用介质	生产厂	备 注
化 工 流 程 泵 (卧 式 泵)	IH	6.3~400	5~125	-20~105	腐蚀性、化工 介质		联合设计符合 ISO2858
	AF	6.3~400	5~125	-20~105	腐蚀性、化工 介质	沈阳水泵厂 沈阳工业泵厂	F 型泵改进
	SJA	5~900	17~220	-45~450	腐 蚀 性、化 工、石化介质	沈阳水泵厂	引进技术按 API610 制造
	DSJII	95~280	38~280	-45~450		沈阳水泵厂	
	GSJH	7.5~280	80~330	-45~450		沈阳水泵厂	
	CZ	5~2000	3.2~160	-80~300		大连耐酸泵厂	引进技术符合 ISO2858
	ZA	2~2100	2~250	-80~450		大连耐酸泵厂	引进技术按 API610 制造
	RPK	3.5~700	7~200	-45~400		上海水泵厂	引进技术按 API610 制造
	CPK	7.5~1580	5.2~135	-70~400		上海水泵厂	
	Y (含 YS、 DY)	2~600	32~600	-20~400	石油产品等		联合设计
	AY	2~600	32~330	-45~420		沈阳水泵厂 沈阳工业泵厂	Y 型泵改进
	HY	1~200	15~220	-40~450		北京水泵厂 上海水泵厂	
	MPH	0.6~7.2	20~138	-20~400		沈阳工业泵厂	小流量,高扬程泵
	YD	3.6~15	140~450	-20~400		沈阳工业泵厂	
	AH (R)	10~1368	5~61	≤ 80	各类酸、碱、 腐蚀性、磨蚀性 介质,含固率可 达 60%	石家庄水泵厂	引进技术
	LC LC-B	5~2200	10~60	≤ 120	各类酸、碱、 腐蚀性、磨蚀性 介质、浆料、泥 浆、大颗粒固体 悬浮液	湖北 525 厂	引进技术 磷复肥专用泵
液 下 泵	DHY	3~400	3~56	-20~125	腐蚀性介质, 化工及石油化工 液态产品	大连耐酸泵厂	
	YH	3.6~160	5~125	-20~200	含少量固体颗 粒及结晶物的介 质	昆明水泵厂	磷复肥专用泵

续表

名称	型号	流量 m ³ /h	扬程 m	温度 ℃	适用介质	生 产 厂	备 注
液 下 泵	YPL	2~180	20~50	≤80	强磨蚀、腐蚀性浆状液体	昆明水泵厂	磷复肥专用泵
	PLC	30~1000	10~50	≤120	各类酸、碱、腐蚀性、磨蚀性介质、浆料、泥浆、大颗粒固体悬浮液	湖北 525 厂	磷复肥专用泵
	SP (R)	17.3~289	4~36	≤80	各类酸、碱腐蚀性、磨蚀性介质, 含固率可达 40 %	石家庄水泵厂	引进技术 SP—耐磨金属衬里 SPR—橡胶衬里
筒形泵	TTMC	5~800	10~800	-180~180	腐蚀性介质、化工、石化介质	大连耐酸泵厂	引进技术
	YT	6~30	400~1200	-20~400	石油产品等	沈阳水泵厂	
管道泵	YG	5~360	20~150	-20~200		北京水泵厂	
锅炉给水泵	DG36、ZDG	28.8~155	350~300	≤110	锅炉给水	沈阳水泵厂	
	DG45、85、150	36~180	40~1050	≤160		沈阳水泵厂	
	GC	6~20	6~270	≤110		武汉水泵厂	
清水泵	IS	6.3~400	5~125	≤80	用于工业和城市给水、排水		联合设计 符合 ISO2858
	S、Sh	80~2000	10~112	≤80		新达机械总厂 昆明水泵厂 长沙水泵厂 北京水泵厂	双吸泵
计量泵	J、ZJ 型 柱塞式	0.0002~30	≤50MPa	-30~100	不含固体颗粒的腐蚀性、非腐蚀性介质、非腐蚀性介质, 粘度范围 0.3 ~ 800mm ² /s	重庆水泵厂 本溪水泵厂	重庆水泵厂另有悬浮液 XF、高粘度 GN、高温 R 等派生型计量泵
	J、ZJ 型 隔膜式	0.0005~20	≤16MPa	-30~100			
旋涡泵	W、WX、WZ、WF	0.36~17	15~132	-20~80	粘度低于 37.4 mm ² /s 的液体	朝阳水泵厂 保定水泵厂 佛山水泵厂 天津耐酸泵厂	
螺 杆 泵	单 螺 杆 泵	G	0.08~46	≤1.2MPa	粘度 ≤200 Pa·s 的介质	天津工业泵厂 宁波工业泵厂 杭州水泵总厂	联合设计
		GL、GZ	0.63~65	≤3MPa	<橡胶允许温度	兰州水泵厂	
	双 螺 杆 泵	2GCS、2GS	10~550	≤1.4MPa	介质粘度为, 1~1500mm ² /s, 减速工作时粘度可达 10mm ² /s	天津工业泵厂	引进技术
	三 螺 杆 泵	3G	0.2~160	≤4MPa	介质粘度 3~760mm ² /s, 采用 3GN 型, 可达 15000mm ² /s	天津工业泵厂 南京工业泵厂	
		SN	0.24~320	≤4MPa	≤80~150	天津工业泵厂	引进技术
齿 轮 泵	KCB、YCB	0.6~48	≤2.55MPa	≤60	不含固体颗粒无腐蚀性的油类	泊头市齿轮泵总厂	
	KCB、2CY	1.08~120	≤2.55MPa	≤60		浙江仙居机械厂	
	CN(R)	0.6~71	≤6.3MPa	0~350	粘度 100Pa·s 以下的介质	重庆水泵厂	内啮合齿轮泵

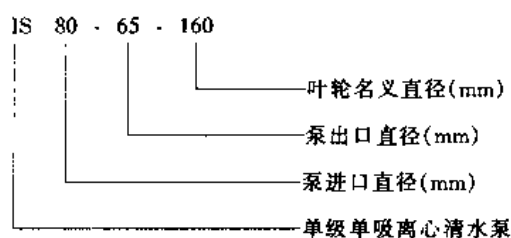
续表

名称	型号	流量 m^3/h	扬程 m	温度 $^{\circ}C$	适用介质	生产厂	备注
旋 转 活 塞 泵	XHD(S)	2.5~100	0.6~2.5 MPa	≤ 140	粘度 0.2 ~ 10Pa·s 的介质	本溪第二水泵厂	
	XHA, XHB	0.5~175	1~4MPa	≤ 200		北京化工机械厂	
屏 蔽 泵	F、R、B、 K、S、D、 X	0.1~400	10~240	-70~380	不能泄漏的 易燃、易爆、腐 蚀性、有毒介质	大连屏蔽电泵厂	引进技术
	P	0.65~240	9.5~100	-35~350		沈阳水泵厂	
磁 力 泵	C	≤ 200	≤ 125	≤ 90		大连屏蔽电泵厂	
	CF	≤ 120	≤ 125	≤ 80		长春工业泵厂	
	CQ	0.2~50	1.2~80	≤ 80		天津耐酸泵厂 温州白泉工业泵厂 温州工料所实验一厂	
	CSB	1~30	3~25	≤ 50		太仓市磁力驱动泵 厂	氟塑料泵
	IM	≤ 100	≤ 80	≤ 80			金属泵
非 金 属 离 心 泵	IHF	3.6~200	5~100	-30~150	不含固体颗 粒的腐蚀性介 质	江苏省靖江市氟合 金泵厂	材料: 氟塑料合金符合 ISO2858
	IHF	5~200	5~50	-30~150		湖南省娄底地区机 械厂 无锡山北耐腐蚀设 备厂	材料: F46 符合 ISO2858
	IH	5~100	5~50	-30~150		浙江省平阳县化机 总厂	材料: 氟塑料合金符合 ISO2858
	IHS	3.6~50	16~32	< 100		上海汇丰耐腐蚀泵 制造公司	材料: 增强聚丙烯、超高分 子量聚乙烯
	FSZ	5~220	20~50	≤ 80		江苏宜兴张泽化工 设备厂	材料: F46、超高分子量、 聚乙烯
	FP、FV	4~50	11~30	-40~135		常州市长江耐腐蚀 设备厂	材料: 增强聚丙烯、 PVDF
	FPZ、FVZ	4~100	11~40	-40~135			
	KFJ	5~120	20~32	≤ 80		江苏省江阴解放机 械厂 上海化工装备所	衬各类橡胶
	HTB	10~400	20~50	80	腐蚀性介质、 含固体颗粒介质	宜兴非金属化机厂	材料: 陶瓷
	FC	12.5~100	20~80	80		江西德胜耐酸泵厂	材料: 陶瓷
	S	2~100	12.5~50	0~100	不含固体颗 粒的腐蚀性介 质	浙江省嘉善玻璃钢 总厂	材料: 酚醛玻璃钢
	FS	3.6~100	12~60	0~100		沈阳耐酸泵总厂	材料: 玻璃钢
	SL	3.2~12.5	12.5~32	0~100	同管道泵	浙江省嘉善玻璃钢总厂	材料: 酚醛玻璃钢
液 下 泵	HYF	1.5~50	10~50	-30~120	不含固体颗 粒的腐蚀性介 质	江苏靖江氟合金泵 厂	材料: 氟塑料合金
	FYS	1.8~120	12.5~36	-5~105		上海汇丰耐腐蚀泵 制造公司	材料: 增强聚丙烯、氟塑 料

4.7.2.7 IS 型单级单吸离心泵

IS 型单级单吸离心泵是取代原 BA 型、B 型泵的更新换代产品。可供输送清水及物理、化学性质类似于水的液体。液体最高温度不超过 80℃。泵的性能范围为: 流量 6.3~400 m^3/h , 扬程 5~125m。

(1) 型号标志示例



(2) IS 型单级单吸离心泵工作性能 (见表 4.147)

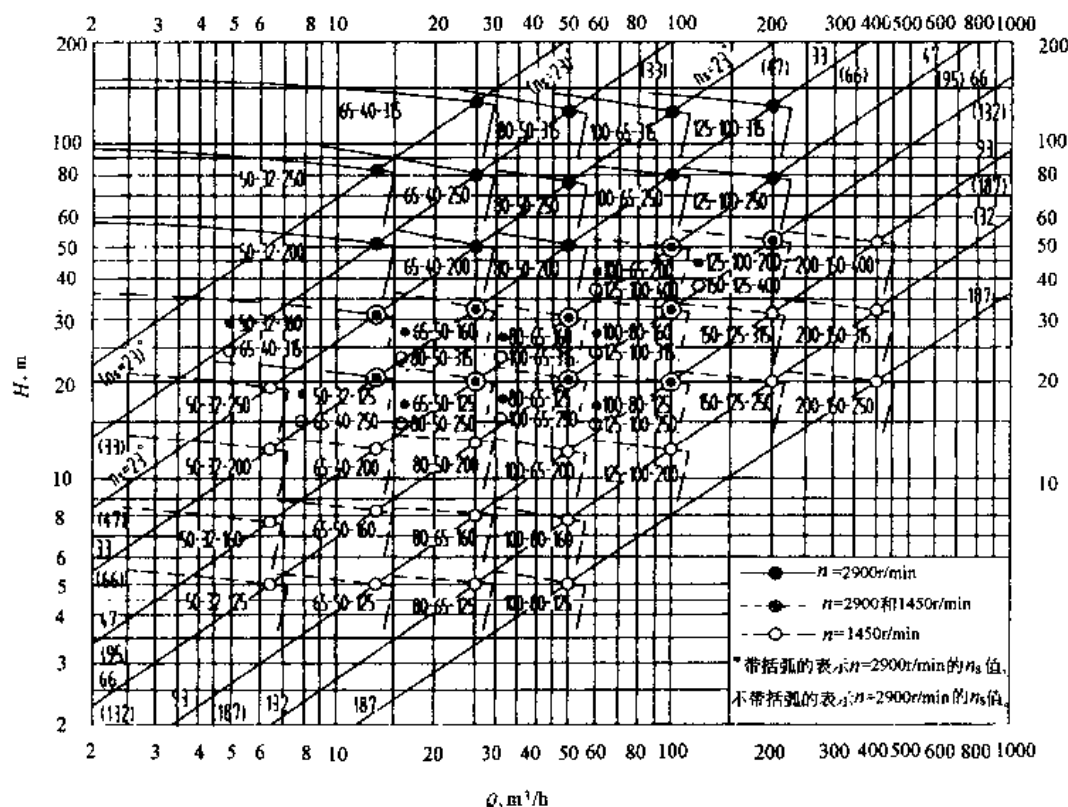
表 4.147 IS 型单级单吸离心泵工作性能表

型 号	流量 Q		扬程 H, m	转速 n r/min	功率 N, kW			效率 η %	允许气蚀 余量 Δh m
	m^3/h	L/s			轴功率	电机型号	配带功率		
IS50-32-125	6.3	1.75	5	1450	0.16	Y801-4	0.55	54	2.0
IS50-32-160			8		0.28	Y801-4	0.55	48	2.0
IS50-32-200			12.5		0.51	Y802-4	0.75	42	2.0
IS50-32-250			20		1.07	Y90L-4	1.5	32	2.0
IS65-50-125	12.5	3.47	5	1450	0.27	Y801-4	0.55	64	
IS65-50-160			8		0.45	Y802-4	0.75	60	2.0
IS65-40-200			12.5		0.77	Y90S-4	1.1	55	2.0
IS65-40-250			20		1.48	Y100L ₁ -4	2.2	46	2.0
IS65-40-315			32		2.94	Y112M-4	4	37	2.5
IS80-65-125	25	6.94	5	1450	0.48	Y802-4	0.75	71	2.5
IS80-65-160			8		0.79	Y90L-4	1.5	69	2.5
IS80-50-200			12.5		1.31	Y100L ₁ -4	2.2	65	2.5
IS80-50-250			20		2.27	Y100L ₂ -4	3	60	2.5
IS80-50-315			32		4.19	Y132S-4	5.5	52	
IS100-80-125	50	13.88	5	1450	0.91	Y90S-4	1.5	75	2.5
IS100-80-160			8		1.45	Y100L ₁ -4	2.2	74	2.5
IS100-65-200			12.5		2.33	Y112M-4	4	73	2.0
IS100-65-250			20		4.0	Y132S-4	5.5	68	2.0
IS100-65-315			32		6.92	Y160M-4	11	63	2.0
IS125-100-200	100	27.77	12.5	1450	4.48	Y132M-4	7.5	76	2.5
IS125-100-250			20		7.17	Y160M-4	11	76	2.5
IS125-100-315			32		11.9	Y160L-4	15	73	2.5
IS125-100-400			50		21.9	Y200L-4	30	65	2.5
IS150-125-250	200	55.55	20	1450	11.71	Y1801M-4	18.5	80	3.0
IS150-125-315			32		22.08	Y200L-4	30	79	2.5
IS150-125-400			50		36.3	Y225M-4	45	75	2.8
IS200-150-250	400	111.1	20	1450	26.6	Y225S-4	37	82	
IS200-150-315			32		42.5	Y250M-4	55	80	3.5
IS200-150-400			50		67.2	Y280M-4	90	76	3.8
IS50-32-125	12.5	3.47	20	2900	1.13	Y90L-2	2.2	60	2.2
IS50-32-160			32		2.02	Y100L-2	3	54	2.0
IS50-32-200			50		3.54	Y132S ₁ -2	5.5	48	2.0
IS50-32-250			80		7.16	Y160M ₁ -2	11	38	2.0

续表

型 号	流量 Q		扬程 H, m	转速 n r/min	功率 N, kW			效率 η %	允许气蚀 余量 Δh m
	m^3/h	L/s			轴功率	电机型号	配带功率		
IS65-50-125	25	6.94	20	2900	1.97	Y100L-2	3	69	2.0
IS65-50-160			32		3.35	Y132S ₁ -2	5.5	65	2.0
IS65-40-200			50		5.67	Y132S ₂ -2	7.5	60	2.0
IS65-40-250			80		10.89	Y160M ₂ -2	15	53	2.0
IS65-40-315			125		21.3	Y200L ₁ -2	30	40	2.5
IS80-65-125	50	13.88	20	2900	3.63	Y132S ₁ -2	5.5	75	3.0
IS80-65-160			32		5.97	Y132S ₂ -2	7.5	73	2.5
IS80-50-200			50		9.87	Y160M ₂ -2	15	69	2.5
IS80-50-250			80		17.3	Y180M-2	22	63	2.5
IS80-50-315			125		31.5	Y200L ₂ -2	37	54	2.5
IS100-80-125	100	27.77	20	2900	7.00	Y160M ₁ -2	11	78	4.5
IS100-80-160			32		11.2	Y160M ₂ -2	15	78	4.0
IS100-65-200			50		17.9	Y180M-2	22	76	3.6
IS100-65-250			80		30.3	Y200L ₂ -2	37	72	3.8
IS100-65-315			125		51.6	Y280S-2	75	66	3.6
IS125-100-200	200	55.55	50	2900	33.6	Y225M-2	45	81	4.5
IS125-100-250			80		55.9	Y280S-2	75	78	4.2
IS125-100-315			125		90.8	Y315S-2	110	75	4.5

(3) IS型单级单吸离心泵型谱图 (见图 4.96)



(4) 选择示例

① 选择条件 某工厂供水系统由清水池往水塔充水 (如图 4.97 所示)。清水池最高水位标高为 112.00m, 最低水位为 108.00m, 水塔地面标高为 115.00m, 最高水位标高为 140.00m。水塔容积为 30m^3 , 要求 1h 内充满水。已知吸水管路水头损失 $H_{f1} = 1.0\text{m}$, 压水管路水头损失 $H_{f2} = 2.5\text{m}$ 。

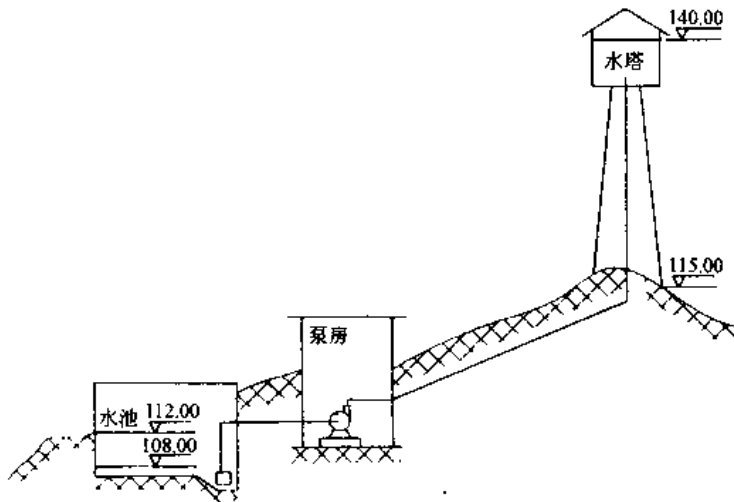


图 4.97 水塔充水工况

② 选择计算 选择水泵的参数值应按工况要求的最大流量和最大扬程再乘以附加安全系数的数值为依损。附加值取 10%，即：

泵的流量：

$$Q = 1.1 Q_{\max} = 1.1 \times 30 = 33\text{m}^3/\text{h} = 9.15\text{L/s}$$

泵的扬程

$$\begin{aligned} H &= 1.1 H_{\max} = 1.1 \times [(140 - 108) + H_{f1} + H_{f2}] \\ &= 39.05\text{mH}_2\text{O} = 0.39\text{MPa} \end{aligned}$$

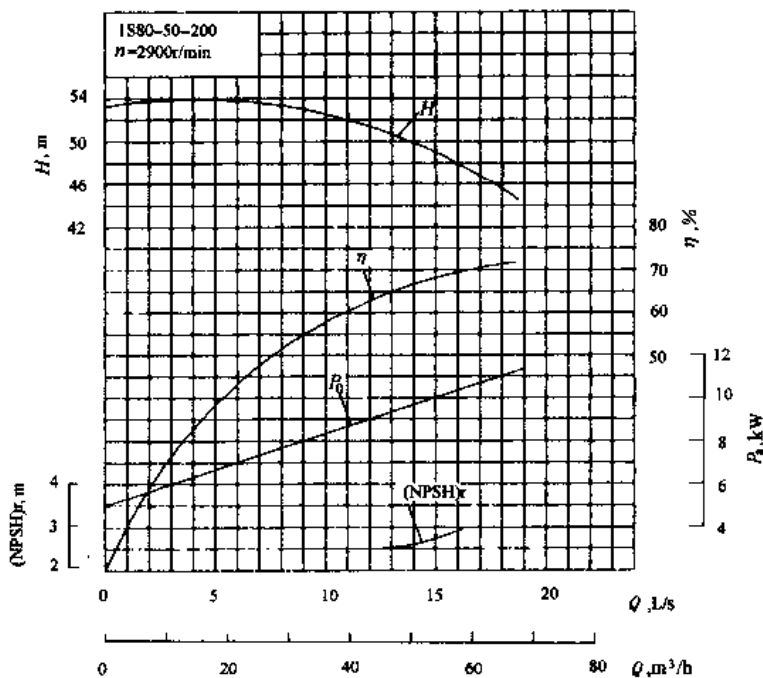


图 4.98 IS80-50-200 型清水泵特性曲线

③ 选择型号 清水泵的种类很多，其中，IS 型离心泵适于工矿企业、城市给水、排水和农田排灌，供

输送清水或物理、化学性质类似于清水的其他液体。它的性能范围：流量 Q 为 $6.3 \sim 400 \text{ m}^3/\text{h}$ ；扬程 H 为 $5 \sim 125 \text{ m}$ 。可知这类泵是适合的。查 IS 型泵型谱图得到具体型号为 IS80-50-200。转速 $n = 2900 \text{ r/min}$ 。进一步查该泵的特性曲线图 4.98 和性能表 4.147，可得该泵的主要参数：必需气蚀余量 $\text{NPSHr} = 2.5 \text{ m}$ ，效率 $\eta = 57\%$ 。轴功率为 8.2 kW ，所配电动机功率为 15 kW 。

参 考 文 献

- 1 国家医药管理局上海医药设计院编，化工工艺设计手册，第二版，北京：化学工业出版社，1996
- 2 国家医药管理局上海医药设计院编，化工工艺设计手册，第一版（修订），上册，北京：化学工业出版社，1989
- 3 刘道德等编著，化工设备的选择与工艺设计，长沙：中南工业大学出版社，1992
- 4 郭立君主编，泵与风机，北京：水利电力出版社，1986
- 5 庄骏，徐通明，石寿椿编，热管与热管换热器，上海：上海交通大学出版社，1989
- 6 化工设备设计全书编辑委员会，塔设备设计，上海：上海科学技术出版社，1988

第5章 化工装置布置与管道设计

5.1 概述

按照中国传统的化工设计体制,化工装置布置与管道设计属于化工工艺专业的工作范畴,但按照国际化工程公司的惯例,则将我国传统的化工工艺专业分为化工工艺、工艺系统、设备布置、管道布置、管道机械和管道材料等六个专业。这样的专业分类,有利于提高各领域的设计水平,有利于各领域的技术发展和进步,因此,国内大型设计院或工程公司都已采纳这样的专业分类体制。

化工装置布置与管道设计不仅仅是设备布置与管道布置这两个专业的工作任务,从某种意义上讲,它是化工工艺、工艺系统、化工设备、管道布置、管道机械、管道材料、电气、仪表、建筑、结构、消防、安全与工业卫生以及总图布置等各个专业技术人员工作的结晶,是一个系统工程。

本章将分别就设备布置、管道布置、管道材料和管道机械等四个专业对“化工装置布置与管道设计”进行叙述。

5.2 化工装置设备布置

5.2.1 设备布置设计依据

(1) 常用的设计标准和规范

- ① 《化工装置布置设计规定》HG 20546—92
- ② 《建筑设计防火规范》GBJ 16—87 (1997年局部修订条文)
- ③ 《石油化工企业设计防火规范》GB 50160—92 (1999年局部修订条文)
- ④ 《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》GB 50058—92
- ⑤ 《化工工程建设起重施工规范》HGJ 201—83
- ⑥ 《石油化工企业工艺装置设备布置设计通则》SHJ 11—89

(2) 设计基础资料

- ① 工程设计负责人提出的设计总体要求和设计基础数据以及用户提出的合理要求。
- ② 化工工艺工程师提出的工艺管道仪表流程图、设备一览表及定型设备和机泵的外形尺寸和质量、装置建议设备布置图。
- ③ 化工设备工程师提出的容器和换热器等非标设备图。
- ④ 装置在总图上的位置和允许占地尺寸,以及全年主导风向。
- ⑤ 仪表控制室、电气配电室和分析化验室的占地及位置尺寸。
- ⑥ 装置外主管廊的位置及走向。

5.2.2 设备布置图

(1) 初步设计(基础设计)设备布置图的内容

- ① 装置的界区范围。
- ② 装置界区内建、构筑物的形式、主要尺寸和结构。
- ③ 装置界区内全部设备按比例表示出它们的初步位置和高度,并标上设备位号。
- ④ 装置界区内管廊的初步走向和进出界区的管道方位、物流的方向。
- ⑤ 埋地冷却水管道进出界区的初步方位和走向。
- ⑥ 埋地或架空电气、仪表电缆进出界区的方位。
- ⑦ 确定本装置与其他装置的相对位置的装置界区坐标基准点。
- ⑧ 大型设备吊装的预留场地和空间。
- ⑨ 主要设备的检修空间、换热器抽芯的预留空间。
- ⑩ 装置界区内主要道路、通道的走向以及装置设计北向的标志。

(2) 施工图设计(详细设计)设备布置图的内容

除包括初步设计(基础设计)设备布置图的内容外还应增加以下内容。

- ① 装置界区内建、构筑物楼层标高。
- ② 设备的定位尺寸。

- ③ 设备的支承方式和支承点标高。
- ④ 管廊构架的顶面标高、走向和宽度。
- ⑤ 所有操作、维修平台、梯子位置。
- ⑥ 装置界区的控制室、配电室、生活间及辅助间, 注明其组成和名称。表示出各自的位置和尺寸。
- ⑦ 装置界区的道路等级和走向。
- ⑧ 装置界区内铺砌地面的范围和类型。
- ⑨ 大型设备吊装方案。
- ⑩ 建、构筑物门窗, 吊装孔和吊装梁。

(3) 装置设备布置图的术语

① 工厂范围 在工厂控制区域内, 包括若干工艺单元及公用工程和辅助生产设施, 如贮罐区、动力站、循环水、码头、办公楼等, 与厂区分开的取水设施或泵站区域也属于工厂范围的组成, 整个工厂范围通常用围墙围起来, 其边界线称为工厂的界区线。

② 界区范围 通常用于确定一个工艺单元或工艺单元以外设施的实际范围称界区范围。界区范围可以是一个单元、一个装置以至一个工厂的范围。

③ 装置范围 在工厂范围内一个完整的生产装置所包含的一个或多个单元占用的区域。

④ 单元范围 单元范围是指单个的或联合的工艺单元或公用工程设施。单元范围内由限定尺寸线所包围, 这些边界线称为单元界区线。每个单元范围内可进一步划分为不同编号的几个区域, 以便于设备的定位。这些区域除进行编号外, 并按其用途或目的注上名称, 例如泵房区、换热器区、塔区等。

(4) 装置设备布置图的画法规定

① 图幅 一般采用 A1 图、不加长加宽。特殊情况也可采用其他图幅。A1 图图纸内框的长边为 840mm, 短边为 594mm。

② 比例 一般采用 1:200 或 1:100, 有时也可放大比例采用 1:50, 可视装置的设备布置疏密情况而定。

③ 尺寸单位 设备布置图中标注的标高、坐标以米为单位, 小数以下应取三位数至毫米。其余的尺寸一律以毫米为单位, 只注数字, 不注单位。

④ 视图要求 设备布置图一般以联合布置的装置或独立的主项为单元绘制。一般只绘平面图, 对于较复杂的装置或有多层建、构筑物的装置, 当平面图表示不清楚时, 可绘制剖视图。

5.2.3 设备布置原则

(1) 满足工艺及流程的要求

① 装置布置设计应满足工艺及流程的要求, 要保证水平方向和垂直方向的连续性。对于有压差的设备应充分利用高位差布置, 以节省动力设备及费用。一般来说, 凡计量设备如计量槽、高位槽等布置在厂房的最高层, 主要设备如反应器等布置在中层。贮槽和传动设备(如压缩机、冷冻机、泵、离心机等)布置在底层。这样既可利用位差进出物料, 又可减少楼面的荷载和振动, 从而降低造价。

② 在不影响流程顺序的原则下, 将较高设备尽量集中布置, 充分利用空间, 简化厂房构形。相同或同类型的设备或操作性质相似的有关设备, 应尽可能布置在一起, 这样可以统一管理, 集中操作, 还可减少备用设备。例如塔类集中布置在塔架上, 换热器、泵成组布置在一处等。

(2) 满足环境保护和安全生产的要求

① 装置布置设计应考虑主导风向。主导风向将直接影响加热炉、压缩机及控制室和配电室等的位置。从设备上泄漏的可燃气体或蒸汽不应吹向加热炉, 因此加热炉应位于上风向或侧风向, 加热炉烟囱排出的烟和气不应吹向压缩机室或控制室。配电室布置在可能漏出腐蚀性气体场所的上风向。

② 设备、建筑物、构筑物等的防火间距应符合现行有关防火规范要求。对有火灾危险的厂房、框架、设备和管廊, 在设备及管道漏出易着火物料的地方, 采用固定式、半固定式水蒸气或惰性气体灭火, 其操作阀门应放在事故发生时宜于操作的地方。

③ 要考虑物料特性对防毒及控制噪声的要求。对噪声大的设备, 宜采用封闭式间隔等; 生产剧毒物及处理剧毒物料的场所, 要和其他部分完全隔开, 并单独设置自己的生活辅助用房。

④ 利用电能或电动机的电气设备布置, 应符合国家现行《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》的要求, 传动设备要有安装安全防护装置的位置。

⑤ 易燃、易爆的设备宜与其他的工艺设备分开布置或隔一条道路。在特定的条件下, 在危险设备的三边设置混凝土墙, 其敞开的一边应面对工厂的空地。明火设备要远离有可能泄漏可燃气体的设备, 有多台明火设备时, 应将其集中布置在装置的边缘, 并位于上风向。

⑥ 热的设备和管道应位于操作人员不能触及的地方,或采取防烫保温措施。凡有腐蚀性介质的设备,通常集中布置,采取设围堰、地面作耐酸铺砌和耐酸下水系统等。必要时可在设备附近设事故淋浴及洗眼设施。

⑦ 装置内要有安全通道,以便发生事故时疏散人员,安全通道上不得有障碍物及6m以上的一端封闭的狭长地带。通向设备的所有道路出入口,也作为消防设备的通道。装置内消防车道路的净空不应小于5.5m。装置内应设安全直梯,每段的安全直梯应位于容易接近和相互之间易见的范围内。

(3) 方便生产操作

① 装置布置要为操作人员创造一个良好的操作条件,主要包括:必要的操作通道和平台;合理的设备间距和净空高度;符合规范要求的楼梯和安全出入口;必需的通风、采光和卫生条件,尽可能地减少对操作人员的污染和噪声等。

② 操作的核心是控制室,故控制室的位置要合理。一方面要尽可能靠近主要设备的操作区;另一方面不应靠近震动设备,以免对仪表造成不利影响,也不要布置在易燃、易爆、粉尘和水气散发等场所。

(4) 便于安装和检修

① 设备的安装和检修应尽量采用移动式的起吊设备。在布置设计阶段应满足以下各方面的要求:

- a. 道路的出入口要方便吊车的出入;
- b. 搬运及吊装所需的占地面积和空间;
- c. 设备内构件及填充物(如塔板、填料、催化剂)等的搬运、装卸和清洗场地;
- d. 在定期大修时,能对所有设备同时进行维修工作;
- e. 对换热器、加热炉等的管束抽芯要考虑有足够的场地、应避免拉出管束时延伸到相邻的通道上;对压缩机、驱动机等转动设备部件的检修和更换,也要提供足够的检修区。

② 下述场合需设固定式维修设备:

- a. 人孔盖需设置吊柱;
- b. 塔板及塔内部件需设置吊柱;
- c. 室内压缩机、汽轮机等需设置起重机,对于小型压缩机可酌情设置简易起重设施;
- d. 建筑物内的搅拌器需设置吊梁式起重机。

(5) 符合经济合理的原则

设备布置在符合工艺要求的前提下应以经济合理为主,并注意整齐美观。

① 化工装置设备布置一般常采用室内布置,尤其是气温较低的地区,另外,也可采用室内、露天联合布置方法。设备露天布置可减少建筑面积,节省基建投资,可节约土建施工工程量,加快基建进度;可降低厂房耐火等级和造价;对装置的扩建、改建具有较大的灵活性。

② 生产中一般不需要经常操作的或可用自动化仪表控制的设备,如塔、冷凝器、液体原料贮罐、成品贮罐、气柜等应布置在室外。需要大气调节温度的设备,如凉水塔、空气冷却器等也应以露天布置或半露天布置。

③ 不允许有显著温度变化,不能受大气影响的一些设备,如反应爆、各种机械传动的设备、装有精密程度极高仪表的设备及其他应该布置在室内的设备,则应布置在室内。

④ 除热膨胀有要求的管道外,设备布置时应考虑管道尽量短而直。有的设备为了经济目的可以不按工序来布置。

⑤ 为了考虑整齐美观等因素,装置设备可采取下列方式布置:

- a. 成排布置的塔,人孔方位应一致,最好朝向道路,人孔的标高尽可能取齐,以便设置联合平台;
- b. 泵群要排列整齐,并以泵出口管中心线取齐;
- c. 换热器并排布置,以靠管廊侧管程接管中心线取齐;
- d. 所有容器或贮罐,在基本符合物流顺序的前提下,尽量以直径大小分组排列;卧式容器可以靠管廊侧封头切线取齐并排布置;立式容器、加热炉、反应器等以中心线取齐排列。

(6) 设备间的最小净距

① 可燃气体的火灾危险性分类见表5.1。

② 设备间的净距,应首先遵照防火间距的要求,按照《石油化工企业设计防火规范》GB 50160—92的规定,其防火间距不应小于表5.2的数据。

③ 非防火因素决定的或防火规范中未加规定的设备间距见表5.3。

(7) 装置布置中的净空高度或垂直距离

为了满足安装操作和检修的要求,装置布置中的净空高度或垂直距离应符合表5.4中的规定。

表 5.1 可燃物质的火灾危险性分类

序号	类别	名称	特 征
1	甲	可燃气体	与空气混合物的爆炸下限 $<10\%$ (体积)
2	乙	可燃气体	与空气混合物的爆炸下限 $\geq 10\%$ (体积)
3	甲	A 液化烃 可燃液体	15℃时的蒸气压力 $>0.1\text{MPa}$ 的烃类液体及其他类似的液体 甲 A 类以外,闪点 $<28^\circ\text{C}$
4	乙	A 可燃液体 可燃液体	$28^\circ\text{C}\leq\text{闪点}\leq 45^\circ\text{C}$ $45^\circ\text{C}<\text{闪点}<60^\circ\text{C}$
5	丙	A 可燃液体 可燃液体	$60^\circ\text{C}\leq\text{闪点}\leq 120^\circ\text{C}$ 闪点 $>120^\circ\text{C}$

注:1. 操作温度超过其闪点的乙类液体,应视为甲 B 类液体。

2. 操作温度超过其闪点的丙类液体,应视为乙 A 类液体。

3. 固体的火灾危险性分类,应按现行国家标准《建筑设计防火规范》GBJ 16—87 的有关规定执行。

表 5.2 设备、建筑物平面布置的防火间距

m

序号	项 目	液化烃和可燃液体类别	可燃气体类别	控制室、变配电室、化验室、生活间	明火设备	介质温度低于自燃点的工艺设备								介质温度等于或高于自燃点的工艺设备	
						可燃气体压缩机或压缩机房		装置贮罐			其他工艺设备或其房间				内隔热衬里反应设备
1	液化烃和可燃液体类别	—						甲 A	甲 B、乙 A	乙 B、丙 A	甲 A	甲 B、乙 A	乙 B、丙 A	—	
2	可燃气体类别		—			甲	乙	—	甲	乙	—	甲	乙	—	
3	明火设备			15	—										
4	介质温度低于自燃点的工艺设备	可燃气体压缩机或压缩机房 ^②	甲	15	22.5	—									
			乙	9	9	—	—								
		装置贮罐 ^③	甲 A		22.5	22.5	15	9	—	—	—				
			甲 B、乙 A	甲	15	15	9	7.5	—	—	—				
			乙 B、丙 A	乙	9	9	7.5	7.5	—	—	—				
		其他工艺设备或其房间	甲 A		15	22.5	9	7.5	9	9	7.5	—	—	—	
			甲 B、乙 A	甲	15	15	9		9	9	7.5	—	—	—	
			乙 B、丙 A	乙	9	9	7.5	7.5	7.5	7.5		—	—	—	
5	介质温度等于或高于自燃点的工艺设备	内隔热衬里反应设备			15	4.5	9	7.5	22.5	15	9	9	7.5	4.5	
		其他工艺设备或其房间			15	4.5	9	4.5	15	9	9	7.5	4.5	7.5	

① 查不到自燃点时,可取 250°C 。

② 单机驱动功率小于 150kW 的可燃气体压缩机,可按介质温度低于自燃点的“其他工艺设备”确定其防火间距。

③ 装置贮罐的最大容积,应符合《石油化工企业设计防火规范》第 4.2.28 条的规定。当单个液化烃贮罐的容积小于 50m^3 ,可燃液体贮罐的容积小于 100m^3 ,可燃气体贮罐小于 200m^3 时,可按介质温度低于自燃点的“其他工艺设备”确定其防火间距。

注:1. 含可燃液体的水池、隔油池等,可按介质温度低于自燃点的“其他工艺设备”确定其防火间距。

2. 对内 B 类液体设备的防火间距不限。

3. 设备的火灾危险类别,应按其处理、贮存或输送物质的火灾危险性类别确定;房间的火灾危险性类别,应按房间内火灾危险性类别最高的设备确定。

表 5.3 设备之间或设备与建、构筑物(或障碍物)间的净距

序号	区域	内 容	最小净距, mm
1		控制室、配电室至加热炉	15000
2	管廊下或两侧	两塔之间(考虑设置平台, 未考虑基础大小)	2400
		塔类设备的外壁至管廊(或构筑物)的柱子	3000
		容器壁或换热器端部至管廊(或构筑物)的柱子	2000
		两排泵之间维修通道	3000
		相邻两台泵之间(考虑基础及管道)	800
3	建筑物内部	两排泵之间或单排泵至墙的维修通道	2000
		泵的端面或基础至墙或柱子	1000
4	任意区	两台卧式换热器之间维修净距	600
		两台卧式换热器之间有操作时净距(考虑阀门、管道)	750
		卧式换热器外壳(侧向)至墙或柱(通行时)	1000
		卧式换热器外壳(侧向)至墙或柱(维修时)	600
		卧式换热器封头前面(轴向)的净距	1000
		卧式换热器法兰边周围的净距	450
		换热器管束抽出净距(L : 管束长)	$L + 500$
		两台卧式容器(平行、无操作)	750
		两台容器之间	1500
		立式容器基础至墙	1000
		立式容器人孔至平台边(三侧面)距离	750
		立式换热器法兰至平台边(维修净距)	600
		压缩机周围(维修及操作)	2000
		压缩机	2 400

表 5.4 道路、铁路、通道和操作平台上方的净空高度或垂直距离

序号	项 目	说 明	尺寸, mm
1	道 路	主要车行道路(通过大型车辆)	5500 ^①
		一般道路	4500
2	铁 路	铁路轨顶算起	6000
		终端或侧线	5200
3	通道、走道及检修所需净空高度	操作通道、平台	2100
		管廊下泵区检修通道	3300
		两层管廊之间	1500(最小)
		管廊最下面梁底	4000(最小)
		斜梯: 一个梯段间休息平台的垂直间距	5500(最大)
		直梯: 一个梯段间休息平台的垂直间距	9000(最小)
		重叠布置的换热器或其他设备法兰之间需要的维修空间	450(最小)
		管墩	300
4	炉 子	炉子下面用于维修的净空	750
5	平 台	立式容器壳休、容器顶部封头、卧式换热器、立式换热器、塔类	人孔中心线与下面平台之间距离 600~1300 人孔法兰面与下面平台之间距离 180~1200 法兰边缘至平台之间的距离 450 器身或盖的顶法兰面与下面平台之间距离 1500(最大)

① 对于任何架空的输电线路, 净空高度至少应为 6500mm。

(8) 设备基础及建构筑物标高(表 5.5)。

表 5.5 相对标高(包括灌浆层)^①

序号	项 目		距基准点高度(室外),mm	室外标高,m	室内标高,m
1	地 坪	高点	0	100.000 ^②	E ^④
		低点	-150	99.850	100.000 ^⑦
2	柱脚的底板底面(基础顶面)		150	100.150	E+0.150
3	离心泵的底板底面	大泵	150	100.150	E+0.150
		中、小泵	300	100.300 ^③	E+0.300
4	斜梯和直梯基础的顶面		100	100.100	E+0.100
5	卧式容器和换热器的底面 ^⑤		600(最小)	100.600(最小)	E+0.600(最小)
6	立式容器和特殊设备的环形底座或支腿底面		200	100.200	E+0.200
7	桩台基础及连接梁的顶面		-300	99.700 ^⑥	—
8	管廊柱子基础和基础梁顶面 ^⑤		-450	99.550 ^⑥	—
9	炉子底部平台的底面	侧烧或顶烧	1100	101.100	—
		底 烧	2300	102.300	—
		炉底不需要操作通道	1100	101.100	—
10	鼓风机、往复泵、卧式和立式的压缩机等		按需要	按需要	按需要

① 所有标高均按 100.000m(对应基准点±0)为基准,与这个标高相对应的绝对标高由总图专业工程师在设计中确定。所有用于设备和结构的混凝土支承标高(除斜梯和直梯外)已包括至少 25mm 的二次灌浆层高度。

② 与散开的建筑物周围连接的铺砌面的边缘应和建筑物地面的边缘同一标高,并且有向外的坡度。

③ 小尺寸的泵,例如比例泵、喷射泵和其他小齿轮泵,可以将基础的顶面标高定位于 100.300m。并且几台小泵可以安装在一个公用的基础上。

④ 通常联合布置装置的室内标高 $E=100.150\text{m}$,对于非联合布置的独立建筑物 $E=100.000\text{m}$ 。有腐蚀介质的厂房 $E=100.300\text{m}$ 。对降雨强度大的地区,室内标高可根据工程情况决定。

⑤ 如有地下管线穿过时,可降低个别基础的标高。

⑥ 卧式设备的基础标高应按设备底部沟管及出入口配管的具体情况而定,但不得小于 100.600m。

⑦ 对于可能产生重度大于空气的易燃易爆气体的装置,控制室和配电室室内地面应高出室外地面 600mm。办公室及辅助生活用房,其室内地面高出室外地面不应小于 300mm。如室内为空铺式木根地面,室内外高差不小于 450mm。

(9) 道路和操作通道宽度

① 主要车行道路最小宽度为 6m,转弯半径为 9m。

② 次要车行道路最小宽度为 3.5m,转弯半径为 6m。

③ 道路两边的人行道最小宽度为 1m。

④ 装置内操作通道一般宽度为 800~1000mm。不常通行的局部地方最小为 650mm。

⑤ 斜梯宽度最小为 800mm,斜梯着地前方宽度为 900~1200mm。

5.2.4 典型设备布置

(1) 塔

① 布置塔时,应以塔为中心将与塔有关的设备如中间槽、冷凝器、回流泵、进料泵等就近布置,尽量做到流程顺、管线短、占地少、操作维修方便。塔的冷凝器、冷却器、中间槽、回流罐等一般在框架上与塔在一起联合布置,也可隔一管廊和塔分开布置。

② 大型塔设备多数露天布置,宜用裙座式立地安装于基础上。大直径高塔邻近有框架时,应根据框架和塔的既定间距考虑两者的施工顺序,不需要因考虑塔的吊装而加大间距。

③ 用法兰连接的多节组合塔以及直径小于等于 600mm 的塔,一般安装在框架内或依附于建构筑物之上。

④ 多个塔可按流程成组布置,一般以塔的中心线成一直线排成一行,并设置联合平台,各塔平台连接走道的结构应能满足各塔不同伸缩量及基础沉降不同的要求。塔附属设备的框架及接管安排于联合平台一侧,另一侧作为安装、检修塔的空间。

⑤ 根据生产需要,塔有配管侧和检修侧,配管侧应靠近管廊,而检修侧则布置在有人孔井应靠近通道

和吊装空地，设置的爬梯宜位于两者之间。

⑥ 塔与塔的净距一般不小于 2.4m，塔和管廊之间应留有宽度不小于 1.8m 的安装检修通道，管廊柱中心与塔设备外壁的距离应不小于 3m，塔基础与管廊柱基础间的净距不应小于 0.3m。

⑦ 塔平台应设置在便于检修、操作、监测仪表和出入人孔部位。塔顶装有吊柱、放空阀、安全阀、控制阀时，应设置塔顶平台。塔平台和框架之间应尽量设联系通道。平台宽度一般不小于 800mm，最下层平台净空高度离地面 2.1m 以上。平台周围应设栏杆，上下层平台距离最大为 8m，超过 8m 应设中间平台，从地面起设直爬梯，各段直爬梯高度超过 2.2m 以上的部分需加安全保护圈。

⑧ 塔的安装高度（塔底标高）必须考虑的因素有：利用塔的压力和重力卸料时，应满足物料重力流的要求；综合考虑容器高度、物料重度、管线阻力等进行必要的水力计算；采用卸料泵时，应满足净正吸入压头的要求；再沸器的结构形式和安装位置；配管后需要通行的最小净空高度；塔基础高出地面的高度等。

⑨ 在框架上安装的分节塔，应在塔顶框架上设置吊装用吊梁，大塔塔顶应设置吊柱。成排布置的塔的人孔方位宜一致并位于检修侧，单塔有多个人孔时也应尽量使方位一致。

⑩ 再沸器应尽量靠近塔布置，使管道最短，减少管道阻力降，其通常安装在单独的支架或框架上。一个塔有 2 台再沸器时，应对称安装，使其处于同一中心线上，并留出切换操作的余地。一个塔需要 3 台或 3 台以上的再沸器时，其位置应考虑便于操作和配管，可将再沸器入口管和蒸汽出口管的支管汇总后再与塔连接。

⑪ 布置图例见图 5.1 和图 5.2。

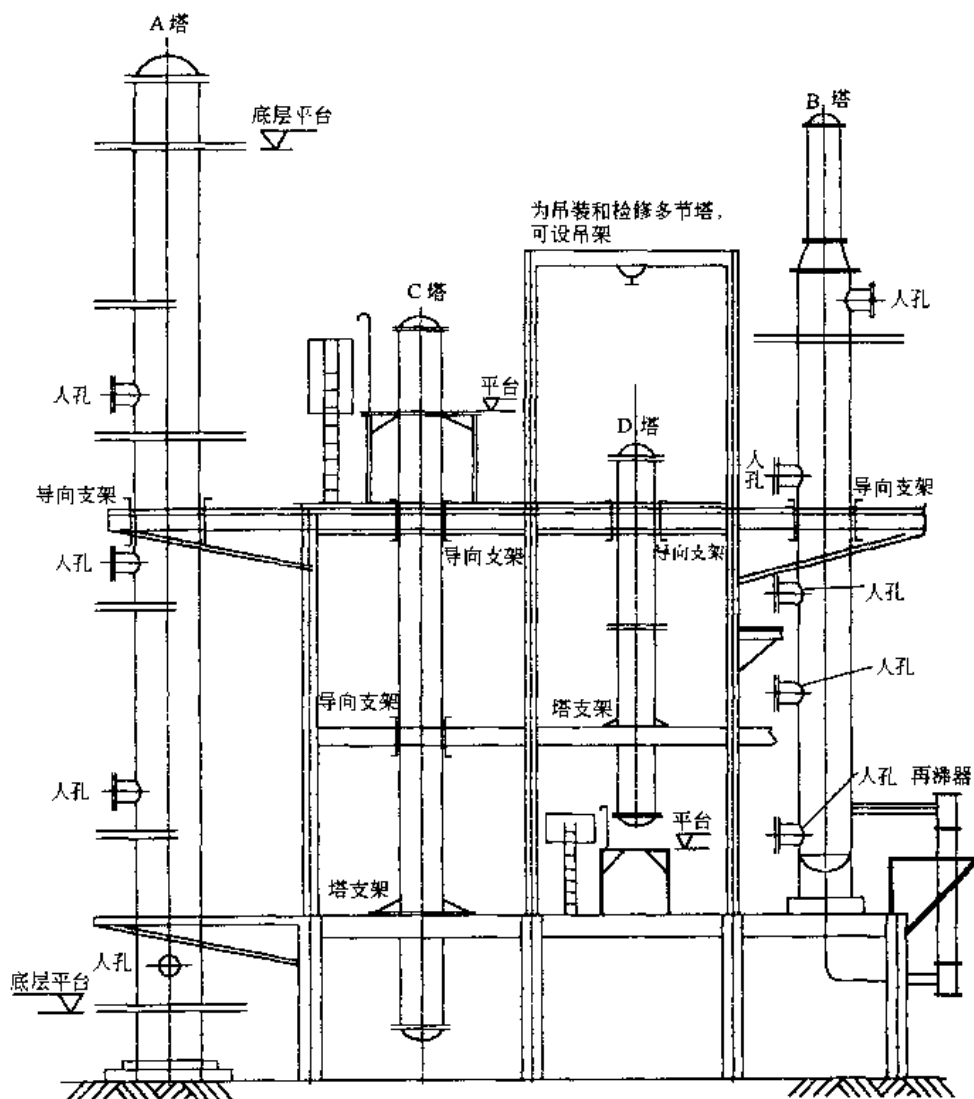


图 5.1 小直径塔和框架的联合立面布置

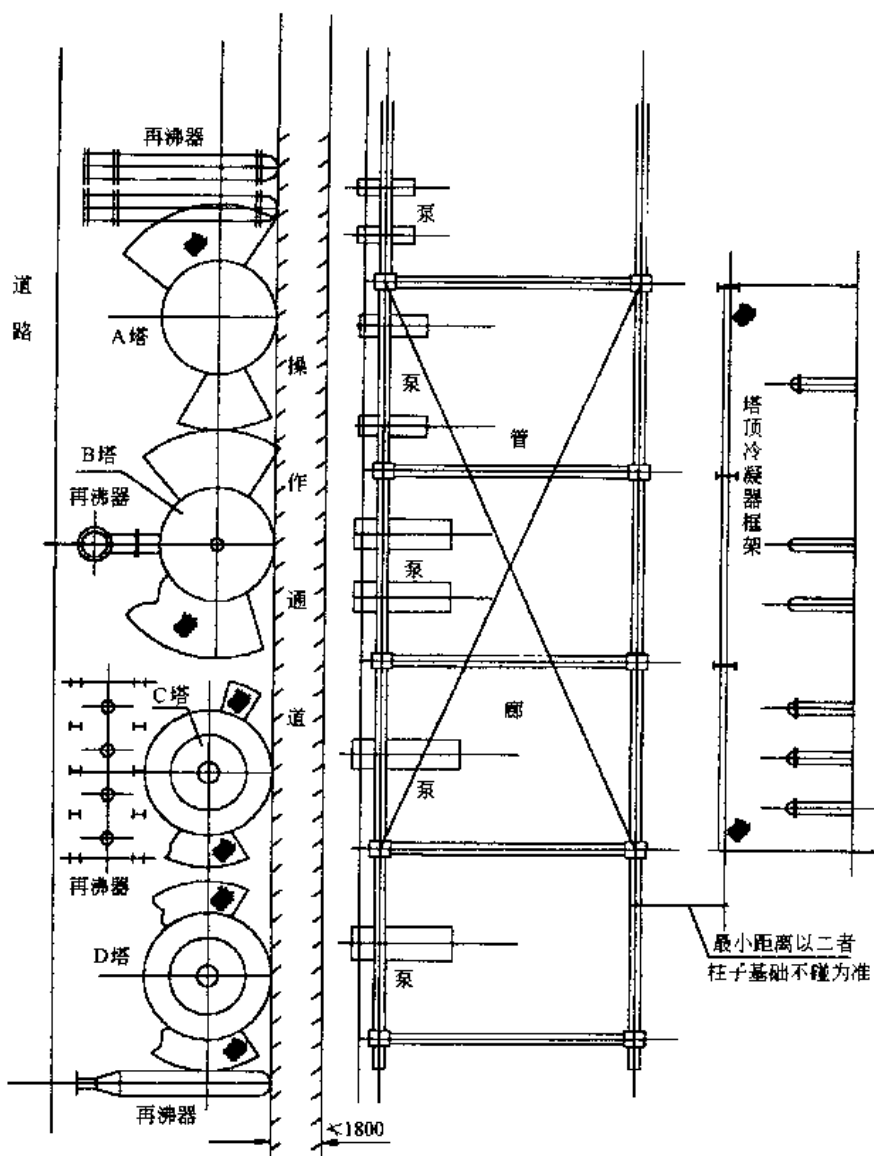


图 5.2 成排塔与框架分开的平面布置

(2) 换热器

① 换热器布置时要考虑其管束抽出或检修所需的场地（包括空间）和设施。当检修时，如汽车吊不能接近换热器，就应设吊车梁、地面轨道或其他检修用设施。换热器管束抽出端可布置在检修通道一侧，所需净距见表 5.3。

② 尽量避免直径较大的两个以上的换热器叠放在一起布置，若工艺有特殊要求或考虑节省占地面积起见，可考虑将换热器重叠布置，但应不影响操作，温度高于物料自燃点的换热器上方如无楼板或平台隔开，不应布置其他设备。

③ 多台换热器通常按流程成组布置，多组换热器应排列成行。卧式换热器在管廊两侧成组布置时，要求所有换热器封头与管廊柱之间的距离几乎一样；也可按换热器管箱上的管口取齐的方式布置，但个别较大的换热器一端不宜伸入管廊太多，同时兼顾管廊下通道要求及美观。

④ 卧式换热器布置时应避免换热器中心线正对管架或框架柱子的中心线，以利换热器管程的污垢清理及更换单根管子。卧式换热器与相邻换热器或其他设备以及构筑物的最小净距见表 5.3。卧式换热器的安装高度应保证其底部连接管道的最低点净空不小于 150mm。

⑤ 在框架平台上布置的卧式换热器的管束抽出区内不可设置障碍物，抽管束的一侧平台边缘应采用可拆卸式栏杆；管束可采用汽车吊抽出，如果不允许采用这种方法，则考虑采用单轨吊车或其他固定式的起吊

设施。

⑥ 框架平台上卧式换热器的支承点标高，除考虑底部管口及排液阀的配管所需净空外，对于钢平台设备支承点，至少还应高出平台面 20mm，对于混凝土楼面，设备支承点至少应高出楼面 50mm，当支承点高出楼面（平台）较多时，可增加承受水平力的钢支架。

⑦ 立式浮头式换热器布置在框架平台上时，其上方应有抽管束的空间。位于立式设备附近的立式换热器，其间应有 1m 的通道。立式换热器顶部如有液相管道上的小排气阀时，操作人员应能接近它，如不易接近，则应设置直梯。

⑧ 换热器的布置高度要满足工艺配管的要求，并适当留有余地。如有冷凝液的换热器布置高度应高于受槽，使冷凝液流入受槽内。对于有保温层的换热器，其相关的间距值，应是指保温后外壳的净距。

⑨ 布置图例见图 5.3 和图 5.4。

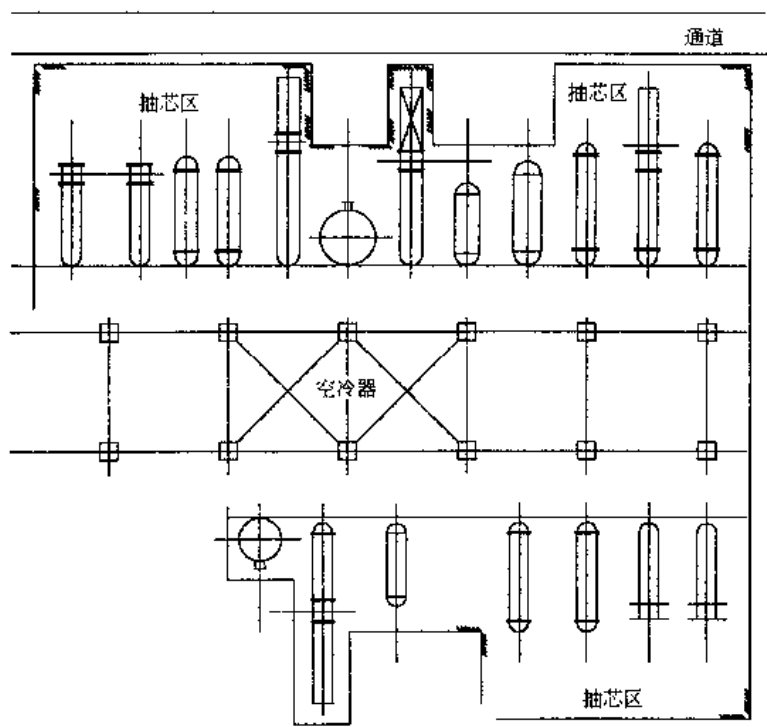


图 5.3 地面上成组布置的换热器平面布置

(3) 泵

① 输送高温介质的热油泵和输送易燃易爆的或有害（如氨等）介质的泵，要求有通风的环境，一般宜采用敞开或半敞开布置。年极端最低温度在 -38°C 以下的地区，宜采用室内布置，其他地区可根据雨雪量和风沙情况等采用敞开或半敞开布置。

② 当装置用泵数量较多时，通常应将泵集中布置在露天、半露天的管廊下或者框架下，在寒冷地区则集中布置在泵房内，呈单排或双排布置形式。当装置用泵数量较少时，从经济上考虑集中不合理，或工艺有特殊要求，或因安全方面等原因，可采用分散布置，按工艺流程将泵直接布置在塔或容器附近。

③ 泵的布置首先要考虑方便操作与检修，其次是注意整齐美观。离心泵按排出口取齐，并列布置，既整齐，又便于操作。当泵的排出口不能取齐时，则可采取泵的一端基础取齐布置，便于设置排污管或排污沟。

④ 当移动或起吊设施无法接近质量较大的泵及其驱动机时，应设置检修用固定式起重设施，如吊梁、单轨吊车或桥式吊车，在建、构筑物内要留有足够的空间。泵前方的检修通道可考虑用小型叉车搬运零件时所需宽度，一般不应小于 1250mm，对于大泵应适当加大净距。两台相同的小泵可布置在同一基础上，相邻泵的突出部位之间最小间距为 400mm。

⑤ 布置在管廊下的泵，其方位为泵头向管廊外侧，驱动机朝管廊下的通道一侧。但大型泵底板较长时，可转 90° 布置（即沿管廊的纵向布置）。泵前沿基础边应设置带盖板的排水沟。为了防止可燃气体沿排水沟窜入，也可使用排水漏斗和埋地管以取代排水沟。

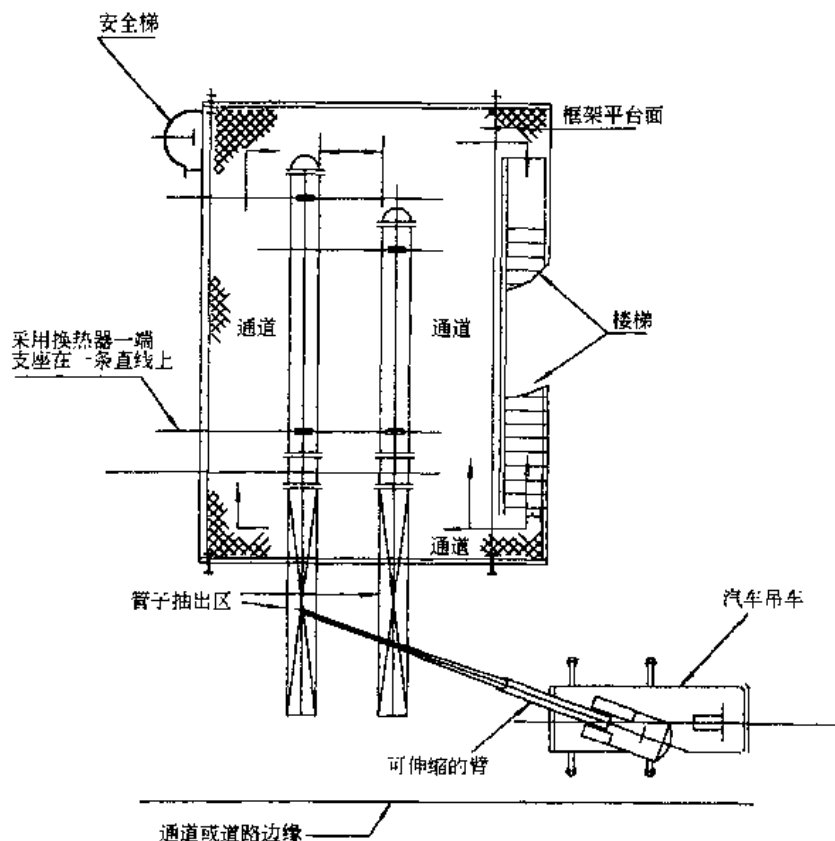


图 5.4 框架上换热器的平面布置

⑥ 罐区泵房一般设置在防火堤外，距防火堤外侧的距离不应小于 5m，与易燃、易爆液体贮罐的距离应满足防火规范要求。

⑦ 泵的吸入口标高与贮槽或塔类设备标高的关系应满足 NPSH 的要求。露天布置时确定泵吸入口标高，一般要求吸入管线应无袋形。对于可能产生聚合物料介质的泵，在停车时必须将物料完全排放干净，因此要求吸入管带有坡度，坡度坡向泵的方向，并按照此要求决定泵的标高。

⑧ 对于需要设置移动式泵的场所，应考虑同类型泵集中布置，使移动泵处在易通行又不妨碍操作与检修作业的区域。如需要以移动泵替代泵群中某台泵时，此泵应留有切换管道作业的位置。

⑨ 布置图例见图 5.5 和图 5.6。

(4) 离心式压缩机

① 离心式压缩机是装置中用电负荷最大的关键设备，一般安装在敞开或半敞开的建筑物内，在严寒地区（冬季气温在 -40°C 以下）或者风沙大的地区采用封闭式厂房，并同时考虑变、配电室的位置。

② 离心式压缩机布置在厂房内二楼时，应设置起吊设施。在单层厂房内布置多台离心式压缩机时或最大部件质量超过 1t 时，也应设置起吊设施。

③ 离心式压缩机布置在室外时，为了大型组合件的检修和运输，应考虑所需检修通道，并与厂区道路相

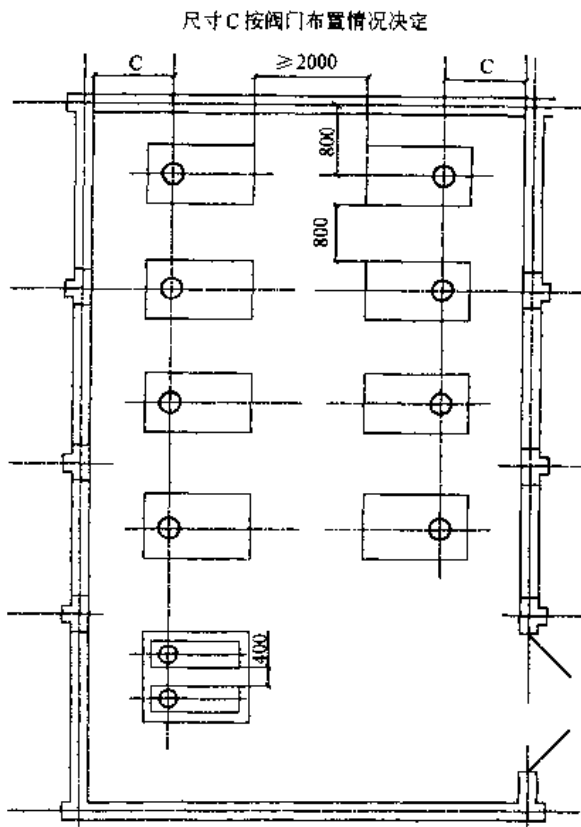


图 5.5 室内泵的平面布置

通。室内布置时,其基础应考虑隔振,并与厂房的基础隔开。为便于出入厂房,楼梯应靠近通道。并设置第二楼梯或直爬梯,便于紧急情况时疏散。

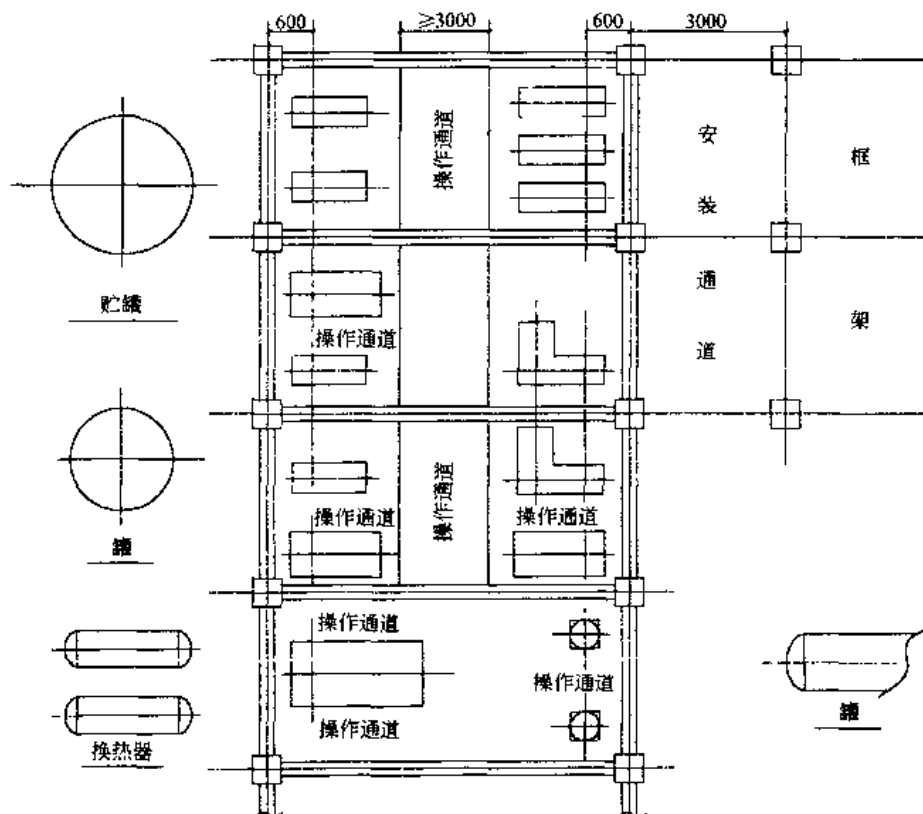


图 5.6 室外管廊下泵的平面布置

④ 为了安全,离心式压缩机与分馏设备距离应大于 10m,其厂房外缘与道路边缘的距离应大于 5m。机组与厂房墙壁的净距应满足离心式压缩机或者驱动机的活塞、曲轴、转子等的检修要求,并且不应小于 2m。二楼布置时,应按机组的最大部件设置吊装孔。

⑤ 离心式压缩机基础的最小高度应由:冷凝器的外形尺寸、冷凝液泵的净正吸入压头 (NPSH)、冷凝器出口安全阀管道的净空、润滑油和密封油管道的自流坡度、离心式压缩机单个底座或整体底座以及制造厂的要求来确定。

⑥ 当离心式压缩机处理比空气轻的气体时,半敞开式的厂房上部要设置风帽或天窗,以排出积聚在厂房上部的危险气体。当处理比空气重的可燃性气体时,厂房内要避免地沟和地坑,以免气体体积聚造成爆炸危险。

⑦ 当离心式压缩机的驱动为汽轮机组且采用空冷器作为凝汽设备时,空冷器的位置应靠近汽轮机,其安装高度应能满足凝结水泵的吸入高度的要求。如汽轮机采用冷凝冷却器作为凝汽设备时,冷凝冷却器宜布置在汽轮机的下方,也可布置在汽轮机的侧面。

⑧ 当离心式压缩机设消声罩时,通道尺寸则相应增加。离心式压缩机之间的最突出部分的距离一般不小于 2.4~3m。根据离心式压缩机的外形尺寸及配管情况确定起重机的起吊高度;根据最大部件质量并加上安全余量 (300~600kg) 确定起重机的能力;根据厂房宽度及起重机的标准跨度 (L_R 、 L_Q),确定起重机轨距。

⑨ 布置图例见图 5.7。

(5) 卧式容器

① 多台卧式容器集中布置时,可按支座中心线或封头顶端对齐的方式布置,地面上的容器以封头顶端对齐的方式布置为宜。卧式容器的间距和通道宽度要求见表 5.3。

② 卧式容器的安装高度考虑该容器位于泵前时,注意泵的净正吸入压头的要求。底部带集液包的卧式容器,其安装高度应保证操作和检测仪表所需的足够空间,以及底部排液管线最低点与地面或平台的距离不小于 150mm。卧式容器支承高度在 2.5m 以下时,可直接将支座(鞍座)放在基础上;支承高度大于 2.5m

时,宜放在支架、框架或楼板上。

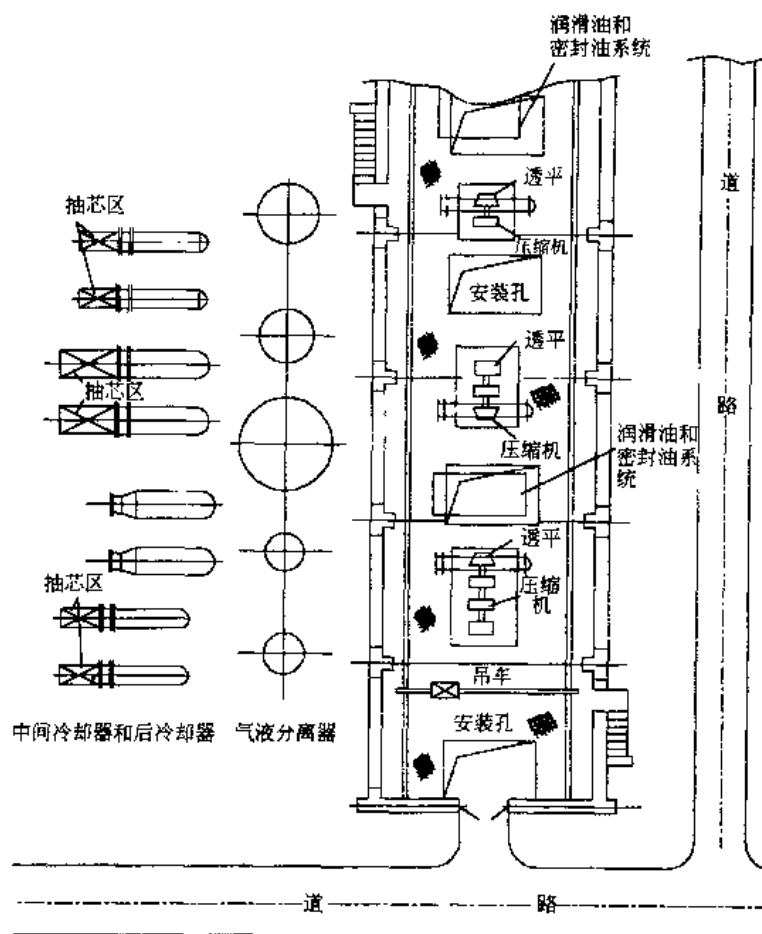


图 5.7 多台离心式压缩机的平面布置

③ 容器内带加热或冷却管束时,在抽出管束的一侧应留有管束长度加 0.5m 的净空。集中布置的卧式容器设置联合平台时,为便于安装与检修,设备管口法兰至少高出平台面 150mm。

④ 当容器支座(鞍座)用地脚螺栓直接连接到基础上,其操作温度低于冻结温度时,应在支座(鞍座)与基础之间垫一块 150~200mm 厚的木块隔冷层。卧式容器支座(鞍座)的滑动侧和固定侧应按有利于容器上所连接的主要管线的柔性计算决定。

⑤ 单独支承容器的框架,柱间中心距应比容器的直径至少大 0.8m。卧式容器下方需通行时,其净空高度不小于 2.2m。

⑥ 布置图例见图 5.8。

(6) 立式容器和反应器

① 大型反应器维修侧应留有运输和装卸催化剂的场地。立式容器和反应器距建筑或障碍物的净距和操作通道见表 5.3。平台宽度一般不小于 800mm,为反应器加料口设置的平台,距加料口顶面不宜大于 1m。容器顶部有安全阀时,应加局部平台或直梯。

② 反应器支座或支耳与钢筋混凝土构件和基础接触的温度不得超过 100℃,钢结构上不宜超过 150℃,否则应作隔热处理。

③ 流程上该容器位于泵以前时,其安装高度应符合泵的 NPSH 的要求。布置在地坑内的容器,应妥善处理坑内积水和防止有毒、易燃易爆、可燃介质的积累。地坑尺寸应满足操作和检修要求。

④ 决定楼面(平台)标高时,应注意检查穿楼板安装的容器和反应器的液面计和液位控制器、人孔、手孔、设备法兰、视镜和接管管口等的标高,不得位于楼板或梁处。人孔距平台的距离一般为 900mm。

⑤ 在管廊侧两台以上的容器或反应器,一般按中心线对齐成行布置,两台以上相同的反应器尽可能排成一直线,周围应留有必要的检修场地。

⑥ 大型釜式反应器底部有固体催化剂卸料时,反应器底部需留有不小于 3m 的净空,以便车辆进入。反

反应器物料从底部出口自流进入离心机的，要有 1~1.5m 距离；底部不设出料口，但有人通过时，底部离基准面最小距离为 1.8m。为了便于检修和装填催化剂，反应器顶部可设单轨吊车或吊柱。

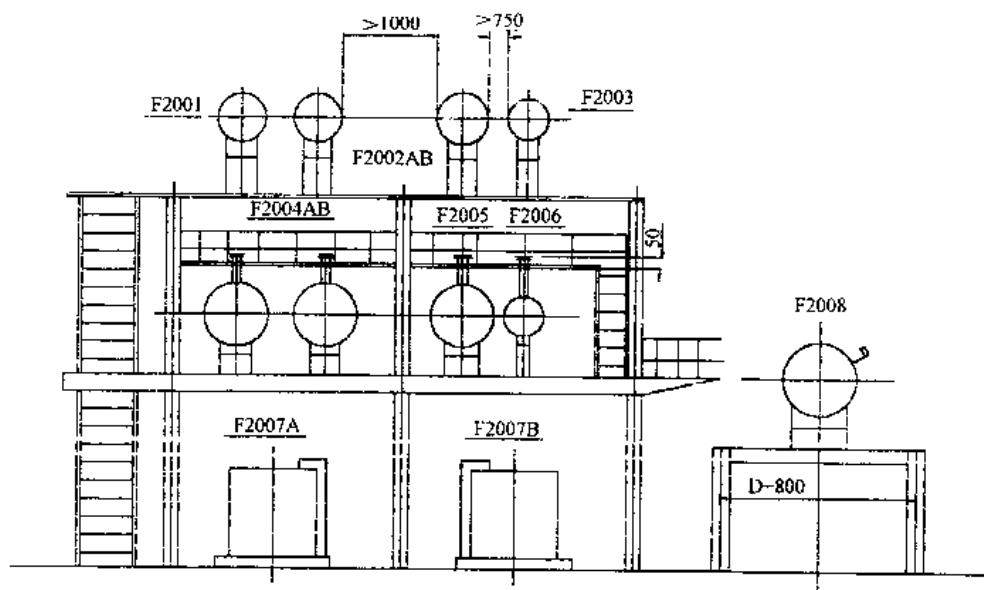


图 5.8 卧式容器的立面布置

⑦ 带有搅拌装置的容器或反应器要有足够的空间，以确保搅拌轴顺利取出。容器内带加热或冷却管束时，在抽出管束的一侧应留有管束长度加 0.5m 的净距。

⑧ 大型容器和带搅拌的大型反应器应尽量在地面上支承，以减少设备的振动和楼面的荷载。一般设备基础高度见表 5.5，当设备底部需设隔冷层时，基础面至少应高于地面 100mm，并按此核算设备支承点标高。

⑨ 布置图例见图 5.9。

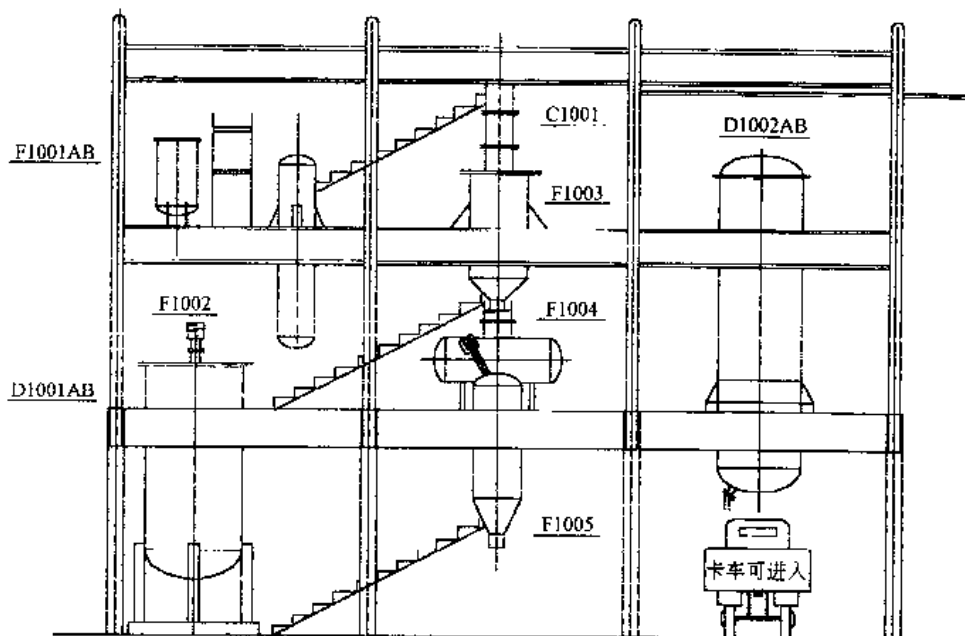


图 5.9 立式容器和反应器的立面布置

5.2.5 设备布置的设计条件

(1) 设备基础（或支承）条件

① 根据已完成的化工装置设备布置图，以及所有容器、换热器、机泵、工业炉和特殊设备等设备基础

数据表,向土建结构专业工程师提出设备基础(或支承)条件。

② 设备基础(或支承)条件的内容

a. 压缩机和泵类设备的型号、外形尺寸;电动机或其他驱动装置的形式及外形尺寸;底盘尺寸以及其他附属(或辅助)设备的外形尺寸;密封油和润滑油系统的布置和底板尺寸;地脚螺栓个数及位置尺寸等。

b. 工业炉(包括加热炉)的形式、布置、外形尺寸、烟囱底板尺寸(独立安装时),附属风机底盘尺寸和地脚螺栓个数及位置尺寸等。

c. 容器、换热器以及大型贮罐的外形和底板尺寸及地脚螺栓个数、位置尺寸等。

d. 设备基础(或支承)顶面标高和北向标志。

e. 设备基础(或支承)的防腐要求和设备的保温要求。

f. 卧式设备基础的固定端和滑动端要求。

g. 设备基础(或支承)上所需要的预埋件尺寸、位置及标高等。

(2) 设备荷载条件

① 根据已完成的化工装置设备布置图,以及各类设备的荷载数据表,向土建结构专业工程师提出设备荷载条件。

② 设备荷载条件内容

a. 各类设备的空重和安装质量。

b. 各类设备的水压试验质量和操作质量。

c. 设备上的搅拌器、减速机、电机等附属件质量,机器、容器或塔内件质量以及催化剂、填料等装填质量。

d. 设备所需的绝热层、防潮层、保护层等材料的质量。

e. 其他外加荷载如管道阀门等质量。

f. 检修及安装用固定吊梁、吊车等质量。

(3) 设备平台条件

① 根据化工装置设备布置图中的设备平台要求,向土建结构专业工程师提出设备平台条件。

② 设备平台条件内容

a. 对在地面上(包括构筑物)生根的平台,应注明各层操作平台的位置、标高、平台边沿与建、构筑物轴线间的相对位置,梯子的位置及平台的均布荷载。

b. 对在设备上生根的平台,应注明操作平台的位置、标高、尺寸,以及梯子的位置和平台的均布荷载。

c. 平台布置的方向标和平台上开孔位置,开孔形式及尺寸。

(4) 楼板上设备用开孔条件

① 根据化工装置设备布置及楼面布置设备的外形尺寸等,向土建建筑专业工程师提出楼板上设备用开孔条件。

② 楼板上设备用开孔条件内容

a. 依据设备外径、保温厚度、管口及法兰尺寸确定并注明设备在各层楼板上的开孔位置、开孔形式及尺寸。

b. 吊装孔的位置、尺寸和吊装孔边栏杆的尺寸(设备最大部件的最大周边尺寸作为吊装孔的最小尺寸)。

c. 检修用带活动盖板的开孔位置及尺寸和每块盖板的大小要求。

d. 对于大型立式设备,如塔类或大型容器类设备穿过楼板时,楼板开孔不宜过大,可向土建结构专业工程师提出便于吊装的活动梁的位置要求。

(5) 设备吊装条件

① 根据化工装置设备布置和建构筑物内的大中型设备形式,向土建结构专业工程师提出大中型设备吊装条件。

② 设备吊装条件内容

a. 采用起重机吊装时,应填写表5.6“设备吊装条件表”发送土建结构专业工程师。

b. 采用框架吊装时,应提出吊装方案,内容应有:起吊和支承设备的建、构筑物的立面图,并注明各楼层标高;吊钩滑轮组示意图;大型设备从起吊点到安装就位这一过程的示意图;吊装标高及荷载;设备吊装后再进行施工的楼板、端、梁或需制成活动梁的部位。

c. 采用抱杆或移动式吊车安装大、中型设备时,需填写表5.7“设备安装条件表”。

d. 安装设备采用移动式吊车时,吊车所需的通道、占地面积及空间应向总图专业工程师提出。

表 5.6 设备吊装条件表

被吊设备					绳索 高度 m	选用的起重设备							备 注 (防爆、操作室及轨道规格等)
设备位号	长×宽 (或φ) m	支承面标高, m	最大件重量, t	设备上吊环的标高, m		名称	型号	起重能力, t	吊 钩			吊 车 轨	
									高点标高, m	低点标高, m	提升高度, m	轨距(或最小半径), m	轨顶标高, m

注：绳索高度系指从设备上吊环至吊钩的最小距离。

表 5.7 设备安装条件表

被吊设备					采用起重设备	设备设计要求	运输建议	施工计划建议
设备位号	直径, m	高度, m	质量, t	支承标高, m				

注：1. “施工计划建议”系指有关安装及施工的顺序等要求。

2. “运输建议”系指厂区内运输设备的通道等要求。

3. “设备设计要求”系指设备是否需设吊耳或补强件（如裙座底部），是否已与设备专业商定。

(6) 地面铺砌、地坑、地沟条件

① 根据化工装置设备布置及生产防腐和排水要求，向土建建筑专业工程师提出地面铺砌、地坑、地沟条件。

② 地面铺砌、地坑、地沟条件内容

a. 在室内外酸性或腐蚀性介质的设备周围铺砌耐酸或防腐地面及围堤，并注明铺砌的范围与围堤范围尺寸及高度。

b. 对墙、柱、钢框架、设备支架基础等的防腐要求，室内外冲洗水排水的坡度、坡向。

c. 室内外排水沟和废水集中处理至集水池的地沟的宽度、深度以及坡度、坡向。大型管沟的走向和位置以及深度、坡度，并注明其与建、构筑物轴线间的距离。装置内的明沟宜加盖板或算子板。

(7) 噪声控制条件

① 根据化工装置设备布置和设备噪声等级、频谱分析等数据，向土建建筑专业工程师提出噪声控制条件。

② 噪声控制条件内容

a. 对需隔声、隔振的设备或厂房，注明隔声范围尺寸和隔振要求。

b. 除隔声、隔振外，需在厂房内做吸声处理的，应提出吸声层的范围和要求。

(8) 局部照明及设备静电接地条件

① 根据化工装置设备布置和设备视孔及液位计的方位，向电气专业工程师提出局部照明及设备静电接地条件。

② 局部照明及设备静电接地条件内容

a. 针对设备视孔和液位计等，注明需设置局部照明的位置及高度。对于防爆区域内的局部照明应加以说明。

b. 设备静电接地的干线位置及设备静电接地连接端头（接地极）位置的要求。

c. 对于已有防雷、电气保护接地系统的转动设备及有紧密的机械连接，并在任何情况下金属接触面有足够的静电导通性的设备，可以不再增加静电接地，但应与电气专业工程师协商后确定。

d. 对于管廊的接地，一般按间隔 50~80m 有一个接地点，从管廊柱处引入地下与干线相接。

5.3 化工装置管道布置

5.3.1 管道布置设计依据

(1) 常用的工程设计规范和规定

- ①《化工装置管道布置设计规定》 HG/T 20549—1998
- ②《输气管道工程设计规范》 GB 50251—94
- ③《输油管道工程设计规范》 GB 50253—94
- ④《石油化工企业管道布置设计通则》 SHJ 12—89
- ⑤《石油化工配管工程设计图例》 SH 3052—93
- ⑥《石油化工企业非埋地管道抗震设计通则》 SHJ 39—91
- ⑦《压力管道安全管理与监察规定》 1996 年国家劳动部颁发
- ⑧《防止静电事故通用导则》 GB 12158—90

(2) 工程设计基础资料

- ① 工程项目设计负责人提出的工程设计总体要求和设计基础数据, 以及用户提出的合理要求和意见。
- ② 工艺系统专业工程师提供的“管道仪表流程图”(即 PID) 和“管道命名表”, 以及机泵等标准设备数据和设备一览表。
- ③ 设备布置专业工程师提供的“设备布置平面图”和“设备布置立面图”。
- ④ 设备专业工程师提供的非标设备总图。
- ⑤ 管道材料控制专业工程师提供的管道等级表和特殊管件数提表。
- ⑥ 土建(建筑、结构)专业工程师提供的建、构筑物梁、柱布置图。
- ⑦ 其他相关专业工程师提供的条件表和条件图。

5.3.2 管道布置图的绘制

(1) 图幅、比例

① 管道布置图图幅应尽量采用 A0, 比较简单的也可采用 A1 或 A2。同区的图应采用同一种图幅。图幅不宜加长或加宽。管道轴测图的图幅为 A3。

③ 常用比例 1:30, 也可采用 1:25 或 1:50, 但同区的或各分层的平面图应采用同一比例。

(2) 尺寸单位

管道布置图中标注的标高、坐标以米为单位, 小数点后取三位数, 至毫米; 其他尺寸(如管段长度、管道间距)一律以毫米为单位, 只注数字, 不注单位。管道公称直径一律用毫米表示。基础地平面的设计标高宜表示为: EL100.000m, 低于基础地平面的可表示为 $9 \times . \times \times \times \text{m}$ 。

(3) 图面表示

① 管道布置图应按设备布置图或分区域绘制。对于多层建筑物、构筑物的管道平面布置图应按层次绘制。如在同一张图纸上绘制平面图时, 应从最低层起, 在图纸上由下至上或由左至右依次排列, 并于各平面图下注明“EL100.000 平面”或“EL $\times \times \times . \times \times \times$ 平面”。

② 管道布置图一般只绘制平面图。当平面图中局部表示不够清楚时, 可绘制剖面图或轴测图, 剖视图或轴测图可画在管道平面布置图边界线以外的空白处或绘在单独的图纸上。绘制剖视图时要按比例画, 并根据需要标注尺寸。轴测图可不按比例, 但应标注尺寸。剖视符号规定用“A-A”、“B-B”等大写英文字母表示, 在同一小区内符号不得重复。

③ 在绘制平面图的图纸右上角, 应画一个与设备布置图的设计北相一致的方向标。

④ 在管道布置图上, 对相关的建筑物和构筑物, 应根据设备布置图按比例用细实线画出柱、梁、楼板、门、窗、楼梯、平台、安装孔、管沟、管廊架、通道等。

⑤ 用细实线按比例以设备布置图所确定的位置画出所有设备的外形和基础。按比例画出卧式设备的支撑底座, 并标注固定支座的位置, 支座下如为混凝土基础, 应按比例画出基础的大小, 不需标注尺寸。

⑥ 在管道平面布置图中, 应用双点划线按比例画出重型或超限设备的“吊装区”或“检修区”和换热器抽芯的预留空地, 但不标注尺寸。

⑦ 公称直径(DN)大于或等于 400mm 或 16in 的管道用双线表示, 小于或等于 350mm 或 14in 的管道用单线表示。如果管道布置图中大口径的管道不多, 则公称直径(DN)大于或等于 250mm 或 10in 的管道用双线表示, 小于或等于 200mm 或 8in 的用单线表示, 在适当的位置画箭头表示物料流向, 双线管道的物流箭头画在中心线上。

⑧ 按比例画出管道及管道上的阀门、管件(包括弯头、三通、法兰、异径管、软管接头等管道连接

件)、管道附件、特殊管件等。管件连接形式分螺纹或承插焊件连接和对焊件连接两类,画法见图 5.10 和图 5.11 所示,焊点位置应按管件长度比例画,标注尺寸时,应考虑管件组合的长度;管道公称直径小于或等于 40mm 或 1 1/2in 的弯头一律用直角表示。

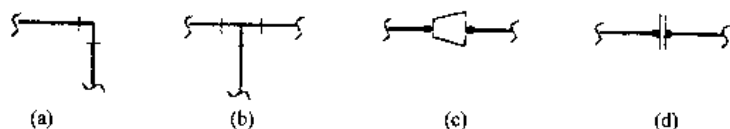


图 5.10 螺纹或承插焊件的连接形式

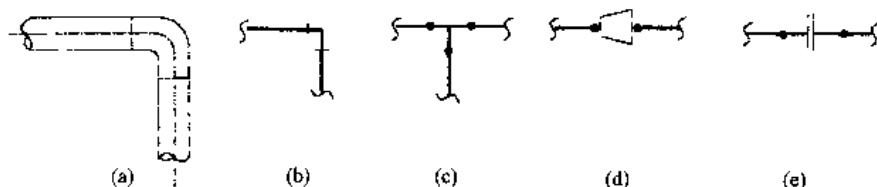


图 5.11 对焊件的连接形式

⑨ 在管道平面布置图中,当管道重叠时,可断开上面的管道来表示下面管道上的阀门和管件。

⑩ 水平向管道的支架应标注定位尺寸,垂直向管道的支架应标注支架顶面或支承面(如平台面、楼板面、梁顶面)的标高。在管道布置图中每个管架都应标注一个独立的管架号。

⑪ 管道轴测图应按正等轴测投影绘制。管道的走向应符合图 5.12 “轴测图的方向标”的要求。这个方向标的北(N)向与管道布置图上的方向标的北向应是一致的。管道轴测图的图纸格式见表 5.8。

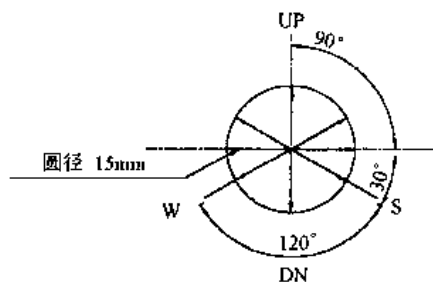


图 5.12 轴测图的方向标

(4) 设备管口方位图的绘制

① 非定型设备应绘制管口方位图,宜采用 A4,以简化的平面图形绘制。每一位号的设备绘一张图。

② 管口方位图应表示出设备的管口、罐耳(吊柱)、支腿(或耳座)、设备铭牌、接地板、塔裙座底部;加强筋及裙座上的人孔等方位、地脚螺栓孔的位置和数量,标注与设备图上一致的管口符号。

③ 在图纸的右上角应画一个方向标,方向标的北向(N)必须与设备布置图的北向(N)一致。

④ 在图纸下部的标题栏上方列出与设备图一致的管口表,并在管口表右上侧注明设备装配图图号。

⑤ 设备管口方位图示例见图 5.13。

5.3.3 管道布置原则

① 管道布置设计首先必须符合管道仪表流程图(PID)的设计要求和有关行业、国家的规范、标准规定,保证安全生产及便利操作。

② 管道布置设计应根据具体的生产特点,结合设备布置、建筑物与构筑物情况进行综合考虑,对装置所有管道(即生产系统管道、辅助系统管道、采暖通风管路等)全盘规划,各安其位。

③ 装置内管道平面布置图按所选定的比例不能在一张图纸上绘制完成时,应将装置分区进行管道布置设计,每一区的范围以使该区的管道平面布置图能在一张图纸上绘制完或为原则。

④ 为了便于施工安装、生产操作、检查维修,管道应尽可能架空敷设,必要时(如离心泵的吸入管道不可能架空时),也可埋地或管沟敷设。

a. 埋地敷设的优点是利用地下空间,使地面以上空间较为简洁,并不需支承措施,其缺点是对管道有较强的腐蚀,检查和维修困难,在车行道处有时需特别处理以承受大的载荷,低点排液不便及易凝油品凝固在管内时处理困难,带隔热层的管道很难保持其良好的隔热功能等,故只有在架空敷设不可能时,才予以采用。

b. 管沟敷设可充分利用地下空间,并提供了较方便的检查维修条件,还可敷设有隔热层的高温、易凝介质或腐蚀性介质的管道;但其费用高,占地面积大,需设排水点,易积聚或串入油气,增加不安全因素,污物清理困难等。

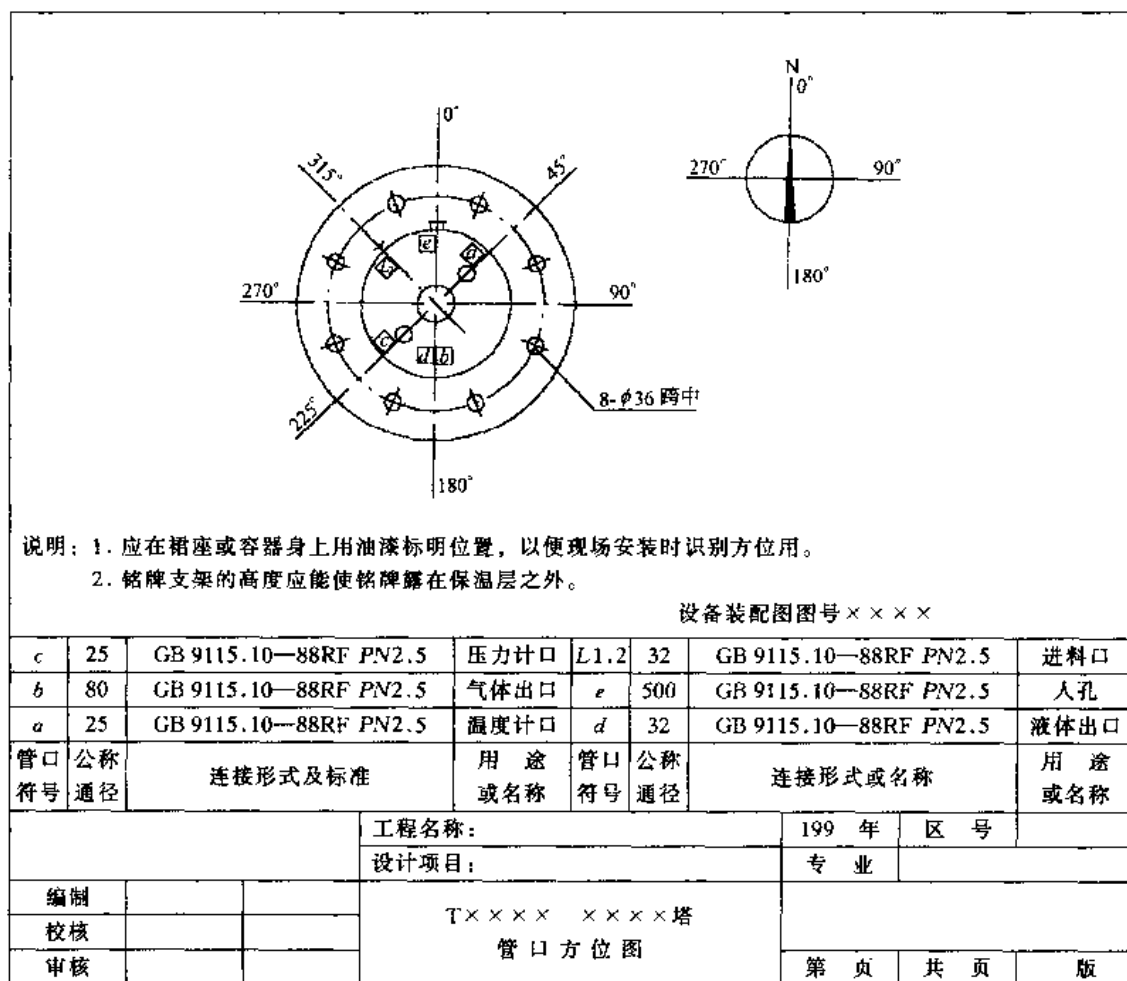


图 5.13 设备管口方位图

c. 埋地管道顶与路面的距离不小于 0.6m, 并应在冻土深度以下。

⑤ 管道布置应成列平行敷设, 尽量走直线少拐弯 (因作自然补偿、方便安装、检修、操作除外), 少交叉以减少管架的数量, 节省管架材料, 达到整齐美观便于施工安装。

⑥ 对有腐蚀性物料的管道, 应布置在平行管道的下方或外侧, 易燃、易爆、有毒和有腐蚀性物料的管道不应敷设在生活间、楼梯和走廊处, 并应配置安全阀、防爆片、阻火器、水封等防火、防爆设施。放空管应引至室外指定地点或高出屋面 2m 以上。

⑦ 冷热管道尽量分开布置, 不得已时, 热管在上, 冷管在下。其保温层外表面的间距, 上下并行时一般不应小于 0.5m; 交叉排列时, 不应小于 0.25m。

⑧ 设备间的管道连接, 应尽可能地短而直, 尤其用合金钢的管道和工艺要求压降小的管道, 如泵的进口管道、加热炉的出口管道、真空管道等, 同时要有一定的柔性, 以减少人工补偿和由热胀位移所产生的力和力矩。

⑨ 当管道改变标高或走向时, 应避免管道形成积聚气体的“气袋”或液体的“口袋”U 和“盲肠”, 如不可避免时应于高点设排气阀, 低点设排液阀。

a. 高点排气口最小管径为 DN15, 低点排液口最小管径为 DN20 (主管为 DN15 时, 排液口为 DN15)。高粘度介质的排气、排液口最小管径为 DN25。

b. 气体管的高点排气口可不设阀门, 采用螺纹管帽或法兰盖封闭。除管廊上的管道外, DN≤25 的管道可不设高点排气口。

c. 有毒及易燃易爆液体管道的排放点不得接入下水道, 应接入封闭系统。比空气重的气体的放空点应考虑对操作环境的影响及人身安全的防护。

d. 从水平的气体主管上引接支管时, 应从主管的顶部接出。

⑩ 管道布置不应挡门、挡窗, 应避免通过电动机、配电盘、仪表盘的上空, 在有吊车的情况下, 管道布置应不妨碍吊车工作。在建筑物安装孔的区域也不应布置管道。

⑪ 由于管法兰处易泄漏,故生产管道除与设备接口和阀门法兰、特殊管件连接处采用法兰连接外,其他均采用对焊连接 ($DN \leq 40$ 的用承插焊连接或卡套连接)。

a. 采用成型无缝管件(弯头、异径管、三通)时,不宜直接与平焊法兰焊接(可与对焊法兰直接焊接),其间要加一段直管,直管长度一般不小于其公称直径,最小不得低于 100mm。

b. 管道对接焊口的中心与弯管起弯点的距离不应小于管于外径,且不小于 100mm。

c. 管道上两相邻对接焊缝间的净距应不小于 3 倍管壁厚,短管净长度应不小于 5 倍管壁厚,且不小于 50mm。对于 DN 大于或等于 50mm 的管道,两焊缝间的净距离应不小于 100mm。

d. 管道的环焊缝不应在管托范围内。焊缝边缘与支架边缘间的净距离应大于焊缝宽度的 5 倍,且不小于 100mm。不宜在管道焊缝及其边缘上开孔与接管。

e. 钢板卷焊的管子纵向焊缝应置于易检修和观察位置,且不宜在水平管底部。对有加固环或支撑环的管子,加固环或支撑环的对接缝应与管子的纵向焊缝错开,且不小于 100mm。

⑫ 管道平面敷设应有坡度,坡度方向一般均沿着物料流动方向,但也有与物料流动方向相反的(根据工艺要求确定)。坡度一般为 $1/400 \sim 5/1000$ 。输送物料粘度越大,其管道坡度也越大。含固体结晶的物料管道的坡度可至 $5/100$ 左右。埋地管道及敷设在地沟中的管道,在停止生产时,其积存物料不考虑故尽者,可不考虑敷设坡度。常用物料管道的坡度如下:

物料	蒸汽	蒸汽冷凝水	清水	冷冻水	生产废水	压缩空气	N_2 真空
坡度	5/1000	3/1000	3/1000	3/1000	1/1000	4/1000	3/1000

⑬ 当管道敷设采用低管架时,其管底标高不小于 0.3m;采用中管架时,不小于 2m;采用高管架时,当排管下不布置机泵,其最下层管道一般不低于 3.2m,而布置机泵一般不低于 4m。上下两层排管的标高差可取 1~1.4m。当管道通过厂区道路时,一般高度不小于 4m;通过厂区铁路时,则不小于 6m。

⑭ 管道间净距应满足管子焊接、隔热层及组件安装维修的要求。

a. 两管道上最突出部分之间的净距,中低压管道不应小于 30mm,高压管道不应小于 70mm。

b. 管道突出部分或管道隔热层外壁的最突出部分,距管架或框架的支柱、建筑物墙壁的净距不应小于 100mm,并应考虑拧紧法兰螺栓所需的空。

c. 无法兰不隔热管道间距应满足管道焊接及检修的要求,一般不小于 50mm。有侧向位移的管道应适当加大管道间的净距。

d. 金属管道常用管道间距见表 5.9~表 5.14。

⑮ 当管道穿越屋面、楼板、平台及墙壁时,一般应加套管保护,套管直径应不妨碍管道的热胀,并大于保温后的直径或法兰直径;低压常温管道可不加套管。常用管道穿越楼板、穿墙的开孔和套管尺寸见表 5.15。

⑯ 一般阀门的布置原则

a. 阀门应设在容易操作、便于安装、维修的地方。成排管道(如进出口装置的管道)上的阀门应集中布置,有利于设置操作平台及梯子。消防栓或消防用的阀门,应设在发生火灾时能安全接近的位置。

b. 阀门应设在热位移小的地方。阀门上有旁路线或偏置的传动部件时(如齿轮传动阀),应为旁路或偏置部件留有足够的安装和操作空间。埋地管道的阀门要设在阀门井内,井留有维修的空间。

c. 立管上阀门的阀杆中心线的安装高度宜在地面或平台以上 0.7~1.6m 的范围, $DN40$ 及以下阀门可布置在 2m 高度以下。位置过高过低时应设平台或操纵装置,如链轮或伸长杆等以便于操作。

d. 极少数不经常操作的阀,且其操作高度离地面不大于 2.5m,又不便另设永久性平台时,应用便携梯或移动式平台使人能够操作。阀门的阀杆不应向下垂直或倾斜安装。

e. 布置在操作平台周围的阀门手轮中心距操作平台边缘不宜大于 400mm,当阀杆和手轮伸入平台上方且高度小于 2m 时,应使其不影响操作人员的操作和通行安全。阀门相邻布置时,手轮间的净距不宜小于 100mm。安装在管沟或阀门井内经常操作的阀门,当手轮低于盖板以下 300mm 时,应加装伸长杆,使其在盖板下 100mm 以内。

⑰ 非金属管道的布置应有足够的管道柔性或有效的热补偿措施,以防因膨胀(或收缩)或管架和管端的位移造成泄漏或损坏,应采取有效的防静电措施;露天敷设时,应有防老化措施;在有火灾危险的区域内,应为其设置适当的安全防护措施。

⑱ 非金属衬里管道的布置应特别注意非金属材料的特性与金属材料之间的差异,使膨胀(或收缩)及其他位移产生的应力降到最小,每一板管线都应在三维坐标系的至少一个方向上设置一个尺寸调整管段,以保证安装准确。非金属衬里管不宜用于真空管道。

表 5.9 不保温管道间距表

mm

设有法兰的管道																					
↓ DN	L ₀	500	450	400	350	300	250	200	150	125	100	80	65	50	40	25	20	← DN			
20	110	340	310	290	260	240	210	180	160	140	130	120	120	110	110	100	100	700	460	500	
25	120	340	320	290	270	240	210	190	160	150	135	120	120	110	110	100	630	670	440	450	
40	120	350	325	300	275	250	220	195	165	155	135	130	130	120	110	595	610	645	430	400	
50	130	355	330	300	280	255	230	200	170	160	150	140	130	120	525	570	580	620	390	350	
65	140	365	350	310	290	260	240	210	180	175	155	145	140	470	500	545	560	595	360	300	
80	150	370	350	320	300	270	245	215	190	175	160	150	410	440	470	520	530	570	320	250	
100	160	380	360	330	310	280	255	225	200	185	170	350	385	420	450	490	500	540	290	200	
125	170	395	370	345	320	295	270	240	210	200	280	320	355	390	420	460	470	510	250	150	
150	180	410	385	355	330	305	280	255	225	255	270	310	340	370	400	445	460	500	240	125	
200	210	445	420	390	370	345	320	290	220	240	260	295	330	360	390	435	445	480	220	100	
250	240	470	450	420	400	370	345	200	210	230	250	285	320	350	380	425	435	470	200	80	
300	260	500	475	450	425	400	180	190	205	225	240	280	310	345	370	420	430	465	190	65	
350	290	525	500	475	450	160	170	180	195	215	230	270	305	335	365	410	420	460	180	50	
400	310	560	535	510	150	150	165	175	190	210	225	260	300	330	360	400	415	450	170	40	
450	340	585	560	125	140	150	160	170	180	200	215	255	290	320	350	390	410	440	160	25	
500	370	610	120	125	140	140	150	160	175	195	210	250	290	320	350	390	400	440	150	20	
DN →		20	25	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450	500	L ₀	↑ DN		

法兰相错的管道

注: 1. DN 为管道公称直径; L₀ 为管中线距墙边之距。

2. 法兰相错为大管道有法兰, 小管道无法兰。法兰按公称压力 4.0MPa 标准。

表 5.10 不保温管道间距表

mm

↓ DN	L ₀	法 兰 井 排 的 管 道																← DN
		500	450	400	350	300	250	200	150	125	100	80	65	50	40	25	20	
20	150	480	440	430	390	360	330	290	255	240	220	200	195	185	180	160	160	
25	160	490	450	440	395	365	330	300	260	245	225	205	200	190	180	165		
40	170	500	465	450	410	380	350	310	275	260	240	220	215	205	195			
50	180	510	470	460	420	390	355	320	280	265	245	230	220	210				
65	190	520	480	470	425	395	365	330	290	275	255	240	235					
80	200	530	490	480	435	405	370	340	300	285	265	250						
100	220	545	505	495	450	420	390	355	315	300	280							
125	240	565	525	515	470	440	410	375	335	320								
150	250	580	540	530	485	455	425	390	350									
200	290	620	580	570	525	495	465	430										
250	320	655	615	605	560	530	500											
300	360	685	650	635	590	560												
350	390	720	680	665	620													
480	430	760	720	710														
450	440	770	730															
500	480	810																

注：DN 为管道公称直径；L₀ 为管中线距墙边距离。

表 5.11 保温管道与不保温管道间距

不保温 管道 DN	保 温 管 道 DN																mm
	20	25	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450	500	
20	145	145	155	170	180	185	205	220	230	270	300	325	360	385	410	435	
25	150	150	160	170	185	190	210	225	235	275	305	330	365	390	415	440	
40	155	155	165	180	190	195	215	230	240	280	310	335	370	395	420	445	
50	160	160	170	185	195	200	220	235	245	285	315	340	375	400	425	450	
65	170	170	175	195	205	210	230	245	255	295	325	350	385	410	435	460	
80	175	175	185	200	210	215	235	250	260	300	330	355	390	415	440	465	
100	185	185	195	210	220	225	245	260	270	310	340	365	400	425	450	475	
125	200	200	210	225	235	240	260	275	285	325	355	380	415	440	465	490	
150	210	210	220	235	245	250	270	285	295	335	365	390	425	450	475	500	
200	240	240	250	265	275	280	300	315	325	365	395	420	455	480	505	530	
250	270	270	280	295	305	310	330	345	355	395	425	450	485	510	535	560	
300	295	295	300	320	330	335	355	370	380	420	450	475	510	535	560	585	
350	320	320	330	345	355	360	380	395	405	445	475	500	535	560	585	610	
400	340	340	350	365	375	385	405	420	430	470	500	525	560	585	610	635	
450	370	370	380	395	405	410	430	445	455	495	525	550	585	610	635	660	
500	395	395	400	420	430	435	455	470	480	520	550	575	610	635	650	685	

注: DN 为管道公称直径。

表 5.12 保温管道间距表 (适用于玻璃棉、水玻璃及珍珠岩)

↓ DN	L ₀	介 质 温 度 ≤150℃																← DN			
		20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95	100	110	120	150
20	170	460	425	400	375	360	335	305	265	255	240	225	215	210	200	200	200	200	200	200	500
25	170	460	425	400	375	360	335	305	265	255	240	225	215	210	200	200	200	200	200	200	450
40	180	470	435	410	385	370	345	315	275	275	260	250	235	220	200	200	200	200	200	200	400
50	185	475	440	415	400	375	350	330	290	280	265	255	240	230	210	210	210	210	210	210	350
65	195	485	450	425	410	385	360	340	300	290	275	265	250	240	220	220	220	220	220	220	300
80	210	500	465	450	425	410	385	365	325	315	300	280	265	255	235	235	235	235	235	235	250
100	220	510	485	460	435	420	395	380	340	330	315	300	285	275	255	255	255	255	255	255	200
125	235	535	500	475	460	435	410	390	350	340	325	310	295	285	265	265	265	265	265	265	150
150	245	545	510	485	470	445	420	395	355	345	330	315	300	290	270	270	270	270	270	270	125
200	285	585	550	525	510	485	460	435	395	385	370	355	340	330	310	310	310	310	310	310	100
250	315	615	580	565	540	515	490	465	425	415	400	385	370	355	340	330	320	310	300	290	80
300	340	640	615	590	565	540	515	490	450	440	425	410	395	380	365	350	340	330	320	310	65
350	365	675	640	615	590	565	540	515	475	465	450	435	420	405	390	380	370	360	350	340	50
400	390	700	665	640	615	590	565	540	500	490	475	460	445	430	415	405	395	385	375	365	40
450	415	725	690	665	640	615	590	565	525	515	500	485	470	455	440	430	420	410	400	390	25
500	450	760	725	700	675	650	625	600	560	550	535	520	505	490	475	465	455	445	435	425	20
DN →		20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95	100	110	120	150
																					↑ DN

注: 1. DN 为管道公称直径; L₀ 为管中线距墙边距离。

2. 介质温度 151~250℃ 的管间距, 按黑线上半部的数据加 20mm。

3. 介质温度 351~450℃ 的管间距, 按黑线下半部的数据增加 20mm。

表 5.13 保冷管道间距表 (适用于玻璃棉制品、泡沫塑料及珍珠岩粉)

mm

介质温度: 高于、等于 0℃

↓ DN	L ₀	500	450	400	350	300	250	200	150	125	100	80	65	50	40	25	20	← DN	
20	150	420	395	370	345	325	300	270	235	225	220	210	200	190	185	170	170	770	460
25	150	420	395	370	345	325	300	270	235	225	220	210	200	190	185	170	720	750	430
40	170	435	410	385	370	340	315	285	250	250	235	225	215	205	200	670	695	720	405
50	170	440	415	390	375	345	320	290	255	255	240	230	220	210	620	645	670	690	380
65	185	450	425	400	385	355	330	310	275	265	250	240	230	570	595	620	635	665	355
80	195	460	435	420	395	365	350	320	285	275	260	250	510	540	565	590	605	635	325
100	205	470	445	430	405	375	360	330	295	285	270	450	480	510	535	550	575	605	295
125	220	495	470	445	430	400	375	345	310	300	380	415	445	475	500	515	540	570	260
150	230	505	480	455	440	410	385	355	320	350	365	400	430	460	485	500	525	555	245
200	265	540	515	490	475	445	420	390	320	335	350	385	415	435	460	485	500	530	230
250	295	570	545	530	505	475	450	290	305	320	335	370	400	420	445	470	485	515	215
300	320	595	580	555	530	500	280	285	300	315	330	365	385	415	440	455	480	510	210
350	350	625	610	585	560	250	265	270	285	300	305	340	370	400	425	440	465	495	195
400	375	660	635	610	240	245	260	265	280	295	300	335	365	395	420	435	460	490	190
450	400	685	660	200	220	225	240	245	260	265	280	315	345	375	390	415	440	470	170
500	425	710	200	200	220	225	240	245	260	265	280	315	345	375	390	415	440	470	170
DN →			20	25	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450	500	L ₀

介质温度: 东北地区: 0 ~ -20℃; 华北地区: 高于、等于 0℃

注: 1. DN 为管道公称直径; L₀ 为管中线距墙边之距离。

2. 东北地区介质温度 -20 ~ -40℃、华北地区介质温度 0 ~ -20℃的保冷管道间距, 按上表中黑线下半部所列数据增加 40mm。

3. 华东地区介质温度高于、等于 -40℃的保冷管道间距, 按上表中黑线下半部所列数据增加 100mm。

表 5.14 PN=32.0MPa 不保温管道间距表

法 兰 相 错 的 管 道																	mm
↓ DN	L ₀	150	125	100	80	65	50	40	32	25	15	10	6	← DN			
6	155	310	275	260	240	220	210	190	175	165	160	155	145	490	310	150	
10	165	315	280	265	245	225	215	195	180	170	165	160	420	455	280	125	
15	170	320	285	270	250	230	220	205	190	180	175	390	405	440	265	100	
25	180	325	290	275	255	235	225	210	195	185	350	370	385	420	245	80	
32	190	330	295	280	260	240	230	215	200	305	335	355	370	410	230	65	
40	200	335	300	285	265	250	235	225	280	295	310	330	345	380	220	50	
50	220	345	310	295	275	265	245	245	265	280	295	315	330	365	200	40	
65	230	355	320	310	290	270	220	235	250	265	280	300	315	350	190	32	
80	245	370	335	320	300	200	210	230	240	255	270	290	305	340	180	25	
100	265	385	350	335	190	195	205	225	235	250	265	285	300	335	170	15	
125	280	395	360	175	185	190	200	220	230	245	260	280	295	330	165	10	
150	310	420	155	165	170	175	185	200	215	220	245	265	280	315	155	6	
DN→		6			10	15	25	32	40	50	65	80	100	125	L ₀	↑ DN	

注: 1. DN 为管道公称直径;

2. L₀ 为管中线距墙边之距离。

表 5.15 管道穿楼板、穿墙的开孔和套管尺寸表 (除英寸外均为 mm)

PN	DN																					
	类 别																					
	D																					
	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B										
有 法 兰 管	PN0.6	100	φ4"	110	φ4"	120	φ5"	150	φ6"	160	φ6"	180	φ6"	200	φ6"	219×4	220	φ4"	245×4	250	φ5"	273×4
	PN1.0	110	φ4"	120	φ5"	130	φ5"	160	φ6"	180	φ6"	200	φ6"	220	φ6"	219×4	240	φ4"	245×4	270	φ5"	273×4
	PN1.6	110	φ4"	120	φ5"	130	φ5"	160	φ6"	180	φ6"	200	φ6"	220	φ6"	219×4	240	φ4"	245×4	270	φ5"	273×4
	PN2.5	110	φ4"	120	φ5"	130	φ5"	160	φ6"	180	φ6"	200	φ6"	220	φ6"	219×4	240	φ4"	245×4	270	φ5"	273×4
	PN4.0	110	φ4"	120	φ5"	130	φ5"	160	φ6"	180	φ6"	200	φ6"	220	φ6"	219×4	240	φ4"	245×4	270	φ5"	273×4
	PN6.3	120	φ5"	140	φ6"	150	φ6"	180	φ6"	200	φ6"	220	φ6"	230	φ6"	245×4	270	φ4"	273×4	320	φ5"	325×4
无法兰管		50	φ2"	50	φ2"	50	φ2"	70	φ2 1/2"	80	φ3"	100	φ4"	110	φ4"	130	φ4"	150	φ5"	150	φ6"	φ6"
PN	DN																					
	类 别																					
	D																					
	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B										
		150		200		250		300		350		400		450		500						
有 法 兰 管	PN0.6	280	325×6	340	377×6	390	426×6	450	478×8	510	529×8	550	630×8	610	630×8	660	720×8					
	PN1.0	300	325×6	360	377×6	410	478×6	460	478×8	520	630×8	590	630×8	640	720×8	690	720×8					
	PN1.6	300	325×6	360	377×6	430	529×6	480	529×8	540	720×8	600	630×8	660	720×8	730	820×8					
	PN2.5	320	325×6	380	426×6	450	529×6	510	529×8	570	720×8	630	720×8	680	720×8	750	820×8					
	PN4.0	320	325×6	400	426×6	470	630×6	530	630×8	590	720×8	680	720×8	700	720×8	780	820×8					
	PN6.3	360	377×6	420	426×6	490	630×6	550	630×8	620	720×8	690	720×8	700	720×8	830	920×8					
无法兰管		180	196×4	240	273×4	300	325×6	350	377×6	400	426×6	450	478×6	500	529×8	550	630×8					

注: 1. 表中 A 类数字用于楼板开孔时, 系指圆孔直径; 用于墙上开孔时, 系指孔的边长。

2. 保温管道留孔大小, 可按有法兰管留孔。

3. B 类为加预埋套管的尺寸。

5.3.4 管道布置典型设计

(1) 塔的配管

① 塔的管道布置应从塔顶部到底部自上而下进行规划,并且应首先考虑塔顶和大直径的管道的位置和自流管道的走向,再布置压力管道和一般管道,最后考虑塔底和小直径管道。

② 塔上的接管应位于靠管廊一侧布置,沿塔布置的主管应尽量靠近塔,穿过平台处管道保温层不得与平台圈构件相碰。同时也不应与其他平台的梁相碰。

③ 塔顶管道一般有塔顶气、放空和安全阀出口管道,塔顶放空管道一般安装在塔顶气管道最高处水平管段的顶部,并应符合防火规范的要求。塔顶气管一般管径较大,应尽可能短的布置,要“步步高”,不宜出现袋形管,且具有一定的柔性。

④ 塔顶为两级冷凝时,其管道布置应使冷凝液逐级自流,塔顶气总管与冷凝器入口支管应对称布置。当塔顶压力用热旁路控制时,热旁路管应保温,尽量短,其调节阀安装在回流罐上部,且管道不得出现“袋形”。每一根沿塔管道都需在上部设承重支架,并在适当位置设导向支架,以免管嘴受力过大。

⑤ 塔体侧面管道一般有回流、进料、侧线抽出、汽提蒸汽、蒸发器入口和返回管道等。为使阀门关闭后无积液,上述管道上的阀门宜直接与塔体管口相接,进(出)料管道在同一角度有两个以上的进(出)料开口时,管道应考虑一定的柔性。

⑥ 塔底的操作温度一般较高,因此在设计塔底管道时,其柔性应满足规范要求;尤其是塔底抽出管道和泵相连时,管道应短且少拐弯,还需有足够的柔性以减少泵嘴受力。塔底抽出线应引至塔裙或底座外,塔裙座内不应设置法兰、阀门、仪表接头等部件。塔底到塔底泵的抽出管道在水平管段上不得有“袋形”,应是“步步高”,以免塔底泵产生汽蚀现象。抽出管上的隔断阀应尽量靠近塔体,并便于操作。

⑦ 塔的管口方位应满足塔内件工作原理及结构要求,设计时应考虑设备内件整体结构的相对方位与管口方位同时确定。

a. 对于有塔板的塔,人孔宜布置在与塔板溢流堰平行的塔直径上,条件不允许时可以不平行,但人孔与溢流堰在水平方向的净距离应大于50mm。

b. 液位计接口可通过根部阀与液位计直接连接,也可通过根部阀与液位计连通管连接。不得把液位计接口布置在进料口的对面,除非进料口有内挡板保护。与塔直连的外浮筒式液位控制接管应加挡板。液位计、液位控制浮筒、报警器等设施常位于塔平台内或局部平台端部,以便于维修。

c. 压力计接口应布置在塔的气相区内,使压力计读数不受液位压头的影响。气相取样口和测温口应避免开塔板降液槽的气相区。液相取样口和测温口应设在降液管区域的塔板持液层内。对于易结晶的液相取样管应坡向塔板。

d. 塔顶部吊柱的定位应使旋转时可到达平台外起吊点上方,以及平台内所有人孔的位置,并与梯子的设置统一布置。在事故时,人孔盖板顺利关闭的方向与人疏散的方向应一致,使之不受阻挡。

⑧ 应和应力分析工程师一起确定塔上固定支架和导向支架的位置,以便向设备专业工程师提出荷载条件。沿塔敷设的两根或多根管道的承重支架,管径较大时其位置要错开。确定承重架位置时,应使作用在管接口上的荷载最小。

⑨ 一般塔的配管实例见图5.14和图5.15。

(2) 换热器的配管

① 换热器的配管要满足工艺和操作的要求,同时还应便于检修和安装。配管应使换热器内气相空间无积液,液相空间无气阻。管道不应妨碍拆卸换热器端盖法兰和抽出管束,并留有足够的空间。

② 当换热器管道架空布置时,其管道标高的确定要同管廊或其他相邻管道相互协调,进出管廊的换热器连接管的支承点标高应尽量一致。

③ 如果管道下方是换热器的可拆部分,则一般在此管道上也要设可拆卸段,以便于下方设备的拆卸。如果为拆换热器的封头而设置吊柱,则配管必须避开吊柱的活动范围。

④ 为了有助于降低换热器的安装高度,对 $DN \geq 200\text{mm}$ 的冷却水管,配管时宜采用在两个弯头间的水平管道上安装阀门,并可采用带弯头的管口。特别对于重叠的卧式换热器,更适合采用上述这种配管形式。

⑤ 在框架上,对于几台并联的换热器,为了使流量分配均匀,管道宜对称布置,但支管有流量调节装置时可除外。多台换热器公用的蒸汽或冷却水的总管宜布置在平台下面。在塔顶管道进入分配总管的地方,至少应有一段相当于3倍管径长度的直管段,以保证物料均匀地分配至各换热器。

⑥ 立式再沸器的管道必须有足够的柔性,以补偿在各种工况下设备和管道的热膨胀。配管时应留出在原地拆卸再沸器管束所需的空間。

⑦ 管壳式换热器的配管实例见图5.16和图5.17。

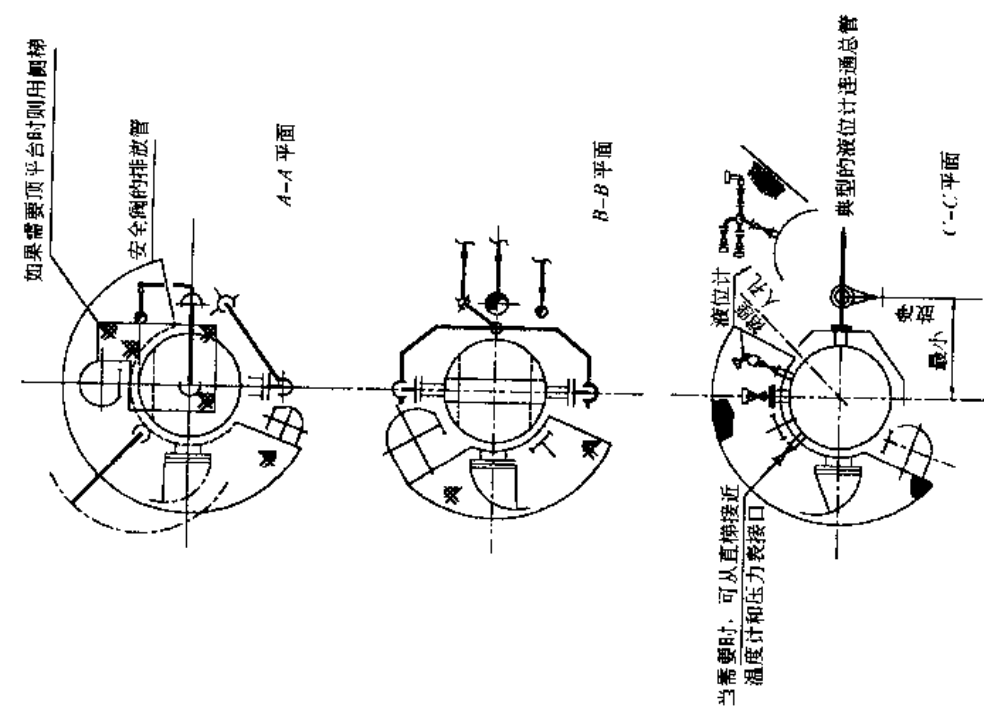


图 5.15 塔的 A-A、B-B、C-C 平面

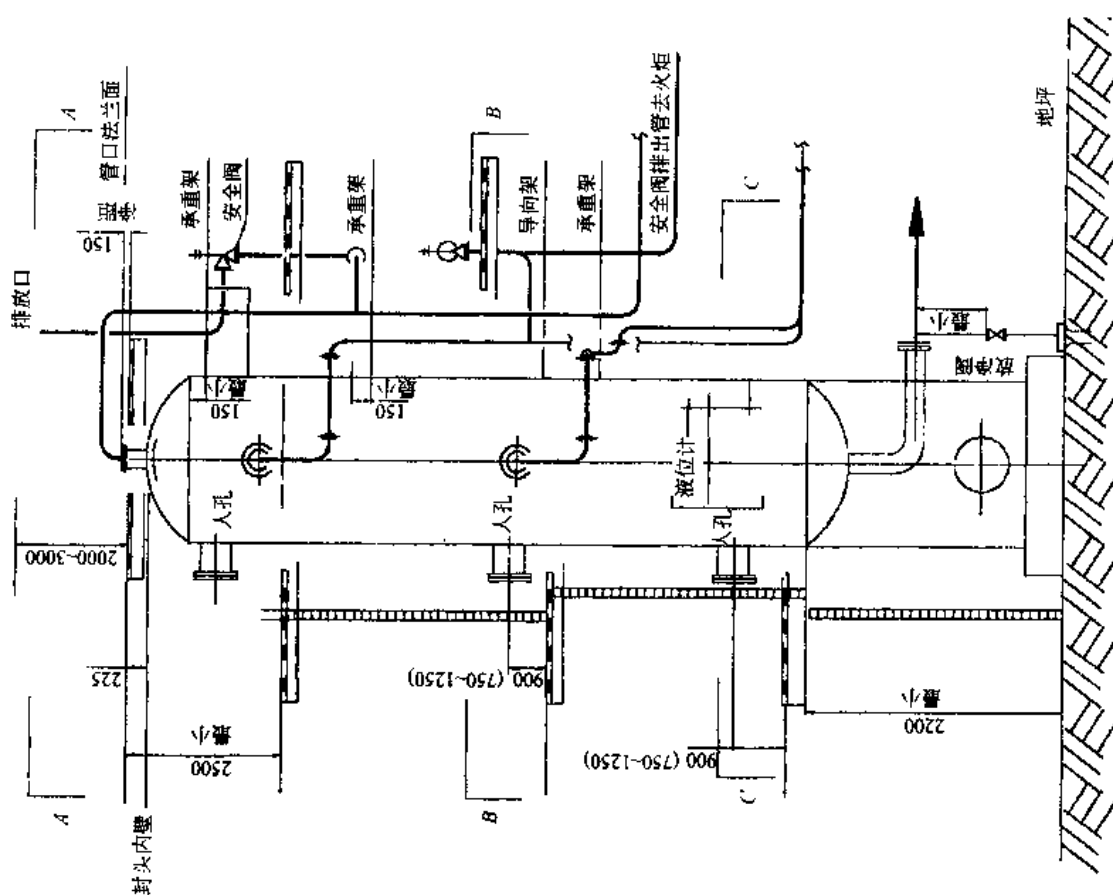


图 5.14 塔的立面配管

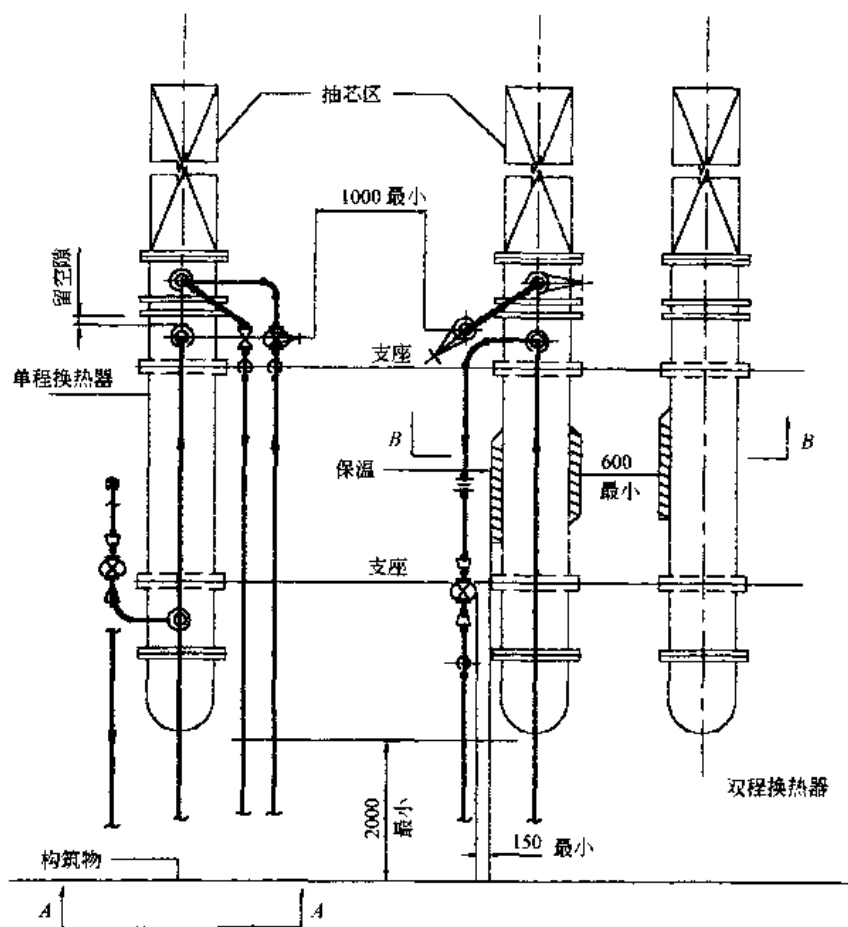


图 5.16 换热器平面配管

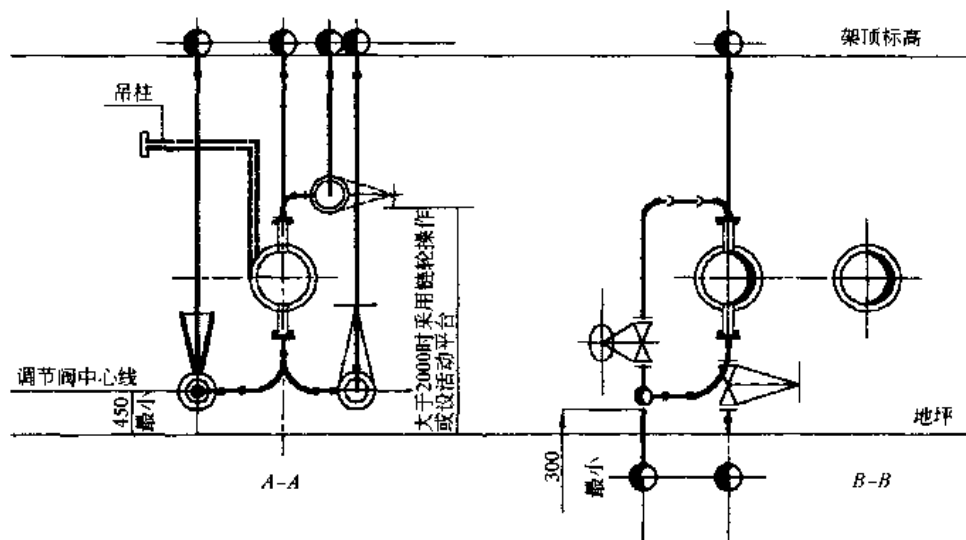


图 5.17 换热器 A-A、B-B 立面

(3) 泵的配管

① 泵的配管除必须满足净正吸入压头 (NPSH) 的要求外, 还应防止偏流而影响泵的性能。管道柔性分析应满足泵制造厂关于管口受力的要求。在布置管道时应留出合适的通道宽度及阀门的高度, 并不得影响起重机的运行, 包括吊有重物行走时不受管道的阻碍。

② 在泵维修时, 其配管应不需要设临时支架, 距泵最近的一个支架宜设计为垂直向可调式支架, 并尽

量设在该管无垂直位移的点上。

③ 当泵入口处有变径时,应采用偏心异径管,即当弯头向下时,使异径管顶平;弯头向上并无直管段时,使异径管底平。如弯头与异径管间有直管段,仍应采用顶平的异径管,并在低点增加排液口。

④ 泵的吸入口处如有水平布置的弯头时,应在吸入口和弯头之间设一段直管段,单侧吸入所设置管段长度大于3倍的管径,双侧吸入所设置管段长度至少为7倍的管径。当直管段布置位置不够长时,应在短管内安装整流或导流板,或改变配管设计。

⑤ 为了便于拆卸试车用临时过滤器,应在泵的入口处设置一段法兰短管,并备有一个与临时过滤器同厚的垫环,以置换临时过滤器。尽可能将入口切断阀布置在垂直管道上。

⑥ 当泵出口管道垂直向上时,应根据需要在止回阀出口侧管道(或止回阀盖上钻孔)安装放净阀,亦可在止回阀出口法兰所夹的排液环接口安装放净阀。

⑦ 对于往复泵的配管还应在泵出口处(或尽量靠近出口)安装足够容积的缓冲罐(或脉动衰减器),以缓解或消除所产生的脉冲振动,同时注意减小支架跨距,增加支架刚度,以抑制可能产生的机械振动。

⑧ 对输送含固体的液体泵的配管,为减少管系压降和沉积物堵塞,泵出入管的分支管连接宜采用45°斜接,并且分支管道上的阀门位置应尽量靠近其根部安装。这类管道上不宜选用闸阀。

⑨ 泵的配管实例见图5.18和图5.19。

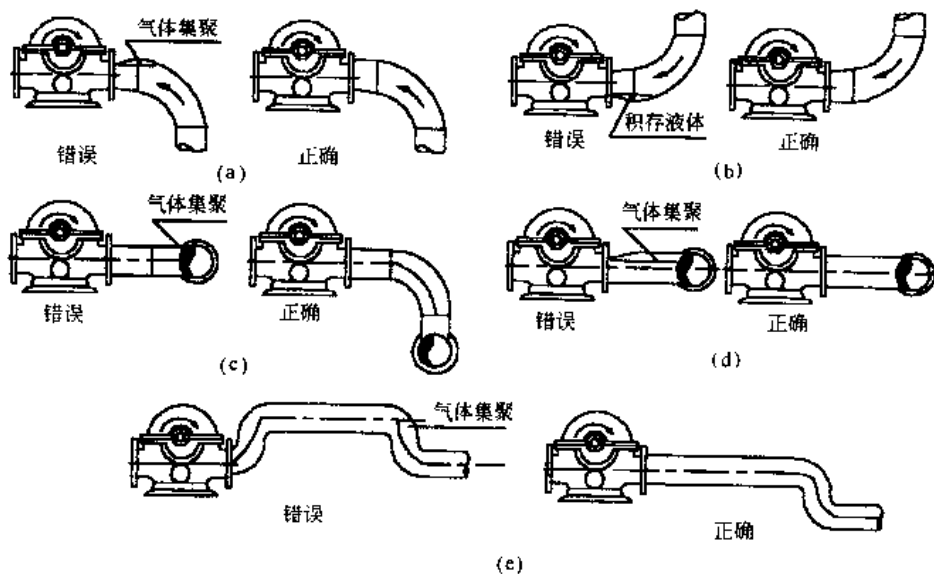


图5.18 泵入口偏心异径管的使用

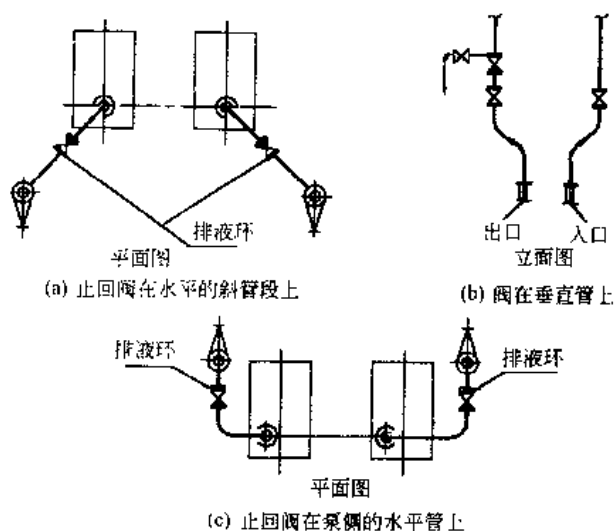


图5.19 离心泵出口管道典型布置

(4) 压缩机的配管

① 对离心式压缩机的配管,必须对管系进行柔性(热胀应力)分析,应符合管口受力的要求。对往复式压缩机的配管,除要求柔性分析外,还须进行振动分析,直到两种分析都合格后配管才算符合要求。

② 当离心式和往复式压缩机布置在厂房内时,其进出口总管通常设置在厂房地侧,进出口不宜直接接弯头,其最短直管段应大于2倍的DN,通常可取3~5倍DN;由分离罐至压缩机入口的气体管应坡向分离罐;应在靠近其入口的管道上设置一段可拆卸短管,以便安装临时过滤器。

③ 对往复式压缩机的配管可适当提高小直径支管强度,如增加壁厚或加筋,采用加强管件等措施,抵抗由于振动可能产生的疲劳破坏;对有些出入口管道在能满足管系柔性的前提下,宜尽量少用弯头,

必须采用时,应使用 45° 弯头或使用较大曲率半径的弯管,以减缓激振反力对管系的影响。

④ 对短时的蒸汽排气管,一般可直接排往大气,排放口应高于周围的操作面或建构筑物 2.5m 以上,以免烫伤。排气口的噪声超过规定时,应采取措施将噪声控制在允许范围内。

⑤ 所有压缩机的配管,不得占用机组及辅助设备抽内件的检修空间,也不得影响起重机的正常运行;如管道必须沿地面敷设时,在操作通道处应设跨越桥。

⑥ 压缩机的配管实例见图 5.20~图 5.23。

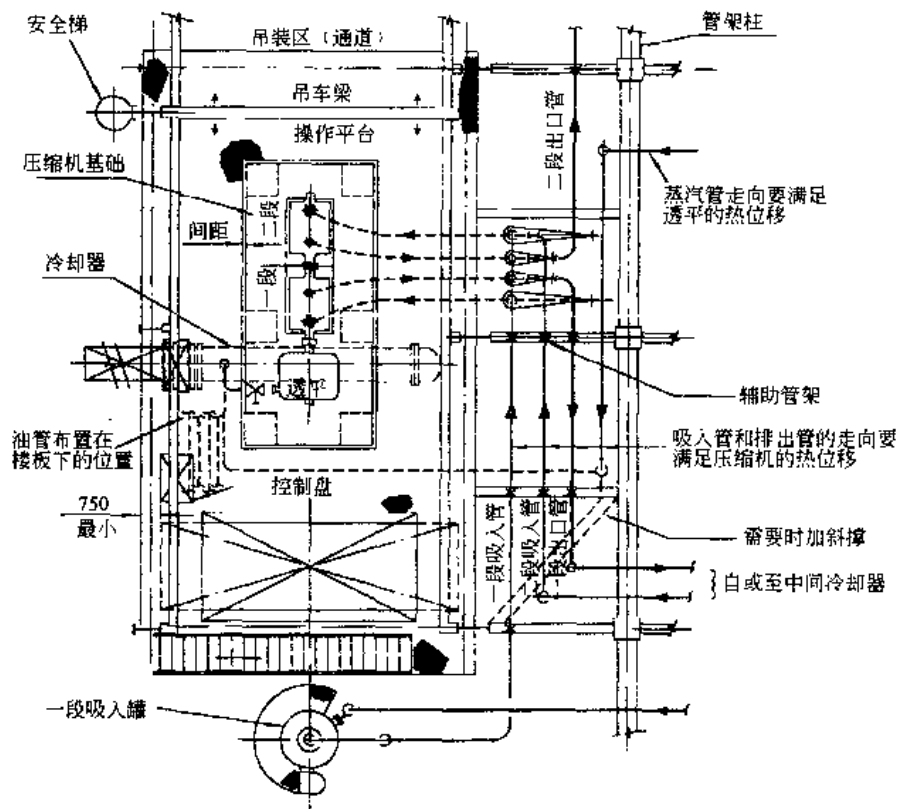


图 5.20 离心式压缩机的平面配管

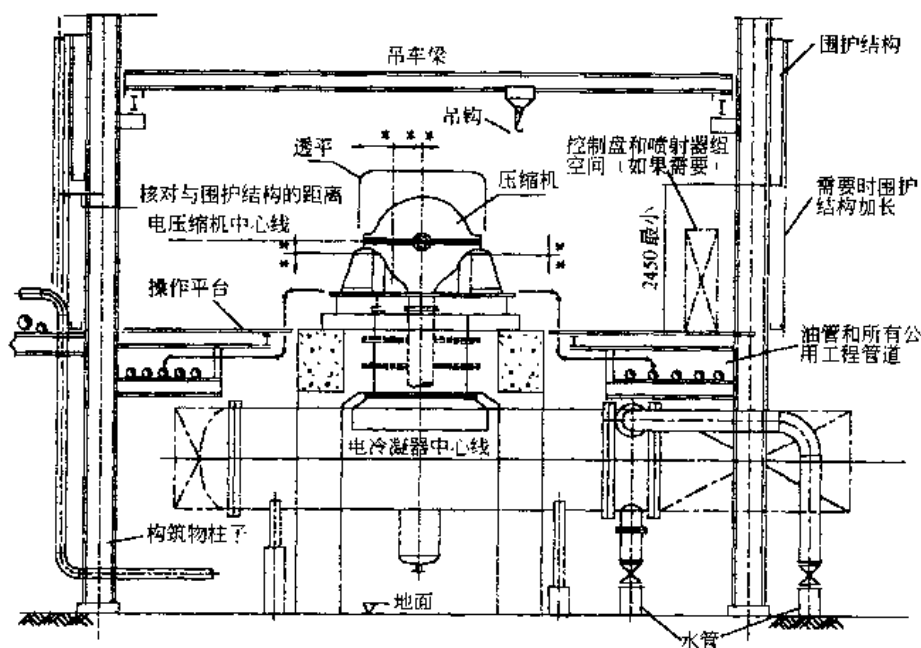


图 5.21 离心式压缩机的立面配管

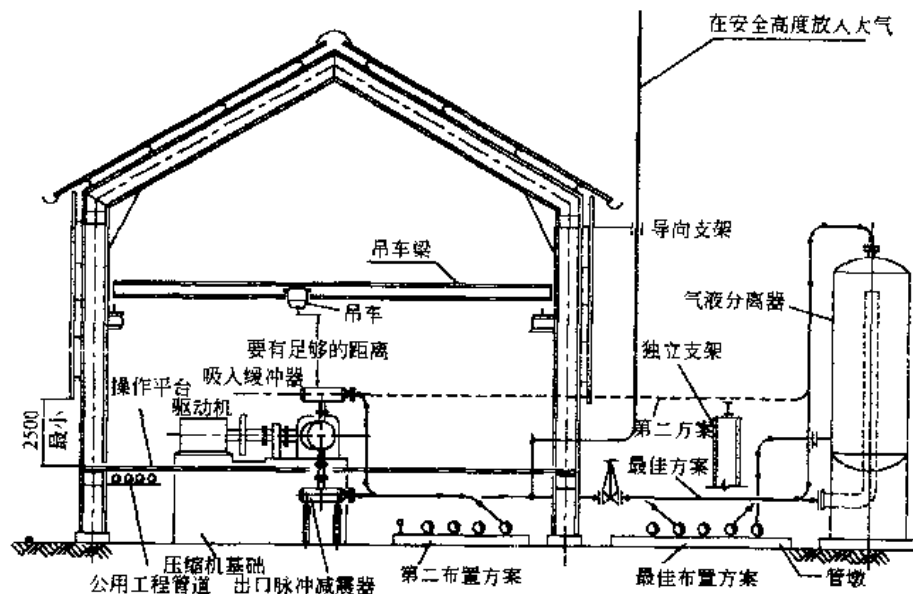


图 5.22 往复式压缩机的立面配管

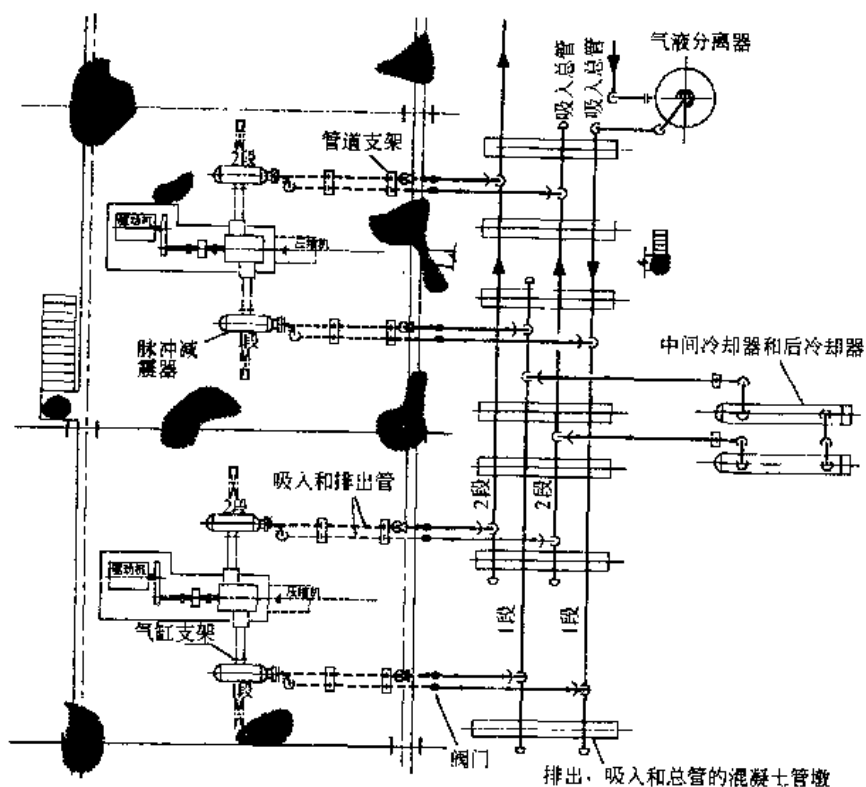


图 5.23 往复式压缩机的平面配管

(5) 管廊上的配管

① 根据装置设备布置图和管道仪表流程图 (PID), 确定管廊上的管道走向及管道根数, 并据此进行管廊上的管道布置。

② 在管道总根数、管径、介质等已知的条件下, 根据管道走向调整局部通过管廊的管道, 合理利用空间, 并确定管廊的宽度及层数。

③ 在管廊上大直径管道尽量靠近柱子布置, 需要热补偿的管道, 宜布置在横梁端部, 以便设“Π”形膨胀弯。对设有阀门的管道及需要经常维修的管道, 应在适当的位置设置操作平台, 并布置在管廊上层。

④ 管廊上的冷介质及易燃介质管道应布置在热介质管道的下方；非金属及腐蚀性介质的管道宜布置在下层；仪表电缆及电气电缆槽架宜布置在上层。

⑤ 要求无袋形并带有坡度的管道（如火炬管）应布置在管廊顶层；坡向分液罐或其他设备，坡度宜不小于 0.003；该管上所有支管都应从该管的顶部连接，并且应顺着管内气体流动方向倾斜 45°。

⑥ 在管廊上可利用大管道支吊小管道，以缩小管廊的宽度，并满足小管道的跨距要求；在管道排列布置时，宜留有 10%~30% 的空位，并需要考虑预留空位的荷载。

⑦ 在管廊上集中布置的阀门应错位布置，以保证管道布置紧凑；由总管引出的支管上的阀门应尽量靠近总管布置，并装在水平管道上；管道及阀门采用螺纹连接时，活接头宜靠近阀门，以便拆卸。

⑧ 管廊上的配管实例见图 5.24 和图 5.25。

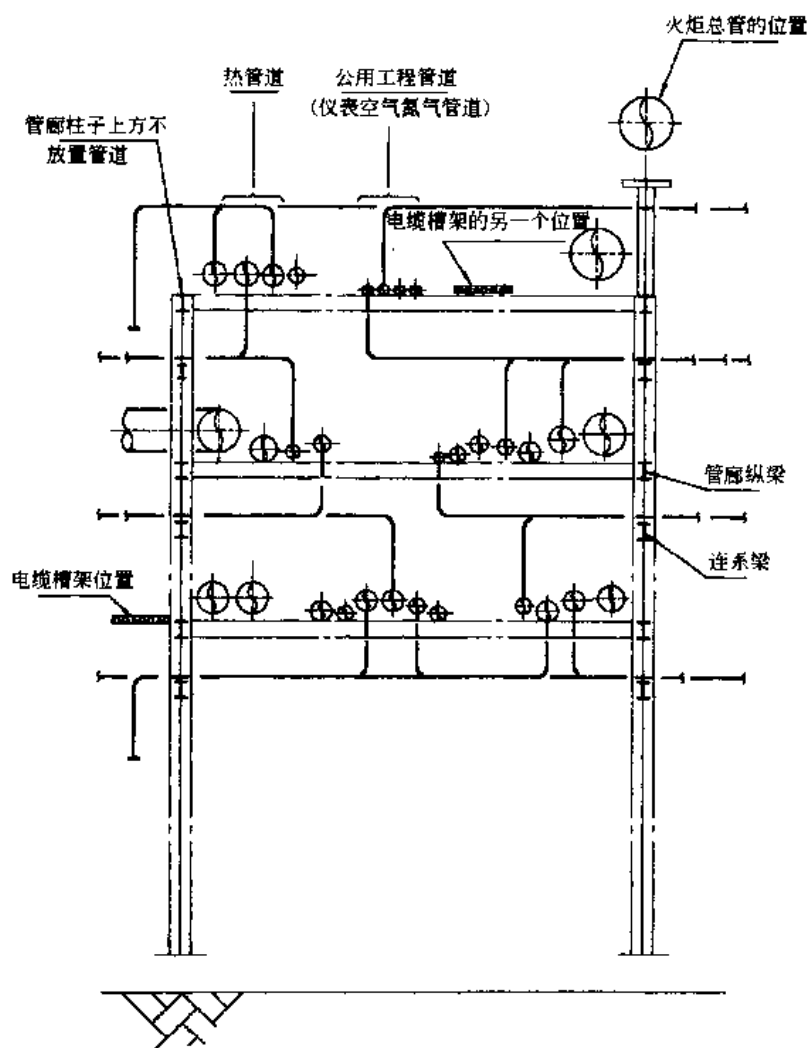


图 5.24 管廊上管道排列立面布置

(6) 疏水阀组的配管

① 一般疏水阀均要求安装在水平管道上，并直立敷设。液体膨胀式恒温疏水阀可卧放安装。当疏水阀管口是上下方向时，管道应由水平向变为垂直向与其相连。

② 疏水阀入口管宜设置低于设备、管道（包括蒸汽冷凝液收集管）的排液口；恒温式疏水阀的入口管应留有 1m 长的不保温管段；疏水阀入口管不应有上凸的袋形管。

③ 对于压差大的疏水阀，其阀后管道易产生振动，设计中应予特别注意。在加热设备内不会积液的情况下，疏水阀宜尽量靠近闪蒸罐、回收槽的管口；疏水阀出口管与总管相接时，应防止水锤现象发生。

④ 疏水阀组出口应设置 DN20 的检查阀，水平管道上如需变径时，应采用底平的偏心异径管。

⑤ 疏水阀组的配管实例见图 5.26~图 5.30。

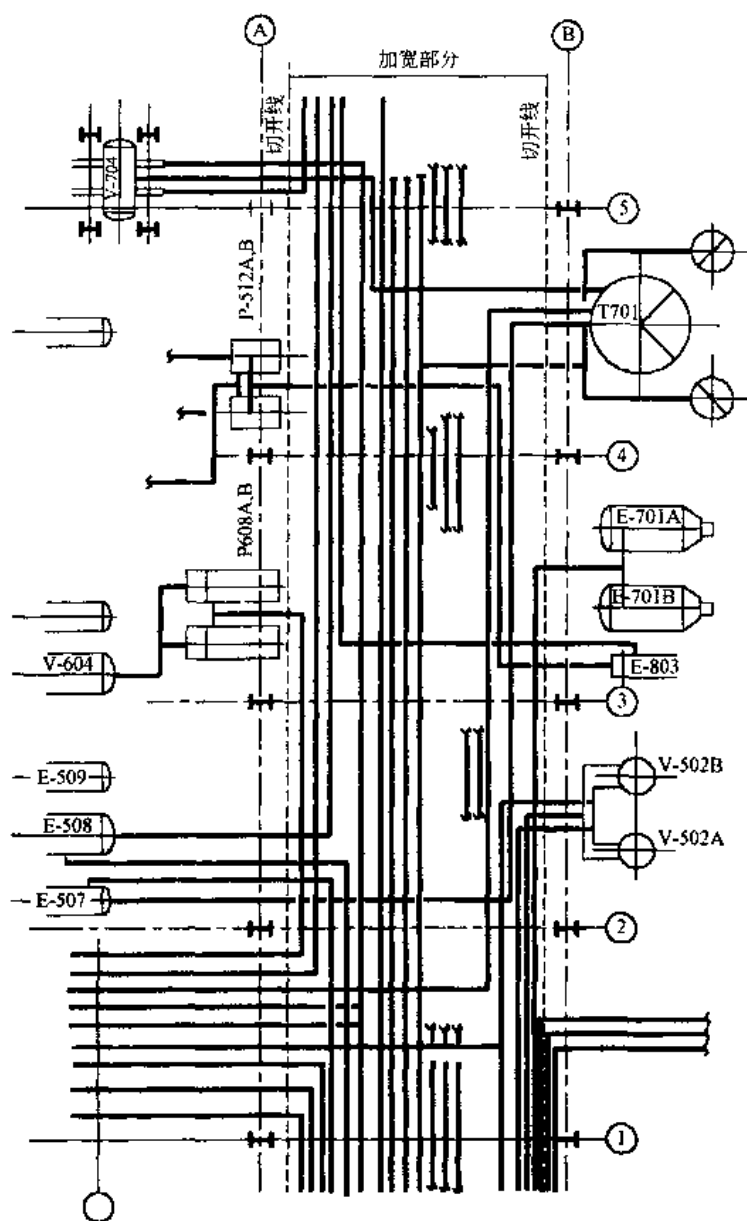


图 5.25 管道走向平面布置

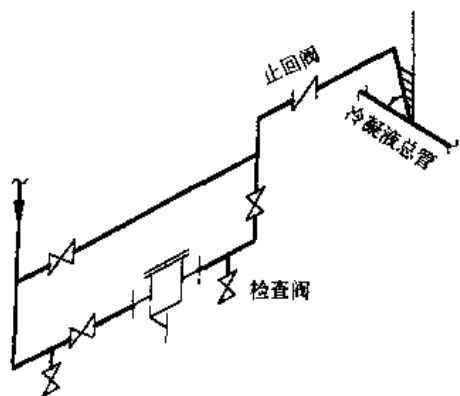


图 5.26 热动力式疏水阀组配管实例之一：立式布置

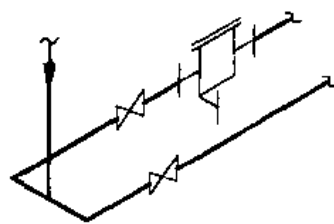


图 5.27 热动力式疏水阀组配管实例之二：卧式布置

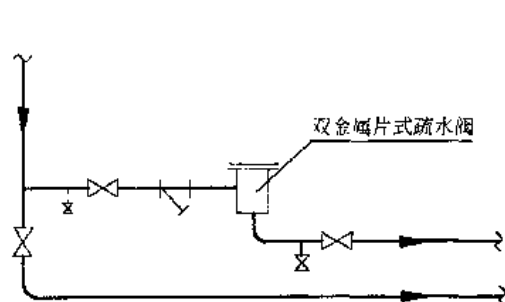


图 5.28 双金属片式疏水阀组的配管

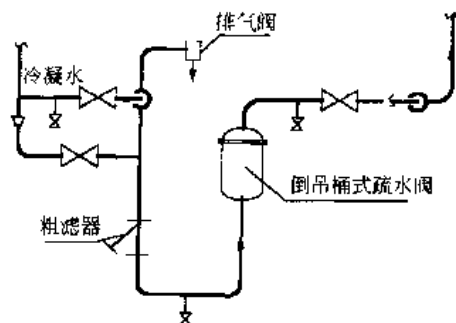


图 5.29 倒吊桶式疏水阀组的配管

(7) 调节阀组的配管

① 调节阀宜直立安装于水平管道上，应布置在地面、楼面、操作平台上或通道两旁，并尽量靠近与其操作有关的现场检测仪表，便于调试、检查和拆卸。

② 一般水平安装的调节阀其管底距地面或平台面的高度最低为 450mm；执行机构上方要至少有 200mm 净空；调节阀膜头与邻近设备或墙壁之间最少净距为 200mm，也不应与本阀组的组成件相碰；调节阀组的切断阀手轮或阀杆（对明杆式闸阀按全开考虑）与邻近设备或墙壁之间的最小维修用净距为 700mm；相邻两手轮之间的最小净距为 75mm。

③ 调节阀出、入口处宜选用偏心异径管，并以底平安装；调节阀采用组成件连接时，相邻环焊缝的最小间距应不小于 5 倍管壁厚，即不小于 50mm；在调节阀入口前管道最低处应配置排液口及阀门，排液口距地面或楼面不小于 150mm。

④ 调节阀组应安装在环境温度不高于 60℃，不低于 -40℃ 的地方和离振动源较远的地方。

⑤ 调节阀组的典型配管见图 5.31。

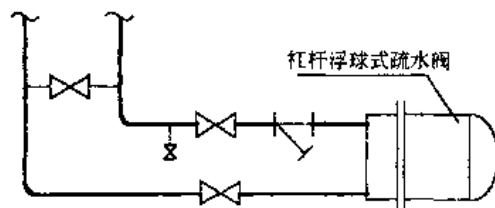


图 5.30 杠杆浮球式疏水阀组的配管

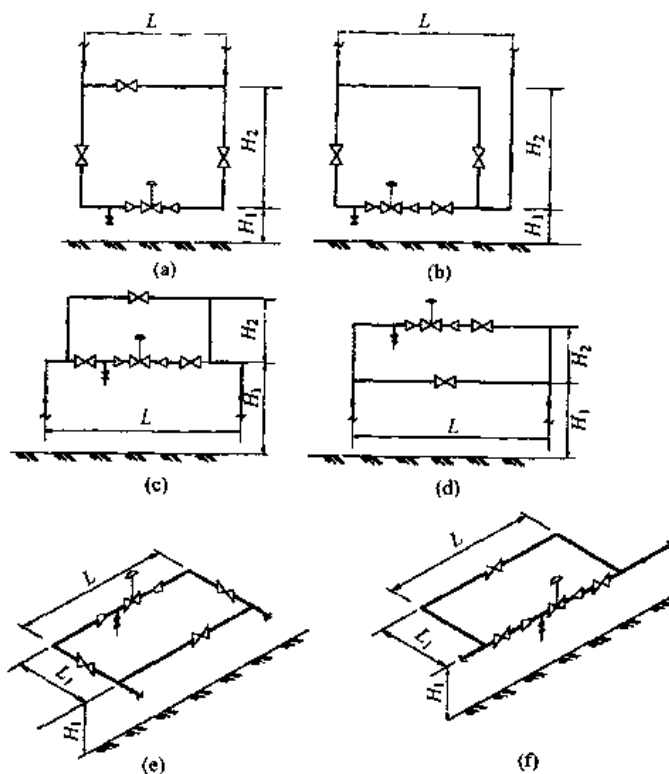


图 5.31 调节阀组的典型布置

注：1. 本图仅表示几种常用的布置形式，进、出阀组的管道可根据需要改变方位。
2. 图中尺寸请参见有关设计资料。

5.3.5 管道布置图和轴测图上管子、管件、阀门及管道特殊件图例



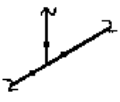


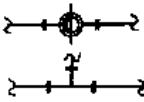

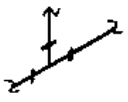


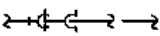

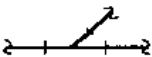
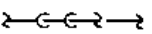


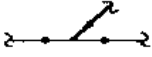

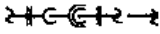














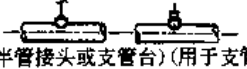



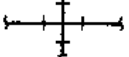

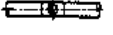








(1) 管子、管件和法兰

名 称		管 道 布 置 图		轴 测 图
		单 线	双 线	
管子				
现场焊				
伴热管 (虚线)				
夹套管 (举例)				
地下管道 (与地上管道合画一张图时)				
异径法兰 (举例)	螺纹、承插焊滑套			
	对焊			
法兰盖	与螺纹、承插焊或滑套法兰相接			
	与对焊法兰相接			
同心异径管 (举例)	螺纹或承插焊			
	对焊			
	法兰式			
偏心异径管 (举例)	螺纹或承插焊	平面		
		立面		
	对焊	平面		
		立面		
	法兰式	平面		
		立面		
		平面		
		立面		

续表

名 称		管 道 布 置 图		轴 测 图
		单 线	双 线	
90° 弯 头	螺纹或承插焊连接			
	对焊连接			
	法兰连接			
45° 弯 头	螺纹或承插焊连接			
	对焊连接			
	法兰连接			
U 形 弯 头	对焊连接			
	法兰连接			
斜接弯头 (举例)				
三 通	螺纹或承插焊连接			

续表

名 称		管 道 布 置 图		轴 测 图
		单 线	双 线	
三 通	对焊连接			
				
	法兰连接			
				
斜 三 通	螺纹或承插焊连接			
				
	对焊连接			
				
	法兰连接			
				
焊 接 支 管	不带加强板			
	带加强板			
伴 及 管 接 管 头	螺纹或承插焊连接			
	对焊连接		 (用于半管接头或支管台) (用于支管台)	
四 通	螺纹或承插焊连接			
				
	对焊连接			
				
	法兰连接			
				

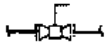
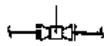













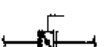







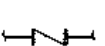
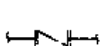


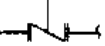





















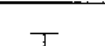


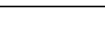
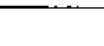


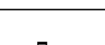



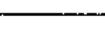



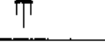



续表

名 称		管 道 布 置 图		轴 测 图
		单 线	双 线	
管 帽	螺纹或承插焊连接			
	对焊连接			
	法兰连接			
堵头	螺纹连接			
螺纹或承插焊接头				
螺纹或承插焊活接头				
软管 接头	螺纹或承插焊连接			
	对焊连接			
快速 接头	阳			
	阴			





(2) 阀门

名 称	管道布置图各视图			轴 测 图	备 注
闸 阀					
截止阀					
角 阀					
节流阀					
“Y”形阀					
球 阀					
三通球阀					






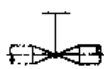
续表

名 称	管道布置图各视图			轴测图	备 注
旋塞阀 (COCK, PLUG)					
三通旋塞阀					
三通阀					
对夹式蝶阀					
法兰式蝶阀					
柱塞阀					
止回阀					
切断止回阀					
底阀					
隔膜阀					
“Y”形隔膜 阀					
放净阀					
夹紧式胶管阀					
夹套式阀					
疏水阀					
减压阀					
弹簧式安全阀					
双弹簧式安全 阀					











续表

名 称	管道布置图各视图			轴测图	备 注
杠杆式安全阀					杠杆长度应按实物尺寸的比例画出






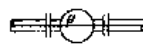
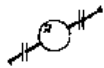

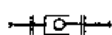


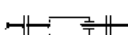
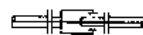







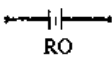


























非 法 兰 的 端 部 连 接

名 称	螺纹或承插焊连接		对 焊 连 接		备 注
	单 线	双 线	单 线	双 线	
闸 阀					
截止阀					

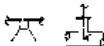


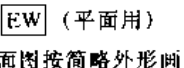
(3) 传动结构

名 称		传 动 结 构			轴 测 图	备 注
		管道布置图各视图				
电动式						1. 传动结构形式适合于各种类型的阀门 2. 传动结构应按实物的尺寸比例画出, 以免与管道或其他附件相碰
气动式						
液压或气压缸式						
正齿轮式						
伞齿轮式						
伸长杆 (用于楼面)	普通手动 阀门					
	正齿轮式 阀门					
链轮阀						

(4) 管道特殊件

名 称		管 道 布 置 图		轴 测 图	备 注
		单 线	双 线		
漏斗					带盖的漏斗画法 
视镜					玻璃管式视镜画法 举例 
波纹膨胀节					
球形补偿器					也可根据安装时的 旋转角表示
填函式补偿器					
爆破片					
限流孔板	对焊式				
	对夹式				
插板及垫环					
8字盲板					 正常通过  正常切断
阻火器					
排液环					
临时过滤器					
Y形过滤器					
T形过滤器					
软管					

续表

名 称	管 道 布 置 图		轴 测 图
	单 线	双 线	
喷 头			
洗眼器及淋浴			

注：1. C.R 为同心异径管；E.R 为偏心异径管；FOB 为底平；FOT 为顶平。

2. 其他未画视图按投影相应表示。

3. 点划线表示可变部分。

4. 轴测图图例均为举例，可按实际管道走向作相应的表示。

5. 消声器及其他未规定的特殊件可按简略外形表示。

5.4 化工装置管道材料控制

5.4.1 管道材料控制设计依据

管道材料控制专业是从传统的工艺设计程序中派生出来的一个专业。根据管线输送流体的介质特性、操作温度、操作压力、腐蚀特性等参数和生产操作的要求，将装置内的管道划分成若干个类别等级，然后根据划分的等级，逐个确定各等级的材料标准，明确规定每一等级所用管子、阀门、法兰、管件、紧固件、垫片等的规格、范围、特性、材料及标准。由于划分了等级，实现了管道材料的标准化、系列化，减少了种类，提高了互换性，给设计、施工及管理带来了极大的方便。

① 常用的设计标准和规范（详见管道材料常用标准）

国家标准、国际标准

行业标准（部、总公司等）

企业标准

相关的手册

② 设计基础资料

工程开工报告

工程设计基础数据

工程设计统一规定

工艺专业发表的工艺流程图（PFD）、工艺设备表

采购部门提供有关产品样本

用户有关规定或意见

管道布置、管道机械、设备等专业提供的设计条件

5.4.2 管道材料设计工作内容

（1）管道材料专业在各设计阶段的主要工作任务

① 根据工艺、工艺系统专业提供的设计条件，对管道材料的材质、规格、标准、范围作出规定。并对管道材料的数量作最终汇总，提出采购清单；负责编制处理管道材料的采购技术文件，必要时，参与检验和试验。

② 根据工艺系统专业的设计条件和用户提供的数据，对隔热、隔声、防腐涂层材料的材质、标准作出选择和规定。并对该类材料的数量作最终汇总，提出采购清单。

③ 负责编制、修订本专业的标准、规范和手册，积累新材料、新产品使用经验和有关数据等技术资料。

④ 配合有关部门的投标报价工作。

⑤ 解决施工过程中有关的管道材料问题。

（2）初步设计（基础设计）阶段管道材料设计工作内容

① 初步的管道材料（M、P类）设计规定

② 初步的管道分类索引

③ 初步的管道材料分类表

④ 初步的管道壁厚表

⑤ 技术风险备忘录

(3) 施工图设计(详细设计)阶段管道材料设计工作内容

① 管道材料控制设计规定

② 管道材料等级索引

③ 管道材料等级表

④ 管道壁厚表

⑤ 支管连接表

⑥ 隔热设计规定

⑦ 涂漆与防腐设计规定

⑧ 阀门数据与尺寸表

⑨ 管道与仪表材料分界规定

⑩ 涂色设计规定

⑪ 隔热施工说明书

⑫ 涂漆施工说明书

⑬ 管道材料施工说明书

⑭ 对订货周期长或国外订货的材料,作出材料估计,并提出预采购清单

⑮ 特殊管件及非标管件的采购清单

⑯ 全装置最终分类材料汇总表,材料备品数量的建议及最终采购清单

⑰ 向采购部门提出推荐供货厂(商)的建议或意见,对制造厂商的报价文件进行技术评审

⑱ 同供货厂(商)进行技术联系,并审查供货厂(商)的图纸资料

5.4.3 管道材料选用原则

(1) 管道材料选用的基本原则

① 明确化工工艺装置生产过程中各种介质的操作工况和使用条件,如压力、温度和被输送流体的物化性质:组成、腐蚀性、物态、间歇或连续操作。

② 全面了解各种工程材料的特性,正确地选择所使用的材料,并认真分析生产过程中可能出现的各种材料问题,如材料韧性降低的影响因素,同时要考虑所选用材料的加工工艺性和经济性。

③ 对于新型材料和特殊材料的选用要严格建立在试验与生产考验的基础上,经过充分论证后方可选择使用。

(2) 金属材料的选用原则

① 材料的使用性能 材料的机械性能和化学、物理特性,应符合有关标准和规范的要求。

各种全金属材料的使用温度范围应符合《钢制压力容器》(GB 150)和《工业金属管道设计规范》以及《化工厂和炼油厂管道》(ANSI B31.3)等相关规定。

② 材料的工艺性能 工艺管道是由管子、法兰、阀门和管件组成,因此金属材料能够适应加工工艺要求的能力是决定能否进行加工和如何加工的重要因素。

工艺性能大致分为焊接性能、切削加工性能、轧制性能和铸造性能等。而对用于制作管件的材料,其焊接性能和切削加工性能最为重要。特别是对特殊管件的选材要充分考虑所选材料的工艺性能。

③ 材料的经济性 经济性是选材必须考虑的重要因素,经济性不仅指所选用材料本身的价格,而且还要考虑其加工制造费用,亦即要求产品价格最低。在许多材料均能使用的情况下,一般均将价格最低的材料作为首选。在选用材料中应尽量减少品种和规格,以便采购、生产、安装和备件的管理,使其综合价格最低。

④ 材料的耐腐蚀性能 金属的腐蚀一般分化学腐蚀和电化学腐蚀。根据腐蚀破坏形式可分为全面腐蚀(即均匀腐蚀)和局部腐蚀(即非均匀腐蚀)。局部腐蚀包括区域腐蚀、点腐蚀、晶间腐蚀、选择性腐蚀和应力腐蚀等。

对于均匀腐蚀的管道只需考虑腐蚀裕量就能保证其管道的强度和寿命。

对于非均匀腐蚀,除考虑腐蚀裕量外,还应从相应的工艺性能方面考虑防腐的措施。

金属材料耐腐蚀性是根据材料的腐蚀速率来确定的。根据腐蚀速率不同,将材料的耐腐蚀性能分为6级,见表5.16。

设计选材时应充分考虑材料的腐蚀裕量, $\text{腐蚀裕量} = \text{腐蚀速率} \times \text{使用寿命}$ 。

⑤ 金属材料选用注意事项

a. 铸铁材料的拉伸强度、塑性和韧性较低,只能用于强度、韧性要求不高的场合。当球墨铸铁用于制

造受压零部件(如阀门等)时,使用温度一般限制在 $-19\sim 350^{\circ}\text{C}$,设计压力不超过 2.5MPa 。奥氏体球墨铸铁用于 -29°C 以下时应进行低温冲击试验。其他铸铁也应避免在反复循环变化的工况下使用。当用于地面上输送烃类或其他可燃性流体时,其限制使用工况为:温度 $\leq 150^{\circ}\text{C}$,压力 $\leq 1.0\text{MPa}$,埋地铸铁管道组件可用于压力 $\leq 2.5\text{MPa}$ 的场合。

b. 碳素钢和低、中合金钢在选用时,还应考虑到温度可能引起的石墨化、珠光体球化、高温氧化等使材料的机械性能恶化的倾向。以及介质在一定浓度范围内可能引起的苛性脆化、氢脆、氢腐蚀等现象。

c. 高合金钢的含Cr铁素体钢,在一定的温度范围内因 δ 相析出从而导致 δ 相脆性, Cl^{-} 离子的点腐蚀,以及加热停留和焊接接头的热影响区和在某个操作温度范围内所产生的晶间腐蚀倾向。

表 5.16 金属材料耐腐蚀性能分类表

分 类	耐腐蚀程度	腐蚀速率, mm/a	级 别	可 用 性
I	耐腐蚀性极强	< 0.001	1	可充分使用
II	耐腐蚀性很强	$0.001\sim 0.005$	2	
		$0.005\sim 0.01$	3	可使用
III	耐腐蚀性强	$0.01\sim 0.05$	4	
		$0.05\sim 0.10$	5	尽量不用
IV	耐腐蚀性较弱	$0.10\sim 0.50$	6	
		$0.5\sim 1.0$	7	不可用
V	耐腐蚀性弱	$1.0\sim 5.0$	8	
		$5.0\sim 10$	9	
VI	耐腐蚀性很弱	> 10	10	

(3) 非金属材料选用原则

① 材料的使用性能 各种不同的非金属材料对各种流体有着不同的耐腐蚀性能,可以根据有关非金属材料手册、试验数据和产品样本加以选择。

② 材料的使用温度范围 非金属材料对温度非常敏感,因而温度对其使用寿命的影响极大,必须根据非金属材料的温度-压力额定值来选择公称压力。塑料类的使用温度应远高于其软化温度。此外,非金属材料的线膨胀系数较大、导热性差、刚性差,也是在选材时必须加以考虑的。

③ 非金属材料选用注意事项

a. 必须充分考虑非金属材料的机械性能指标:抗拉强度、弯曲强度、抗剪强度、压缩强度、冲击强度、弹性模量、膨胀系数、耐疲劳性等。

b. 必须充分了解非金属材料的加工工艺性能和连接性能;光和氧的影响;酸、碱、油介质的影响;塑料类管道的蠕变等。

c. 对于非金属衬里材料,还需考虑衬里材料和基体材料的粘结性和亲和性,当用于负压工况时尤其应注意。

d. 热塑性塑料不得用于地面上输送可燃性流体;热固性树脂材料用于输送有毒或可燃性流体时,应采取安全防护措施;对可燃、易燃的非金属材料,必须采取防火措施。

e. 硼硅玻璃和陶瓷等脆性材料,不得用于输送有毒和易燃流体。

f. 对于高分子材料,由于其性能差别较大,在选用时应各类材料性能加以综合分析、对比评估,选出合适材料并进行试验,进一步验证材料性能的可靠性。同时还需要了解所选材料加工工艺性能和制造、安装、维修等性能。

5.4.4 管道材料常用标准

管子和组件的公称压力、试验压力和最大工作压力及温度、压力额定值是选材的基本准则。

(1) 管子

常用的管子有国际系列标准和国内系列标准,通常优先选用国际系列的钢管标准,或等效采用与国际标准相当的国内标准。但对子采用国内系列标准的化工装置进行技术改造时,宜采用国内系列标准。

当管子标准确定后,其他的阀门、管件、紧固件标准才能相应确定,所以管子标准和材质的选择是管道组件选择的基础。

① 国际系列常用的标准

ANSI/ASME B36.10 M 《焊接的和无缝的锻钢管》

ANSI/ASME B36.19 M 《不锈钢管》

API 5L 《管道用管的技术要求》

ISO 4200 《焊接和无缝钢管的尺寸和单位长度重量的一览表》

ANSI B93.11 《低碳钢无缝液压管道》

AWWA C151 《用于输送水和其他液体的金属模或砂模离心浇注球墨铸铁管》

② 国内系列常用标准

GB/T 14976 《不锈钢无缝钢管》

GB 3087 《低中压锅炉用无缝钢管》

GB/T 3091 《低压流体输送用镀锌焊接钢管》

GB/T 3092 《低压流体输送用焊接钢管》

GB 5310 《高压锅炉用无缝钢管》

GB 6479 《化肥设备用高压无缝钢管》

GB/T 8163 《输送流体用无缝钢管》

GB 9948 《石油裂化用无缝钢管》

GB/T 15062 《一般用途高温合金管》

GB 9711 《石油天然气输送管道用螺旋缝埋弧焊钢管》

GB 12771 《流体输送用不锈钢焊管》

GB/T 13793 《直缝电焊钢管》

SY/T 5037 《承压流体输送用螺旋埋弧焊钢管》

GB/T 14980 《低压流体输送用大直径电焊钢管》

SY/T 5038 《承压流体输送用螺旋高频焊钢管》

SY 5297 《石油天然气输送管道用直缝电阻焊钢管》

HG 20537.1~4 《奥氏体不锈钢焊接钢管》

GB/T 1472 《铅及铅锡合金管》

GB/T 1527 《拉制铜管》

GB/T 1528 《挤制铜管》

GB/T 1529 《拉制黄铜管》

GB/T 1530 《挤制黄铜管》

GB/T 8889 《挤制铝青铜管》

GB/T 4437 《铝及铝合金挤压管》

GB/T 6893 《工业用铝及铝合金拉(轧)制管》

GB/T 3624 《钛及钛合金》

(2) 阀门

阀门的选用主要从装置无故障操作和经济两方面考虑,主要有如下方面。

① 输送流体的性质,如相态、含固量、粉尘、腐蚀性。

② 操作的功能:切断、调节、开启速度等。

③ 允许压力损失。

④ 温度和压力范围。

⑤ 驱动方式:手动、齿轮传动、气动、液压、电动等。

⑥ 经济耐用。

常用阀门的标准主要有 ANSI, API, MSS, JIS, BS, DIN 以及 国标 GB 的标准系列,由于阀门的标准较多,故不在此逐一罗列。

(3) 法兰

常用的国外法兰有 ANSI 标准、DIN 标准、JIS 标准等。常用的国内法兰有国家标准、行业标准等。而国内标准中有部分法兰标准与国外英制系列法兰等效,可与 ANSI 标准的管子匹配。

① 可与英制系列管子匹配的法兰标准

ANSI B16.5 《管法兰和法兰管件》

ANSI B16.47 《大直径钢法兰》

GB/T 9112~9131 (其中的 PN2.0、PN5.0、PN10.0、PN25.0、PN42.0 等级) 《钢制管法兰国家标准汇编》

HG 20592~20602 欧洲体系的 A 系列 《钢制管法兰、垫片、紧固件》

HG 20615 ~ 20623 美洲体系 《钢制管法兰、垫片、紧固件》

SH 3406 《石油化工钢制管法兰》

② 可与国内公制管子系列匹配的法兰标准

GB/T 9112 ~ 9131 (除 PN2.0、PN5.0、PN10.0、PN25.0、PN42.0 等级外) 《钢制管法兰国家标准汇编》

HG 20592 ~ 20602 欧洲体系的 B 系列 《钢制管法兰、垫片、紧固件》

JB/T 74 《管路法兰及垫片》

GB/T 13402 《大直径碳钢法兰》

GB/T 12380 ~ 12386 《球墨铸铁管法兰》

JB/T 5974 ~ 5978 《可锻铸铁管法兰》

H 标准 《高压管、管件及紧固件通用设计》

(4) 管件

管件与管子一样, 也分为公制系列和英制系列, 可与英制系列管子匹配的管件标准如下。

ANSI B16.9 《工厂制造的锻钢对焊管件》

ANSI B16.11 《承插焊和螺纹锻钢管件》

SH 3408 《钢制对焊无缝管件》

SH 3409 《钢板制对焊管件》

SH 3410 《锻钢制承插焊管件》

GB/T 12459 《钢制对焊无缝管件》(A 系列)

GB/T 13401 《钢板制对焊管件》

GB/T 14383 《锻钢制承插焊管件》

GB/T 14626 《锻钢制螺纹管件》

HG/T 21634 《锻钢承插焊管件》(英制系列)

HG/T 21635 《碳钢、低合金钢无缝对焊管件》(英制系列)

HG/T 21631 《钢制有缝对焊管件》(英制系列)

HG/T 21632 《锻钢承插焊、螺纹和对焊接管台》(英制系列)

可与公制系列管子相匹配的管件标准如下。

GB/T 12459 《钢制对焊无缝管件》(B 系列)

GB/T 12465 《管路松套伸缩接头》

GB/T 13401 《钢板制对焊管件》(B 系列)

GB/T 3733 ~ 3765 《卡套式接头》

GB/T 5625 ~ 5653 《扩口式接头》

GB/T 8259 ~ 8261 《卡箍柔性管式接头》

GB/T 3289 《可锻铸铁管路连接件形式尺寸》

HG/T 21634 《锻钢承插焊管件》(公制系列)

HG/T 21635 《碳钢、低合金钢无缝对焊管件》(公制系列)

HG/T 21631 《钢制有缝对焊管件》(公制系列)

HG/T 21632 《锻钢承插焊、螺纹和对焊接管台》(公制系列)

H 标准 《高压管、管件及紧固件通用设计》

(5) 垫片和紧固件

① 垫片

可与英制系列法兰相匹配的垫片标准如下。

API 601 《管道用金属垫、双包波纹形和缠绕垫》

ANSI B16.20 《管法兰用环形垫和法兰面的槽》

ANSI B16.21 《管法兰用非金属平垫片》

SHJ 3401 《管法兰用石棉橡胶板垫片》

SHJ 3402 《管法兰用聚四氟乙烯包覆垫片》

SHJ 3403 《管法兰用金属环垫》

SHJ 3407 《管法兰用缠绕式垫片》

GB/T 13403 《大直径碳钢管法兰用垫片》(除 PN2.5、PN4.0 外)

GB/T 13404 《管法兰用聚四氟乙烯包覆垫片》(除 PN2.5、PN4.0 外)

GB/T 9126.1~.4 《钢制管法兰用石棉橡胶板》(除 PN2.5、PN4.0 外)

GB/T 4622.1~.3 《缠绕式垫片》(英制系列)

HHG 20592~20635 (欧洲系列的 A 系列和美洲系列) 《钢制管法兰、垫片、紧固件》

可与公制系列(国内标准)法兰相匹配的垫片标准如下。

GB/T 4622.1~.3 《缠绕式垫片》(公制系列)

GB/T 9126.1~.4 《钢制管法兰用石棉橡胶板》(PN2.5, PN4.0)

HG 20592~20635 《钢制管法兰、垫片、紧固件》(欧洲系列的 B 系列)

GB/T 13403 《大直径碳钢管法兰用垫片》(PN2.5, PN4.0)

GB/T 13404 《管法兰用聚四氟乙烯包覆垫片》(除 PN2.5, PN4.0 外)

GB/T 9128 《钢制管法兰连接用金属环垫》

② 紧固件

常用紧固件的标准如下。

ASME B18.2.1 《方头和六角螺栓及螺柱》

ASME B18.2.2 《方头和六角螺母》

GB/T 901 《等长双头螺柱 B 级》

GB/T 953 《等长双头螺柱 C 级》

GB/T 5780~5786 《六角头螺栓》

GB/T 41 《I 型六角螺母 C 级》

GB/T 6170 《I 型六角螺母 A 级和 B 级》

GB/T 6171 《I 型六角螺母-细牙-A 级和 B 级》

GB/T 6176 《II 型六角螺母-细牙-A 级和 B 级》

5.4.5 管道材料典型表格

(1) 管道材料等级索引

针对某个具体工程,将所有流体按压力、温度和使用的材料分成若干个等级的简要说明。

× × × × × × 工程公司		管道材料等级索引		工程号	
用户				图 号	
装置				第 页	共 页
等级号	介 质	温度范围 ℃	腐蚀 裕量, mm	法兰形式和基本材料	说明 页序
1A1	一般工艺物料	0~200	1.5	1.0MPa 突面平焊法兰 HG20593—97C.S	1
备注:					
版 次	0	1	2	3	
编制/校核					
审 核					
日 期					

(2) 管道材料等级表

针对某个管道等级, 所使用的全部管道组成件包括管子、管件、阀门、法兰、垫片及螺栓(母)以及其他附件所使用的标准、材料、尺寸、型号等作出规定。

× × × × × × 工程公司		管道材料等级表				工程号			
用户						图 号			
装置						第 页		共 页	
介质: 空气									
温度范围, ℃:						编号:			
压力范围, MPa:									
腐蚀裕量:						等级: 1A1		支管连接 AA	
应力消除:									
焊接质量等级:									
项 目		压力 等级 MPa	连接 面 形式	尺寸范围		规格或型号	技术条件 或 材料		
				DN — DN					
管子	无缝钢管								
阀门	闸阀 截止阀 止回阀								
法兰	对焊法兰 盲板法兰								
管件	弯头 三通 异径管								
紧固件	螺栓、螺母 垫片								
其他	过滤器								
版 次		0		1		2		3	
编制/校核									
审 核									
日 期									

(3) 管道壁厚表

针对具体等级、将工程中所使用的各种管径的管道壁厚进行规定，并列出表格。

× × × × × × 工程公司		管 道 壁 厚 表				工程号	
用户						图 号	
装置						第 页	共 页
管 子		1A1	3A1	4A1			
公称直径 DN, mm	外 径 mm						
10	14	2.0	2.5	2.5			
15	18	3.0	3.0	3.0			
20	25	3.0	3.0	3.0			
25	32	3.0	3.5	3.5			
32	38	3.0	3.5	3.5			
40	45	3.5	3.5	3.5			
50	57	3.5	3.5	3.5			
65	76	4.0	4.0	4.0			
80	89	4.0	4.0	4.0			
100	108	4.0	4.0	4.5			
125	133	4.0	4.0	5.0			
150	159	4.5	4.5	5.5			
200	219	6.0	6.0	7.0			
250	273						
300	325						
350	377						
400	426	计算确定	计算确定	计算确定			
450	480						
500	530						
600	630						
版 次							
编制/校核							
审 核							
日 期							

(4) 管道支管连接表

针对每个具体等级,对从主管上引出支管所采用的根部连接形式进行了规定。

× × × × × 工程公司				管道支管连接表				工程号						
用户								图 号						
装置								第 页		共 页				
AA														
支 管														
	14	T _w	T _w											
	12	T _w	T _w	T _w										
	10	W	T _w	T _w	T _w									
	8	W	W	T _w	T _w	T _w								
	6	W	W	W	T _w	T _w	T _w							
	4	W _L	W _L	W _L	W _L	T _w	T _w	T _w						
	3	W _L	W _L	W _L	W _L	T _w	T _w	T _w						
	2	W _L	W _L	W _L	W _L	W _L	T _w	T _w	T _w					
	1½	H	H	H	H	H	H	H	H	T _s				
1	H	H	H	H	H	H	H	H	T _s	T _s				
¾	H	H	H	H	H	H	H	H	T _s	T _s	T _s			
½	H	H	H	H	H	H	H	H	T _s	T _s	T _s	T _s		
		16	14	12	10	8	6	4	3	2	1½	1	¾	½
主 管														
H——半考贝伦				T _w ——对焊三通				W _L ——焊接鞍座						
T _s ——承插三通				W——焊接补强										
版 次		0			1			2			3			
编 制 / 校 核														
审 核														
日 期														

(5) 设备隔热材料汇总一览表

工程设计中对所有需隔热的设备隔热所用的主、辅材料的统计表。

× × × × × 工程公司		设备隔热材料 汇总一览表 (第 页)		工程号				
用户	图 号							
装置	第 页			共 页				
序号	材料名称与规格	单位	需要量, m ²	设计量	备件量, %	采购量	备 注	
序号	设备位号	名称与规格	工作 温度,℃	保温 等级	保 温 层			备 注
					厚度, mm	表面积, m ²	体积, m ³	
1	2	3	4	5	6	7	8	9
版 次		0		1		2		
编制/校核								
审 核								
日 期								

(6) 管道隔热材料汇总一览表

工程设计中对所有需隔热的管道隔热所用的主、辅材料的统计表。

× × × × × × 工程公司			管道隔热材料 汇总一览表 (首页)			工程号			
用户						图 号			
装置						第 页		共 页	
序号	材料名称与规格	单位	需要量, m ²	设计量	备件量, %	采购量	备 注		
序号	管道代号	管子 外径 mm	当量 长度 m	工作 温度 ℃	保温 等级	保 温 层			备 注
						厚度 mm	表面积 m ²	体积 m ³	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	
版 次		0			1		2		
编制/校核									
审 核									
日 期									

(7) 设备涂漆材料汇总一览表

工程设计中对所有需外部防腐的设备涂漆所用材料的统计表。

× × × × × × 工程公司			设备涂漆材料 汇总一览表 (首页)			工程号			
用户						图 号			
装置						第 页		共 页	
序号	材料名称与规格	单位	需要量, m ²	设计量	备件量, %	采购量	备 注		
序号	设备位号	设备名称与规格 表面积 m ²	工作 温度 ℃	涂漆 等级	保 温 层				备 注
					底 漆		面 漆		
					层数	材料	层数	材料	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
版 次		0			1		2		
编制/校核									
审 核									
日 期									

(8) 管道涂漆材料汇总一览表

工程设计中对所有需外部防腐的管道涂漆所用材料的统计表。

× × × × × × 工程公司			管道涂漆材料 汇总一览表 (首页)			工程号					
用户						图 号					
装置						第 页		共 页			
序号	材料名称与规格		单位	需要量, m ²	设计量	备什量, %	采购量	备 注			
序号	管道代号	管子 外径 mm	当量 长度 m	表面 积 m ²	工作 温度 ℃	涂漆 等级	涂 漆 层				备 注
							底 漆		面 漆		
							层数	材料	层数	材料	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
版 次		0		1		2					
编制/校核											
审 核											
日 期											

(9) 管道材料综合汇总表

供管道材料控制专业和用户采购询价用, 按管道安装材料分类、分区、并有设计量和采购量的汇总材料表。

× × × × × × 工程公司			管道材料综合汇总表			工程号			
用户						图 号			
装置						第 页		共 页	
序号	名称与规格	型号或标准号	材料	用 量			质量, kg		备 注
				实际	备件	采购	单	总	
版 次		0		1		2			
编制/校核									
审 核									
日 期									

5.5 化工装置管道机械

5.5.1 管道机械设计依据

(1) 常用的设计标准和规范

HG 20695—1987 《化工管道设计规范》

GB/T 17116.1~3—1997 《管道支吊架》

GB 150—1998 《钢制压力容器》

HG/T 20645—1998 《化工装置管道机械设计规定》

HG 20582—1998 《钢制化工容器强度计算规定》

SHJ 41—91 《石油化工企业管道柔性设计规范》

SHJ 39—91 《石油化工企业非埋地管道抗震设计通则》

SH 3073—95 《石油化工企业管道支吊架设计规范》

SH 3059—94 《石油化工企业管道设计器材选用通则》

《工业金属管道设计规范》

企业标准

相关的手册

(2) 设计所需资料

工程设计开工报告

工程设计统一规定

工程设计基础数据

管道仪表流程图

管道命名表

管道材料控制设计规定

管道布置、设备、土建等专业提供的设计条件

5.5.2 管道机械设计工作内容

5.5.2.1 管道机械专业在设计各阶段的主要工作任务

(1) 初步设计阶段

① 对缺乏设计经验的新产品、新流程或大、中型装置,涉及与本专业有关的工作内容。

② 为满足某种特殊需要,涉及与本专业有关的工作内容。

a. 因制造周期(或采购时间)较长,需要提前订货时。

b. 因化工设备布置遇到困难(如场地狭小等),对关键性管道需要进行多方案比选时。

c. 对于价格昂贵的管道材料,在满足装置安全运行的前提下,将管道应力降低到限值,以达到节省材料的目的。

③ 必要时编制技术风险备忘录。

(2) 施工图设计阶段

① 编制工程设计规定。

② 根据工艺系统专业提出的“管道厚度计算表”,进行压力管道壁厚校核计算,将计算结果发送管道材料专业。

③ 配合设备布置专业和管道布置专业,结合应力计算空视草图,对需要进行管线研究的关键管系进行柔性审核和判断,必要时,对有关的设备布置和管系走向(或具体形状)提出修改建议。

④ 对卧式容器滑动支座位置进行判定,将结果通知设备和管道布置专业。

⑤ 汽轮机、压缩机、泵以及设备的接管口载荷进行许用范围的校核计算,将超过许用范围的内容与有关专业协商。

⑥ 往复式压缩机、泵、汽轮机进出口管道的应力分析和振动分析计算。

⑦ 金属类管件进行强度的校核计算,如焊接支管补强计算、夹套管端板强度(厚度)计算、高压管道特殊法兰强度计算等。

⑧ 确认需设膨胀节管路的补偿方案,并将此方案中的膨胀节位置及编号提交工艺系统、设备布置和管道布置专业。

⑨ 向管道布置专业、土建专业、设备专业提出管架布置、载荷、支承预埋(焊)件等内容的条件图。

⑩ 必要时协助界外管道专业进行管系应力分析工作。

⑪ 编制管架设计说明。

⑫ 编制管架数据表。

⑬ 设计并绘制非标准管架详(制造)图。

⑭ 编制膨胀节技术数据表,内容包括膨胀节编号、所在管线号、温度、压力、位移量、材质、作用载荷、安装位置、安装尺寸、结构类型、刚度值、试压要求、保温类型、介质、制造标准、连接形式、有无振动等,并将此表提交管道材料专业;必要时,应对每个膨胀节编制设计(或选用)说明。

⑮ 编制管架材料表,并提交管道材料专业。

⑯ 必要时编制本专业工程设计阶段技术风险备忘录。

5.5.2.2 管道机械设计工作内容

① 对规定范围内的有关管线进行应力分析。

② 金属压力管道的壁厚计算和非标管件的强度校核计算。

③ 对装置内的管道进行管架设计。

④ 对敏感设备进行许用载荷的校核计算。

⑤ 负责编制、修订本专业的标准、规范、手册和电算程序,积累新产品的使用经验和有关数据等技术资料。

5.5.3 管道柔性分析

5.5.3.1 管道柔性分析的必要性

管道柔性是反映管道变形难易程度的一个物理概念,表示管道通过自身的变形吸收热胀冷缩和其他位移的能力。

管道上可能承受的载荷多种多样,有重力载荷、压力载荷、位移载荷、风载荷、地震载荷、冲击载荷、脉动载荷和振动载荷等等,在生产操作条件下,管道因热胀冷缩、端点附加位移、管架设计不当等原因极易造成下列问题:

① 管道应力过大引起金属疲劳和(或)管道推力过大造成管架破坏;

② 管道连接处产生泄露;

③ 管道推力或力矩过大,使与其相连接的设备产生过大的应力或变形,影响设备的正常运行,甚至造成整个装置或全厂范围的停车。

因此,在进行管道设计时,应在经过充分的计算、分析和判断的基础上,保证管道具有足够的柔性。

5.5.3.2 管道应力分析

管道应力分析分为静力分析和动力分析。

(1) 静力分析

① 压力载荷和持续载荷作用下的一次应力计算——防止塑性变形破坏;

② 管道热胀冷缩以及端点附加位移等位移载荷作用下的二次应力计算——防止疲劳破坏;

③ 管道对设备作用力的计算——防止作用力太大,保证设备正常运行;

④ 管道支吊架的受力计算——为支吊架设计提供依据;

⑤ 管道上法兰的受力计算——防止法兰泄露。

(2) 动力分析

① 管道自振频率分析——防止管道系统共振;

② 管道强迫振动响应分析——控制管道振动及应力;

③ 往复式压缩机(泵)气(液)柱频率分析——防止气柱共振;

④ 往复式压缩机(泵)压力脉动分析——控制压力脉动值。

在以上分析的基础上,保证管道具有足够的柔性来吸收位移应变,保证管道安全长周期地运行。

(3) 常用的管道应力分析软件

① SAP5 程序;

② 石油化工非埋地管道抗震设计与鉴定程序(PBAA);

③ CAESAR 管道应力分析程序;

④ Autopipe 应力分析程序。

5.5.4 管道支架的选用

(1) 管道支架的类型

管道支架主要有以下几种类型。

- ① 固定支架。
- ② 活动支架。
- ③ 导向支架。
- ④ 弹簧支架。

(2) 管道支架的选用原则及注意事项

- ① 在管路上不允许有任何位移的地方, 应装设固定支架。
- ② 在水平管路上没有或只有很小垂直位移并允许在轴向和横向有位移的地方, 可装设活动支架。
- ③ 在水平管路上只允许有轴向位移而不允许有横向位移的地方, 应装设导向支架。
- ④ 在管路具有垂直位移的地方, 应装设弹簧吊架, 在不便装设弹簧吊架时, 可采用弹簧托架。
- ⑤ 在因膨胀所产生的轴向位移甚小可忽略不计时, 管路吊架可垂直安装。
- ⑥ 在一条管路上连续使用吊架不宜过多, 应在适当位置设立钢型支架, 以避免管路摆动。
- ⑦ 管路重型附件的附近, 应装设支吊架, 以承受附件主要荷重。
- ⑧ 水平安装的方形补偿器或弯管附近的支架, 一端应为滑动, 以使管段受热膨胀时, 能够自由地横向移动。
- ⑨ 输送冷介质的管路, 不得与支吊架直接焊接。
- ⑩ 当采用槽钢作托架时, 槽钢之布置位置尽可能使惯性矩较大之面来承受较大荷重。
- ⑪ 支架允许的挠度一般要求 $f \leq 0.002 \times l$, l 为梁长度, f 为梁的最大挠度。
- ⑫ 管路膨胀及固定支架的设计应考虑减少对设备所产生的推力。
- ⑬ 管道支吊架的组装应在施工现场进行。
- ⑭ 对于不隔热的管道, 在无特殊要求的情况下, 一般不设置管托, 直接放置在梁架或管道支架上, 但对大直径薄壁管道, 宜在管道底部衬托加强板保护。
- ⑮ 管道支吊架组装完成经检验合格后, 外表面应涂防锈漆。

参 考 文 献

- 1 中国化工勘察设计协会, 化工设计手册, 1987
- 2 上海医药设计院, 化工工艺设计手册, 第二版, 北京: 化学工业出版社, 1996
- 3 HG 20546—1992 化工装置设备布置设计规定
- 4 GB 50160—1992 石油化工企业设计防火规范
- 5 傅启民, 化工设计, 合肥: 中国科学技术大学出版社, 1995
- 6 蔡尔辅, 石油化工管线设计, 北京: 化学工业出版社, 1986
- 7 HG/T 20549—1998 化工装置管道布置设计规定
- 8 化工部化工工艺配管设计技术中心站, 化工管路手册, 北京: 化学工业出版社, 1989
- 9 HG 20695—1987 化工管道设计规范
- 10 HG 20580—1998 钢制化工容器设计基础规定
- 11 ANSI B31.3 化工厂和炼油厂管道
- 12 工业金属管道设计规范

第6章 化工计算机辅助设计

6.1 概述

化工设计是化学工程中的一项基本技术。化工企业的设计由工艺、设备、土建、水、电气、控制等部分组成。设计过程是各种工艺、设备从构思到具体实现的过程中必经的环节。设计的完善与否直接关系到企业的生产、效益、产品的质量。因此,如何提高化工设计的质量和技术水平是一个重要的问题。

随着计算机技术的不断发展和应用领域的日益扩大,计算机技术已在国民经济各个领域得到了广泛的应用。计算机不仅具有快速、准确的计算功能,由于计算机的不断更新,尤其是图形显示器、二维和三维图形系统功能的提高,计算机图形学和图形数据库技术这门新兴的学科得以迅速发展。使用计算尺、铅笔、圆规和绘图板的传统设计方式已进行了重大变革。现代计算机不再只具有快速、准确的运算功能,它同时具有高的存储功能、逻辑判断功能和图形处理功能,完全可以取代低效率的传统人工设计。

计算机辅助设计(Computer Aided Design,简称CAD)已成为一门新型学科,它与计算机辅助制造(Computer Aided Manufacturing,简称CAM)、计算机辅助管理(Computer Aided Management)相结合,即CAD/CAM/CAM技术,成为现代工程设计的一个重要的部分,已引起人们的极大注意,在工业各领域得到广泛的应用。使用计算机进行化工设计及化工工程图样的绘制是化工工程设计人员必备的能力。

(1) 进行计算机辅助设计使用系统

计算机辅助设计是根据设计要求、目标和约束条件等信息进行处理、分析、计算,直至设计图样生成的全过程。这些过程必须依赖计算机系统来完成,计算机的硬件配置和图形系统的组成对设计过程处理及设计图样的质量会产生重要的影响。

(2) 计算机的硬件配置要求

计算机的硬件配置应满足设计计算的要求,在条件、财力允许下,应力求性能较高,因为计算机的性能直接关系到处理数据的能力及速度。此外,设计的结果要有设计图样输出,所以,必须拥有交互式功能的图形处理系统:

- ① 高分辨率图形显示设备;
- ② 图形输入和输出装置,如鼠标(Mouse)、数字化仪、图形输入板(Table)及打印机、绘图机等;
- ③ 有足够内存用以存储计算数据和图形支撑软件。

(3) 计算机的软件配置要求

计算机必须安装用于进行数据处理和图形处理的软件,用户可以选用自己掌握得比较熟练且功能适合的程序设计语言和软件作为制作设计软件的平台和支撑软件。

- ① 通常用来进行数据处理的程序设计语言和软件有C、FORTRAN、FoxPro和BASIC等。
- ② 用以进行图形处理的软件有AutoCAD和3DS等。

(4) 交互式图形系统的基础知识

交互式图形系统用以处理设计图样,这个系统涉及以下几个基本问题。

- ① 坐标系 交互式图形系统中的坐标系是用以描述设计图样中图素的位置。通常引用如下坐标系。

a. 世界坐标系(World Coordinate System) 在物体所处的空间度量图形所表达物体几何尺寸的坐标系。为AutoCAD系统使用的固定坐标系(WCS)。

b. 用户坐标系(User Coordinate System) 用户根据自己的设计图样的需要,定义的坐标系统(UCS)。这种坐标系的原点、坐标轴的方向等都可由用户自己确定。

c. 设备坐标系 与设备关联的坐标系统。也称物理坐标系。

② 窗口与视区 许多图形软件都提供窗口和视区的功能。用户在图形上选定一个观察区域为窗口(Window)。窗口为一长方形区域。图形软件以四个顶点或对角顶点的用户坐标值来划定。视区(Viewport)是表示显示屏有效范围的长方形区域。

(5) CAD软件介绍及软件工程

一般的CAD系统的软件可分为系统软件、支撑软件和专业软件。其中,系统软件对其他软件起到支持作用,有操作系统、编译器、窗口等,如Windows、DOS等,作为机器的基本配置。用户要依靠这些支撑软件来进行

设计程序的编辑、编译工作。支撑软件是支持设计者进行 CAD 工作的通用软件。这些软件又可分为分析软件、优化设计软件、工程数据库管理软件、几何造型软件和图形处理软件,如 AutoCAD、FoxPro 等。专业软件是专门为某一专业设计使用的软件,这种软件一般由专业设计部门开发。本章将介绍目前应用于国内外的专业化工设计软件,并介绍专业软件的开发与制作的一般方法,并结合实例介绍开发过程的设计与图形编程。

所谓软件工程是指按照工程的要求进行软件开发。

(6) 专业软件介绍

目前应用于化工设计的专业软件很多,以下介绍目前国内外比较流行的软件。

① AutoPLANT 这是一种基于 AutoCAD 平台,由美国 Rebis 公司开发的系列产品软件。软件包括三维设计、绘制轴测图、配管图、数据库及绘制特殊管件的功能。由于使用 AutoCAD 平台,其二次开发性能好,随着 AutoCAD 版本的不断升级,软件不断完善自身功能,且可借用 AutoCAD 的汉化平台,在微型计算机上使用,在国内很受欢迎。这种软件较广泛应用于工厂设计。

② PDS 是一种大型设计软件,设计功能很强。但由于这种软件必须在工作站使用,软件和配套的硬件价格昂贵,平台不够普及,给广泛应用带来了局限性。

③ PDMS 大型工作站使用。

④ AutoPIPE 用于管道系统应力分析和设计的软件,是美国 Rebis 公司开发的系列产品软件之一,在同类型软件中处于领先的地位。

6.2 软件制作的方法和步骤

(1) 可行性研究阶段

生产工艺确定之后,要进行市场调研、原料来源和工艺研究、工程条件和经济效益研究等工作。这个阶段可以将调研和研究的情况建库,供进行设计时作为前期工作资料。本阶段主要使用关系型数据库软件,可考虑使用如 FoxPro 等。这部分软件制作应做到交互功能强,便于人工介入。这部分是软件制作的语言基础。

(2) 前期准备阶段

建立化工设备的图形库、管件图形库。这部分应用 AutoCAD 作为软件平台比较适合。建立常用化工设计的数学模型,利用你所熟悉的算法语言编制程序,供设计计算使用。

(3) 设计阶段

化工企业的设计可分为化工工艺设计和化工设备设计两部分。

① 化工工艺设计 化工工艺设计的内容包括:原料路线和技术路线的选择;工艺流程设计;物料计算;能量计算;设备选型;设备布置设计;管路布置设计等。

这部分软件在编制时应做到用户使用方便,交互式功能强。系统应包括一系列的原料路线和技术路线供用户选择,以确定工艺流程,软件应有用户输入自己所确定的工艺流程的功能,一旦选定,输出工艺方案流程图供审定,审定结果输入后,系统输出施工流程图。

工艺方案确定后,进入计算部分。这部分软件的制作应包含物料计算、能量计算及设备生产能力的计算。

按照已定的工艺流程选定设备及配置管路,软件应制作设备图形库和管件图形库供用户选择调入,生成设备布置图和管道布置图。

② 化工设备设计 化工设备是实现生产工艺的必不可少条件。所以,化工设备设计是化工设计的重要组成部分。

化工设备设计包括设备选型和绘制化工设备图样,对于化工设备的设计,可参照机械设计。

常用化工设备有反应器、热交换器、塔器和压力容器。制作软件时应将设备的有关标准建库,绘制设备图时,标准结构的尺寸数据可由计算机程序查出。

6.3 工程数据库的开发与应用

6.3.1 工程数据的特点

(1) 工程数据的数据类型

众所周知,一般的设计和制造过程划分成规划、设计、测试、分析、计算、生产加工等步骤。对应于每一不同阶段,有不同的组织、设计和生产要求,将使用或产生不同的数据,EDBMS 就是要提供一种有效的管理手段、支持整个设计和制造过程。

工程应用中的数据量大、种类多、结构复杂。从数据的性质上看,可分为图形数据和非图形数据;从数据的应用上看,可分为产品定义数据与设计与控制数据两种类型。其中图形数据既有满足工程绘图的二维数据,又有产品图形所需要的三维设计数据。图形数据一般是网状关系的层次结构,同一种实体可能在不同的

应用阶段使用几种不同的表示方法,并且需实现不同表示方法之间的相互转换。工程应用中的非图形数据可分为三部分。其一是普通的管理信息,包括产品需求说明、产品性能、生产计划以及经济核算、报表管理等;其二是标准数据类型,包括设计规范数据、标准公差、结构要素、材料特性、技术规范等;其三是对形体和设计过程的语义约束条件。在 EDBMS 中,数据的表现形式不再是单一的实际参数形式,由含参数的过程(子程序)生成产品数据也是一种必不可少的表现形式。工程数据的分类如图 6.1 所示。

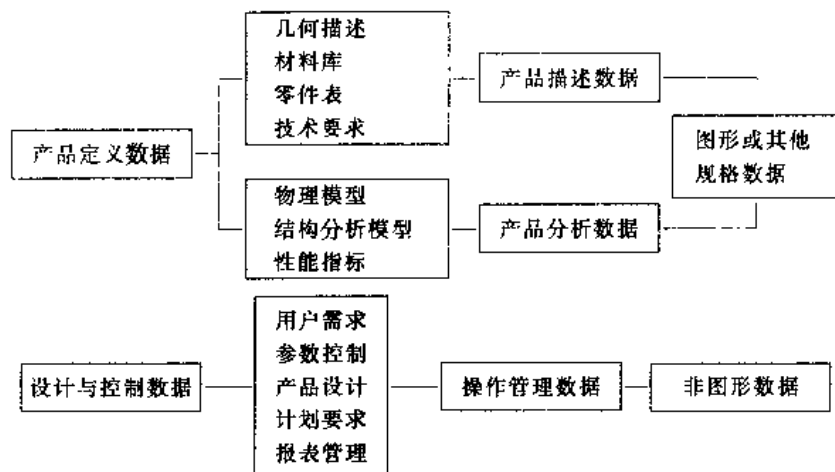


图 6.1 工程数据的分类

工程数据和商用数据的差别如表 6.1 所示。

表 6.1 工程数据和商用数据的差别

工程数据	商用数据	工程数据	商用数据	工程数据	商用数据
记录类型多 每一种类型的数 据量较少 关系复杂	记录类型少 每一种类型的数 据量大 关系简单	动态数据模式 随机存取数据量 大 局部查询多	静态数据模式 随机存取数据量 小 整体查询多	过程存取为主 数据类型复杂 输出报表较少	系统存取为主 数据类型简单 要求大量输出 报表

(2) CAD 和 PM 数据特征

我们以 CAD 和产品加工管理 (PM) 为例来分析有关数据的特征。

① CAD 数据 主要包括产品设计数据、产品模型数据、材料数据、绘图数据、成组技术编码数、测试数据、质量优化数据等。

② PM 数据 包括产品统计表、销售预测数据、条件数据、用户数据、供应量、设备数据、消耗数据、记账数据等。

③ CAD 和 PM 数据的特点见表 6.2。

表 6.2 CAD 和 PM 数据的特点

CAD	PM	CAD	PM
大量动态模式 数据类型复杂 关系复杂 联机、随机存取	静态模式 数据类型简单 关系简单 联机存取	极少生成报表 中等容量数据库 实时存取 DB	大量生成报表 大容量数据库 非实时存取 DB

6.3.2 建立工程数据库的方法

6.3.2.1 工程数据的分类

除了前面对工程数据所作的特征分析外,一般来说工程数据还可分为以下几种类型。

① 标准数据 这类数据主要来自国家标准以及其他各类产品和生产标准、设计手册、各类经验数据所构成的数据,其特点是在一段时间内或一定的条件下,表现为静态数据形式,设计过程中数据被反复查询和访问的次数较多。这类数据中比较典型的如机械设计中的公差与配合、各类产品目录或样本中的技术和性能参数等。另外有些经验公式是以曲线或图表的形式给出的,再建立数据库时需先对其进行数据化处理。

② 设计参数及工艺参数 这类数据主要指设计和制造过程中针对不同产品或加工方法的不同,通过计

算而产生的数据。由于产品和工艺变化的多样性和随机性,数据往往呈现动态模式,需要在设计或制造过程中随机存取,且相互间关系复杂。

③ 图形几何参数 工程或产品设计最终都需对设计对象的形状、大小尺寸等几何形态进行定义。这就必须把一些设计参数变成几何数据,而由于产品几何形状的复杂性以及在设计完成前的不确定性,它的数据具有很明显的动态模式,经常需要通过交互式输入修改数据,目前这一领域的研究开发工作仍有大量工作需要进一步完成。

6.3.2.2 开发工程数据库的一般方法

由前所述,由于工程数据的特殊性,使得 EDBMS 的开发较之商用数据库难度更大,目前开发和使用的工程数据库有如下几种方式。

(1) 文件管理系统

工程数据管理技术是从文件系统开始发展起来的。这里的文件系统有两层含义,其一是 CAD 的整个过程,即从设计开始,随之的分析、计算、绘图均用文件作为相互间传递信息的媒介。其二是面向不同应用的 CAD 作业,以至于不同的 CAD 系统之间也是以文件的方式来传递信息,文件系统的使用方式如图 6.2 所示。文件管理系统具有实现方便、使用效率高等优点,也有一些不能容忍的缺陷:

- ① 数据不能共享,难以适用多用户的环境;
- ② 数据缺少独立性,从而使得程序的逻辑结构和数据的存储结构相互影响,增加了程序设计的复杂性;
- ③ 数据过于分散,难以保证数据的完整性和一致性;
- ④ 数据的冗余度太大,从而造成许多不必要的存储。

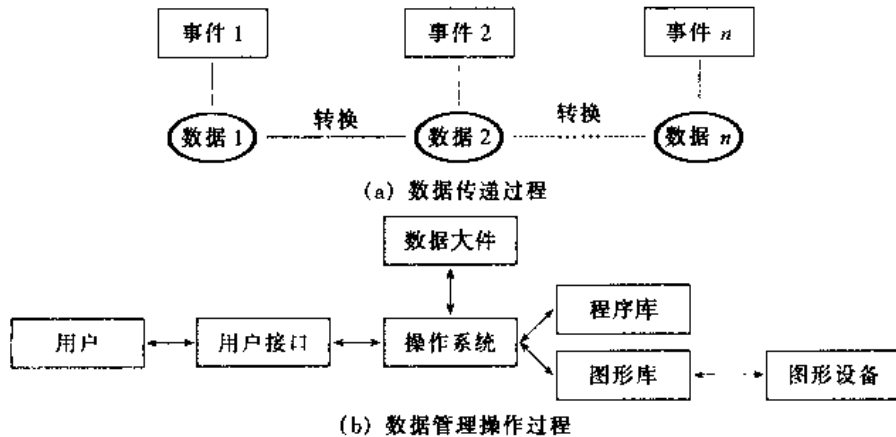


图 6.2 文件管理系统

文件管理系统虽然目前还在许多 CAD 系统中普遍采用,但难以完全满足 CAD 技术的要求,因而开发更好的具有数据共享、数据独立、集中管理以及安全性、一致性、并发性控制功能的工程数据管理已成为 CAD 及工程应用中的重要课题。

(2) 基于数据词典的数据管理

这类系统用一个数据词典就能满足 CAD 的要求,可在一定范围内开发新的应用,对多个文件可进行并发存取,部分数据有相关性。

(3) 基于数据库管理系统 (DBMS: Data Base Management System)

这种环境适用于先进的 CAD 系统或 CAD 工作站,在此环境下用户可开发他们自己的应用程序。一般采用层次结构易于实现对实际物体和设计过程的管理,能保证大量数据相互无关,但随着用户或应用的增多,性能会下降。

(4) 局部区域网络 (LAN: Local Area Network) 管理系统

目前多数 CAD 工作站都具有这种形式的联网功能。在这种结构下可实现数据的分布处理,资源共享,系统灵活,便于扩展,易保证数据无关。

(5) 分布式管理系统

这是当前工程数据管理系统的一种新技术,这里采用了先进的网络通讯、局部数据库和系统数据库相结合的工作方式,克服了基于 LAN 进行工程数据管理系统的缺陷,但随之由于无中心数据词典(难以建立这种词典),又给保证数据的完整性,实现并发管理带来困难,并且当一个节点破坏时常常有需要重新构造系统的危险。

基于上述几种模式的 EDBMS 开发过程常用到以下几种方法。

(1) 商用数据库管理系统与图形软件相结合

由于目前还未出现专用于工程数据库开发的应用软件,因此这一方法是目前应用最多的一种方法。这种方法是利用商用数据库的优点,与图形软件相结合,构成一个工程数据管理系统。

如基于 Visual FoxPro、Visual Basic 等数据库开发软件和 AutoCAD 等图形软件结合进行开发。这样,对于设计中的非图形数据可以方便地由商用数据库系统进行管理,而涉及到的图形数据则可以通过数据文件或图形交换文件的形式进行管理。两部分之间可通过一个数据转换接口实现数据交换。其系统结构如图 6.3 所示。这种结构具有实现容易、数据管理方便的优点,但存在易造成双重数据不一致的问题,使按限定条件进行数据检索增加了难度。

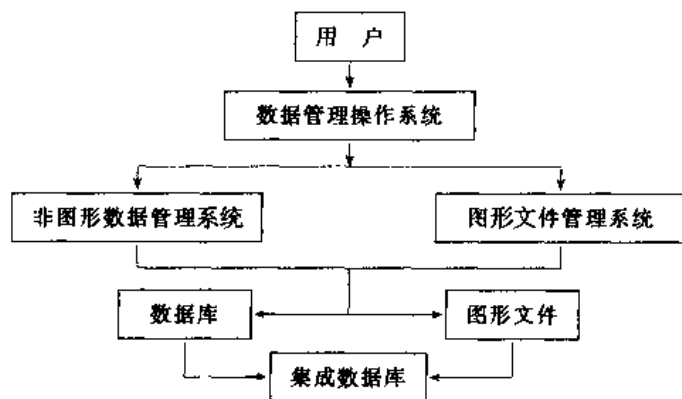


图 6.3 商用数据库管理系统与图形文件相结合

(2) 开发独立的 EDBMS 软件

这种方法可充分考虑 CAD 与工程设计的特点,采用统一方式对图形和非图形数据进行存取、修改等操作,可达到最佳效果。但由于目前在这一领域中的研究起步较晚,缺少成熟的基础软件支持,而完全独立开发将是一项非常复杂而庞大的工程,即使组织专业开发人员进行开发,也将是一项长期的工作。

6.3.2.3 数据库管理系统应用软件开发实例

CMCADD 是为化工机器设计而开发的数据库软件,现以此为例来说明工程数据库开发与应用的方法。

(1) 软件使用的工作平台

由于本系统是面向机械设计及绘图的,而 Autocad 具备强大的绘图功能,因此将其放在 Autocad 平台下。在系统的制作过程中,用到了 Visual FoxPro (用于制作界面及数据库部分)、C (用于机构的设计计算)、Autocad (用作系统平台)、Autolisp (用于编制绘图程序) 等语言及系统。

(2) 软件的总体结构

本系统共包含查询标准参数、机构设计计算、绘图、公差标注等四大部分,各部分之间的关系见图 6.4。

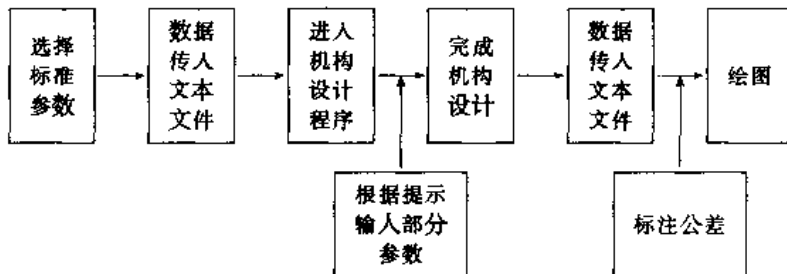


图 6.4 CMCADD 四部分之间的关系

① 选择标准参数部分 本部分用来查询交流伺服电机参数,部分材料的屈服强度,部分材料的摩擦系数,滑动螺旋副的许用压强,步进电机参数,45 钢部分性能参数,聚丙烯部分性能参数,铸铝合金部分性能参数,梯形螺纹部分标准参数,锯齿螺纹部分标准参数,带孔销部分标准参数,销轴部分标准参数,开口销部分标准参数,联轴器的部分标准参数。采用菜单选择,是用 Visual FoxPro 开发的。结构图见图 6.5。

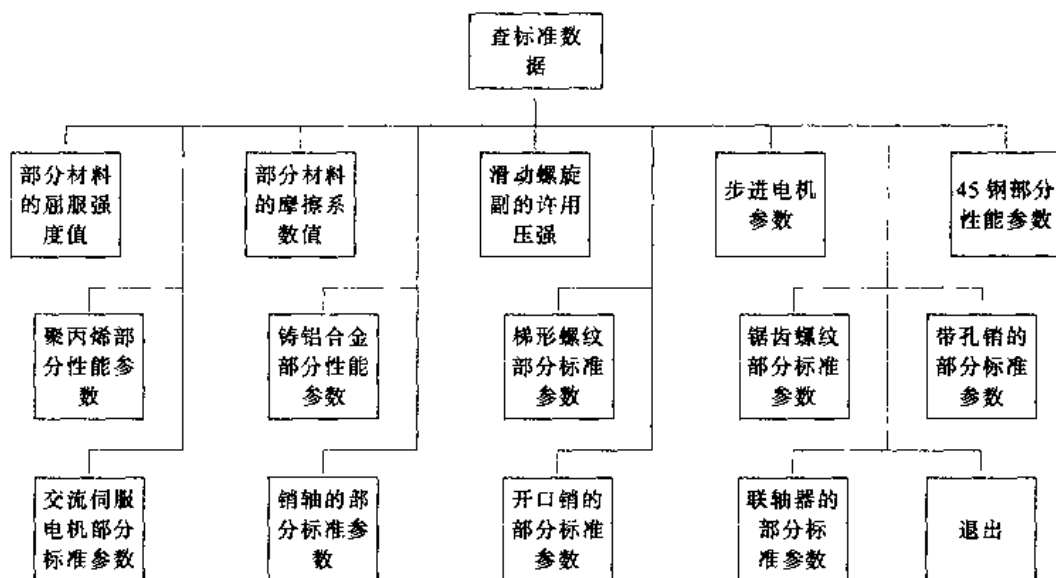


图 6.5 标准参数部分结构图

② 公差标注部分 本部分设计的公差标注方法有两种。一是在 Command 命令提示下，直接输入“公称直径”与“公差带代号”。二是先从屏幕上所显示的数据中选取一组上下偏差值，然后标注公差。公称直径（4~50mm）与公差带代号（F6~R7，f5~p7）只包含了国标中的一部分。其结构如图 6.6 所示。

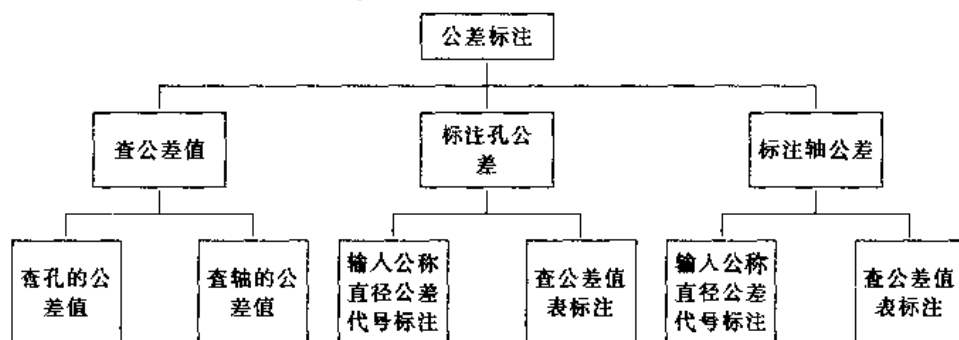


图 6.6 公差标注的结构

③ 机构设计计算 本部分分为曲柄、活塞泵、螺旋副的设计计算，是用 C 语言开发的。结构见图 6.7。

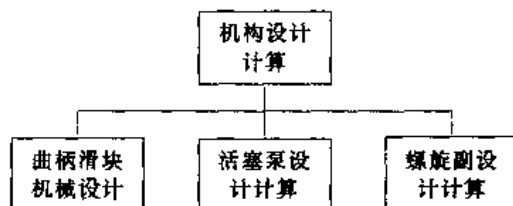


图 6.7 机构设计计算结构

④ 绘图部分 本部分用于绘制前面进行设计计算过的机构的图形（见图 6.8）。



图 6.8 绘图部分结构

(3) 软件的扩充

选择标准参数部分的扩充，用户可以自己开发其他的数据查询模块，再将其编译成可执行文件（即 .exe 文件），最后使用 Autocad 中的 acad.pgp 文件及 caidan.mnu 文件将其装入本系统的系统菜单下。

(4) 软件使用方法

① 软件的安装与运行

a. 运行环境：可以在 80486、80586 以上档次的微机上运行，内存不得少于 2MB 配协处理器，硬盘不得少于 40MB，显示器选用 VGA 标准，输入设备为鼠标或 Autocad 支持的各种绘图仪和打印机。

b. 采用 Autocad 为图形支撑软件，运行前首先进入 Autocad r14 环境下。

② 查标准参数

a. 选择系统菜单 Shuju 中的 Cashuju 子菜单，将屏幕窗口最大化，屏幕顶部将出现一菜单系统，屏幕中间为窗口 CK2，底部为窗口 CK3，布局如图 6.9。

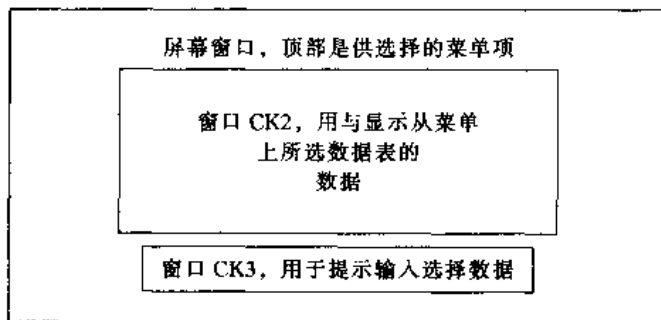


图 6.9 屏幕布局

b. 屏幕顶部共有 14 项菜单，“退出”项除外，每项对应一组标准数据。分别为：“1. 电机”（交流伺服电机参数）；“2. 屈服强度”（部分材料的屈服强度）；“3. 摩擦系数”（部分材料的摩擦系数）；“4. 螺旋副的 [p]”（滑动螺旋副的许用压强）；“5. 步进电机参数”；“6. 45 钢”（部分性能参数）；“7. 聚丙烯”（部分性能参数）；“8. 铸铝合金”（部分性能参数）；“9. 梯形螺纹”（部分标准参数）；“10. 锯齿螺纹”（部分标准参数）；“11. 带孔销”（部分标准参数）；“12. 销轴”（部分标准参数）；“13. 开口销”（部分标准参数）；“14. 退出”。

c. 用鼠标单击屏幕顶行左右两端的三角形符号，可以让菜单项滚动显示，移动鼠标或者用键盘上的光标水平移动键来选择菜单。

d. 选择菜单后，CK2 内将显示出相应的一组数据，然后按提示按回车键或任一键。数据显示完毕后，在 CK3 内按提示输入从 CK2 中选择的记录序号或其他符号。如果输入出错，按提示重新输入，直到输入正确为止。

e. 数据选择完后，屏幕将提示是否覆盖掉文件中原有的数据，默认为不覆盖。每个菜单项对应一个文本文件。

f. 如果要退出该系统，选择菜单项上的退出即可。

③ 公差标注 公差标注在绘图中是不可缺少的一部分，本系统的公差标注方法有两种。方法一：在 Command 命令提示下，直接输入“公称直径”与“公差带代号”。方法二：先从屏幕上所显示的数据中选取一组上下偏差值，然后标注公差，具体方法如下。

a. 从系统菜单中选择“标公差”菜单，会出现一下拉菜单。如果要标注孔的公差，选择下拉菜单中的孔公差，又会弹出两个子菜单“查表标注”与“不查表标注”，选择其中的“不查表标注”菜单，这时命令行会出现：

command: 请输入公称直径: (4~50mm)

输入 4~50 中的任一数字后，命令行又会出现：

command: 请输入公差带代号: (F6~R7)

输入 F6~R7 中的任一公差带代号，就可以在尺寸标注时按所输入的公差值标注孔的公差了。如果要标注轴的公差，与上类似，在下拉菜单中选“轴公差”，然后选“不查表标注”，后面的步骤与孔公差标注是一样的。

b. 从系统菜单中选择“标公差”菜单，会出现一下按菜单，选择其中的“查公差值”菜单，然后屏幕上出现一个菜单系统，上有“孔极限偏差”、“轴极限偏差”、“退出”三个菜单项，分别可查孔、轴的各公差带代号的上下偏差值。如要查孔的上下偏差值，选“孔极限偏差”菜单，这时屏幕上显示出一系列标准数据，按提示先输入屏幕上显示出的一个序号，再按回车键，按提示先输入屏幕上显示过的一公差带代号，按回车键便完成了选择，选择“退出”菜单便退回到 Autocad 下，所选序号的那一行与所选公差带代号的一列交叉的两个数据就是被选的上下偏差值。然后从系统菜单中选择“标公差”菜单，出现一下拉菜单，选择其中

的“Biaogongca”，又会弹出两个子菜单“Kgc”、“Kgc1”，选“Kgc1”就可以在尺寸标注时按所选择的公差值标注孔的公差了。轴的公差标注与孔的类似，照前面依次选择“Biaogongca”、“轴极限偏差”、“Zhou-gong-ca”、“Zgc1”即可。

④ 柱塞泵与曲柄滑块的设计

a. 曲柄滑块机构设计：首先选系统菜单“Jigousheji”，再选子菜单“Qubing”屏幕上会依次出现下列输入提示：

请输入行程

S =

请输入行程速度比

$K = v_2/v_1 =$

请输入曲柄连杆长度比

$Q = L_1/L_2 =$

请输入连杆质量

M2 =

请输入滑块质量

M3 =

请输入作用在滑块的力

P =

请输入电机转速

N1 =

依次输入数据，然后关闭该窗口。

b. 柱塞泵的零件设计：首先查标准参数来选择电机、连杆材料（45 钢）、柱塞筒的材料（铸铝），再选系统菜单“Jigousheji”，再选子菜单“Zhusb”，屏幕上会依次出现下列输入提示：

H2 =

B2 =

如果设计强度足够，屏幕上会显示：连杆强度足够！

请输入真空度：

请输入活塞宽度：

数据输入完毕，关闭该窗口。

c. 绘出图形：首先选系统菜单中的“Huitu”菜单，再选“Zhusb”子菜单，Command 命令下会出现提示：

Erase all the drawing? (y/n)

Enter 1 main drawing center point:

Enter 1 right drawing center point:

Enter 2 main drawing center point:

Enter 2 right drawing center point:

Enter 3 main drawing point:

Enter 3 right drawing point:

按提示在屏幕上选择 6 个点，就会以这些点为中心绘出图形。

⑤ 螺杆设计计算及绘图

a. 螺杆机构设计计算：首先查标准参数来选择：电机，选定后查出其额定转矩 T ；螺旋副材料，选定后分别查出螺杆和螺母的弯曲应力、剪切应力；摩擦系数；螺旋副的许用压强等。然后从系统菜单中选择“机构设计”菜单，再从子菜单中选取“螺旋副机构设计 W”，屏幕上会依次出现下列输入提示：

请输入参数：（下面采用人机对话方式依次输入参数）

在程序运行过程中，若螺旋副材料某一方面强度足够，则屏幕上会提示：

螺杆（或螺母）强度足够！

并提示下一步所要输入的参数；若螺旋副材料某一方面强度不足，则提示：

螺杆（或螺母）强度不足！

并提示重新输入参数。

最后若螺旋副材料强度全部合格，则提示：

本设计完全成功!

并在屏幕上输出所得螺旋副的基本尺寸: 公称直径 d 和小径 d_1 。

至此, 用户可关闭当前窗口, 并返回到系统菜单下。

b. 绘出螺杆图形: 在系统菜单下选择“绘图”菜单, 然后依次选“环境设置”、“螺旋副机构”子菜单, Command 命令下会出现提示:

请输入螺杆长度:

请输入角度: (表示螺杆与水平轴的夹角)

请输入插入点: (用鼠标在屏幕上选取一点即可)

就会以这点为基准绘出图形。

⑥ 绘底座、电机、联轴器图。

a. 绘底座图: 首先查标准参数来选择梯形螺纹, 再在系统菜单下选择“绘图”菜单, 然后依次选“环境设置”、“底座”子菜单, Command 命令下会出现提示:

PTO = :

输入插入点 (用鼠标在屏幕上选取一点即可) 便可绘出图形。

b. 绘电机图: 首先查标准参数来选择电机, 在系统菜单下选择“绘图”菜单, 然后依次选“环境设置”、“电机”子菜单, Command 命令下会出现提示:

旋转角度 ANG = :

插入点 P1 = :

输入角度、插入点 (用鼠标在屏幕上选取一点即可) 便可绘出图形。

c. 绘联轴器图: 首先查标准参数来选择联轴器, 在系统菜单下选择“绘图”菜单, 再选“联轴器”子菜单, Command 命令下会出现提示:

请查表输入螺栓销直径 X:

请输入主视图点 F1:

请输入俯视图点 F2:

请输入左视图点 F3:

然后便会绘出图形。

6.4 数字化曲线线图的方法

在工程设计过程中, 常有大量的数据成系数由工程手册或设计规范提供, 而在这些数据中有相当一部分是以线图的形式绘出。图 6.10 所示是离心式压缩机的性能曲线。此外, 还有相当多的数据来自于由一系列测试所得离散数据或统计数据所建立的图表或经验公式, 在 CAD 过程中, 上述类型的数据常通过以下几种方法进行处理。

① 找到线图产生的原公式, 以其作为数学模型, 通过编程对其进行运算, 取得设计所需数据。这是对线图进行处理的最精确的办法。但由于大多数线图是由测试得到的离散数据产生, 不存在公式, 因而无法应用这一方法。

② 用曲线拟合的方法求出线图的经验公式, 再对其编程。常用最小二乘法按初等函数对曲线进行分段拟合, 用此方法往往需对多种代数方程进行求解, 如线性方程组、指数方程、对数方程等等, 比较繁琐且结果存在一定误差。

③ 将线图离散化为数表, 通常的做法是: 根据线图中曲线变化情况和设计的精度要求, 按一定坐标间隔从曲线上采集若干点的离散数据输入计算机中建立数据库或数表文件, 检索相邻两点之间的数据则可通过插值方法获取。但完全由人工完成上述工作, 一则采集数据的工作量大且繁琐, 二则由测量及读数所产生的误差在所难免, 需经反复校核, 甚至有时直至应用过程中出现错误结果才得以发现。如离心式压缩机的性能曲线。

这里介绍一种通过对 AutoCAD 的多义线编辑、等分、输出和读解 DXF 文件等功能的综合应用, 从而实现线图的离散化, 并建立数据文件的方法。整个操作过程具有固定的命令集, 操作简便, 适用于对所有的各类工程曲线的处理, 既

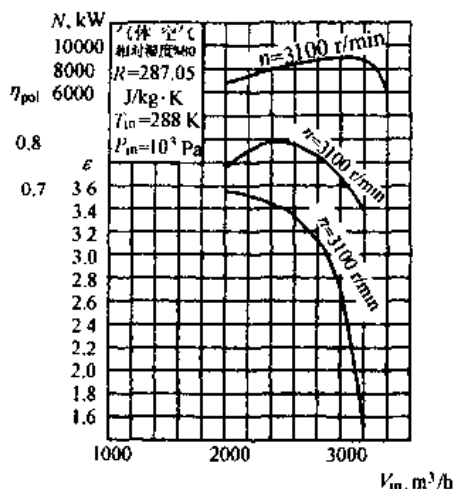


图 6.10 离心式压缩机的性能曲线

可用于软件开发过程中建立数据库,也可作为一般的辅助设计手段,具有良好的实际应用意义。

6.4.1 基本原理

(1) 绘制二维多义线

二维多义线 (Polyline) 是连续且首尾相连的线或弧,在 AutoCAD 中被作为单一图形实体处理,可以分解成为多段线和弧。可拾取下拉式菜单中 Draw \ Polyline 选项;或工作条“Draw tools”中的 Polyline 项;或在 Command: 提示符后输入“Plinc”来开始一个多义线的操作。

(2) 多义线编辑

使用“Pedit”指令可以对多义线进行编辑。“Pedit”指令可通过下拉式菜单中的“Modify \ Object \ Polyline”选项或在“Command:”提示符后键入“Pedit”来输入。其后即可按命令提示对所选多义线进行编辑,其中的“Edit”选项可以对多义线的各顶点进行移动、添加、删除等多种处理,从而改变多义线的形状。“Fit”和“Spline”选项可以实现对多义线过顶点的曲线拟合和样条拟合。其具体操作过程以及其他选项的说明可参考 AutoCAD 使用手册。

(3) 等分

使用“Divide”指令可以求出多义线、曲线、直线、圆弧等实体被等分成指定数量或长度的若干段。设为 n 段,并在线两端及每个等分点处均加入一个点 (Point) 实体或图块 (Block),共计 $(n+1)$ 个。可通过下拉式菜单中的“Draw \ Pint \ Divide”选项或在“Command:”提示符后键入“Divide”输入指令后选择希望对其进行等分的对象,并指定等分的段数或每段长度完成这一操作。

(4) DXF 文件

DXF 文件的主要功能是在不同的图形设计软件之间进行图形数据交换。DXF 文件是一种纯文本格式的文件,所记录内容为在 AutoCAD 中所生或的图形实体所具有的所有数据。该文件可通过任意一种 Window 文本编辑器以及各种字处理软件如 Word、WPS 或 DOS 下的 Edit 等,将其打开阅读或进行编辑。

① DXF 文件将所记录内容分为六节 (Section),六节的名称分别为 Header (头节)、Classes (类节)、Tables (表节)、Blocks (块节)、Entities (实体节) 和 Objects (对象节),分别记录了在 AutoCAD 中所画图形的图形生或背景及系统变量设置,所设图层及引用的线型、颜色等,定义和引用“块”的块名与块的定义,以及图形实体所具有的所有数据。本章所介绍的线图数据化处理方法中,主要利用 Entities 中的有关内容,因此只对其中的相关部分加以介绍,其余内容请参考 AutoCAD 使用手册等有关资料。

② DXF 文件的输出 在 AutoCAD 下拉式菜单中选取“文件”(File)项后再选择其下的“输出”(Export)项,输入文件名并将文件扩展名设为 .dxf,或在 Command 提示符后键入命令“Dxfout”并输入文件名,即可将当前图形以 DXF 文件格式写入指定磁盘。

③ DXF 文件格式 将一个绘有两个点 (Point) 和一段直线 (Line) 的 AutoCAD 图形用前面所述方法存为 DXF 文件,文件名为 eg1.dxf,然后用文本编辑器将其打开,可见到文件内容如下:

0	5
SECTION	0	20
2	ENDTAB	100
HEADER	0	AcDbEntity
.....	ENDSEC	8
.....	0	0
0	SECTION	100
ENDSEC	2	AcDbPoint
0	BLOCKS	10
SECTION	5.0
2	20
CLASSES	0	5.0
0	ENDSEC	30
ENDSEC	0	0.0
0	SECTION	0
SECTION	2	POINT
2	ENTITIES	5
TABLES	0	21
.....	POINT	100

AcDbEntity	100	25.0
8	AcDbEntity	31
0	8	0.0
100	0	0
AcDbPoint	100	ENDSEC
10	AcDbLine	0
15.0	10	SECTION
20	3.0	2
20.0	20	OBJECTS
30	5.0	0
0.0	30	0
0	0.0	ENDSEC
LINE	11	0
5	10.0	EOF
22	21	

从打开的文件中可见,前面所述的六个节段,每一节段由代码数字0加SECTION开始,代码数字2下面的字符则为节段名,如Header(头节)、Entities(实体节)等,以ENDSEC结束,全部记录以文件末尾的EOF作为结束符。由于DXF文件很长,为节省篇幅,上面的举例中除实体节外的其余各节只保留了节名和节段末尾,删除了其中的内容,这是因为在实体节中记录了我们所关心的实体坐标值,而其他各节与本文所述问题无关。

④ 从DXF文件中提取实体坐标 在实体节中我们注意AcDbPoint和AcDbLine下面的有关内容,代码10、20、30下的数字分别是点(Point)或直线(Line)起点的X、Y、Z坐标,代码11、21、31下面的数字是直线终点的X、Y、Z坐标。因为本文讨论涉及的线图曲线一般为二维图形,这时Z坐标(代码30、31)为0.0且可忽略。这样我们就可以据此从DXF文件提取有用的实体坐标。

(5) 由曲线线图建立数据文件

根据以上所述原理由曲线线图生成数据文件,具体操作步骤如下

① 在AutoCAD中复制曲线。可利用扫描设备将曲线输入计算机,然后将位图矢量化,或在Pline命令下用数字化仪将曲线上若干点输入并连成折线,在缺少输入设备的情况下,可先由人工在原图曲线上量取若干点的坐标,然后据此在AutoCAD中用Pline连成折线。将所连折线用Pedit命令中的Spline项将其拟合成曲线,将所得曲线与原曲线比较,并用Pedit命令中的Edit项对节点进行修改直至满意(具体操作可参考AutoCAD使用手册)。

② 用前而所介绍方法将曲线等分,等分份数根据所需查询精度而定,同时应考虑到将建立的数据文件的大小和磁盘容量,但应远远大于生成曲线时所输入的点数。等分完成后将所绘曲线用Erase命令删除,这时留下的只是曲线上的若干个离散点。

③ 将绘有若干点的图形存为DXF文件。

④ 读取DXF文件中有用的数据,并按一定格式将其写入一个数据文件。

6.4.2 应用实例

以本节开始提及的离心式压缩机性能曲线中最下面一条曲线为例,说明具体操作方法。将曲线按上述方法输入AutoCAD后,用Divide命令分为100段,删去曲线后得到101个点。命令格式为:

```
Command: Divide
Select Objects: 用鼠标拾取曲线上任意点
Select Objects: 回车
<Number of segments>/Block: 100
```

将上述内容输出至一个名为eg2.dxf的文件。为读取时方便,可先打开文件将无用的节段删除,只留下Entities一节。

用下面的AutoLisp程序读出Eg2.dxf中的坐标数据,并写入一个名为Eg2.txt的数据文件中。

```
(defun C: Eg2 (/ a b c d fr fw)
  (setq fr (getstring "请输入 DXF 文件名 "))
  fw (getstring "请输入数据文件名 ")
)
```

```

    (setq fr (open fr " r")
          fw (open fw " w")
          )
    (while (/= a " ENDSEC")
      (setq a (read-line fr))
      (if (= a " 10")
        (progn
          (setq b (read-line fr))
          (read-line fr)
          (setq c (read-line fr))
          (setq d (strcat b " " c))
          (write-line d fw)
        )
      )
    )
    (close fr)
    (close fw)
  )

```

该程序是一个通用程序，可用于处理任何一种曲线线图，也可将这一方法移植至其他应用程序。如用 C 语言编程，只需用 `fopen` 函数将指定文件打开后，再用对应的语句进行读写操作即可。

程序运行后得到的 `Eg2.txt` 文件具有以下内容：

```

2941.667893  108.803149
2943.002985  108.557599
2944.33447   108.29423
2945.659981  108.001338
2946.984845  107.705757
2948.298678  107.36428
.....
.....
2999.886741  4.112606
2999.94337   2.756303
3000.0 1.4

```

上面每行中有两个数，分别对应于图 6.10 中最下一条曲线上各点的 V_{in} 和 N 值。这些数据可按本章中介绍的读取数据文件的方法读取。

使用上述方法处理曲线时如需控制误差，则只需增加等分点的密度即可，要读取对于两点之间的其余点，则完全可以仅用线性插值获得。本例中生成的数据文件 `Eg2.txt` 仅占用磁盘空间 10.5K，而效果十分令人满意。

6.5 程序设计举例

6.5.1 用 C 语言开发的柱塞泵的参数化设计程序

输入原始参数并从数据库中读取相应的数据后进行计算，并再次从数据库选取标准数据，如电机、活塞、缸体等，最后将结果存入数据文件，通过数据库管理系统传递到绘图软件中完成绘图作业。

```

#include <stdio.h>
#include <math.h>
#define PI 3.1415926
/* 定义全局变量 */
float w1, pk, s2, l1, l2, s, p;
float d0, d01, l0, d2, h2, b2, d3, h3, l3, b4;
/* 主函数 */
main ()
{void read-file ();
void select-power ();

```



```

void lian ();
void hs ();
void out-file ();
read-file ();
select-power ();
lian ();
hs ();
out-file ();
|

/* 读入数据文件 (f1.txt) */
void read-file ()
{
FILE * fp;
if ( (fp=fopen (" f1.txt"," r")) == NULL)
    {printf (" \n文件打不开! \n");
    exit (1);
    }
fscanf (fp,"%f %f %f %f %f %f %f %f", &s2, &l2, &s, &w1, &pk, &p, &l1);
fclose (fp);
|

/* 电机选择 */
void select-power ()
{
float nl, pj;
FILE * fp;
if ( (fp=fopen (" dbftext1.txt"," r")) == NULL)
    {
    printf (" \nThe file can not open! \n");
    exit (1);
    }
fscanf (fp,"%f %f %f %f %f %f", &nl, &pj, &d01, &d0, &l0);
fclose (fp);
}

/* 连杆的校核计算 */
void lian ()
{
int flag=0;
float bb2;
FILE * fp;
if ( (fp=fopen (" dbftext5.txt"," r")) == NULL)
    {
    printf (" \nThe file can not open! \n");
    exit (1);
    }
fscanf (fp,"%f", &bb2);
fclose (fp);
/* printf (" \n请选择连杆截面形: (C- - 圆 B- - 方)");

```

```

if (getch () == ' c')
    |printf (" \nd2=");
    scanf ("%f", &d2);
    |
if (getch () == ' b')
    | */
    while (flag == 0)
    |
        printf (" \nh2=");
        scanf ("%f", &h2);
        printf (" b2=");
        scanf ("%f", &b2);

if (s2/ (h2 * b2) <= bb2/1.4) flag=1;
else printf (" \nPlease repeat select! \n");
|
printf (" \n 连杆强度足够! \n");
|

/* 活塞筒的设计计算 */
void hs ()
{
float ps;
float bb3;
FILE * fp;
printf (" \n 请输入有效真空度:");
scanf ("%f", &ps);
d3=ceil (sqrt (4 * p/ (PI * ps * 0.8)));
if (d3<30) d3=30;
if ( (fp=fopen (" dbftext8.txt"," r")) == NULL)
{
    printf (" \nThe file can not open! \n");
    exit (1);
}
fscanf (fp,"%f", &bb3);
fclose (fp);
h3=ceil (1.5 * ps * d3/ (2 * bb3/8));
if (h3<2) h3=2;
printf (" \n 请输入活塞的宽度:");
scanf ("%f", &b4);
l3=s + b4 + 10;
|

/* 数据文件的输出 */
void out-file ()
{
FILE * fp;
if ( (fp=fopen (" f2.txt"," w")) == NULL)
{
    printf (" \nThe File can not Open! \n");

```

```

    exit (1);
  }
  fprintf (fp, " (l0 %.2f) \n", l0);
  fprintf (fp, " (d0 %.2f) \n", d0);
  fprintf (fp, " (d01 %.2f) \n", d01);
  fprintf (fp, " (l1 %.2f) \n", l1);
  fprintf (fp, " (l2 %.2f) \n", l2);
  fprintf (fp, " (h2 %.2f) \n", h2);
  fprintf (fp, " (b2 %.2f) \n", b2);
  fprintf (fp, " (d3 %.2f) \n", d3);
  fprintf (fp, " (h3 %.2f) \n", h3);
  fprintf (fp, " (l3 %.2f) \n", l3);
  fprintf (fp, " (b4 %.2f) \n", b4);
  fclose (fp);
}

```

6.5.2 绘制管法兰零件图的程序

```

(defun data (ft fd /f lst1 lst2 nx nn)
  (setq lst1 (read (strcat " (" (read-line f) ")"))))
  (setq nn 0)
  (while (/= nn nil)
    (setq ls2 (read (strcat " (" (read-line f) ")"))))
    (if (or (= (car lst2) fd) (= (car lst2) ' end))
      (setq nn nil))
  )
  (close f)
  (if (/= (car lst2) ' end)
    (mapcar ' set lst1 (mapcar ' float lst2))
    (prompt " 输入数据错误!")
  )
)
(defun C: fl ()
  (setq nx 0)
  (while (/= nx nil)
    (setq dn (getdist " \n DN = ")
      pn (gettreal " \n PN = ")
    )
    (setq f (cond ( (= pn 1.0) " hgj45b.txt")
      ( (= pn 2.0) " hgj45a.txt")
    )
  )
  (data f dn)
  (if (/= dd nil) (setq nx nil))
)
(command " layer" " n" " 1, 2" " c" 1 1 " c" 2 2 " l" " center" 1 "")
(command " layer" " s" 1 "")
  (setq p0 (getpoint " Enter start point")
    p1 (list (car p0) (+ (cadr p0) c 4))
    p2 (list (- (car p0) (/ k 2)) (cadr p0))
    p3 (list (+ (car p0) (/ k 2)) (cadr p0))
  )

```

```

(command " line" p0 p1 ""
  " line" p2 (list (car p2) (cadr p1)) ""
  " line" p3 (list (car p3) (cadr p1)) "")
(command " layer" " s" 0 "")
  (setq p4 (list (- (car p0) (/ dd 2)) (+ (cadr p0) 2 f1))
    p5 (list (- (car p0) (/ d 2)) (cadr p4))
    p6 (list (car p5) (- (cadr p5) f1))
    p7 (list (- (car p0) (/ b 2)) (cadr p6))
  )
(command " pline" p4 (list (- (car p2) (/ l 2)) (cadr p4))
  (list (- (car p2) (/ l 2)) (+ (cadr p6) c))
  (list (car p4) (+ (cadr p6) c)) " c")
(command " mirror" " last" "" p0 p1 "")
(command " hatch" " u" 45 5 "" " l" "")
(command " pline" (list (+ (car p2) (/ l 2)) (cadr p4))
  p5 p6 p7
  (list (car p7) (+ (cadr p7) c))
  (list (+ (car p2) (/ l 2)) (+ (cadr p7) c)) " c")
(command " mirror" " l" "" p0 p1)
(command " hatch" " u" 45 5 "" " l")
(command " hatch" " u" 45 5 "" " w" (list (- (car p4) 0.5) (cadr p2))
  (list (- (car p2) 0.5) (cadr p1)) "")
(command " hatch" " u" 45 5 "" " w" (list (+ (car p2) 0.5) (cadr p2))
  (list (+ (car p7) 0.5) (cadr p1)) "")
(command " pline" (list (- (car p2) (/ l 2)) (cadr p4))
  (list (+ (car p2) (/ l 2)) (cadr p4)) "")
(command " mirror" " l" "" p0 p1)
(command " pline" p7 (list (+ (car p7) b) (cadr p7)) "")
(command " pline" (list (- (car p2) (/ l 2)) (+ (cadr p7) c))
  (list (+ (car p2) (/ l 2)) (+ (cadr p7) c)) "")
(command " mirror" " l" "" p0 p1)
(command " pline" (list (car p7) (+ (cadr p7) c))
  (list (+ (car p7) b) (+ (cadr p7) c)) "")
(command " layer" " s" 2 "")
(command " dim" " dimasz" 3 " dimtih" " off")
(command " hor" p7 (list (+ (car p7) b) (cadr p7))
  (list (car p0) (- (cadr p0) 10))
  (strcat " % % C" (rtos b 2 0)))
(command " hor" p6 (list (+ (car p6) d) (cadr p6))
  (list (car p0) (- (cadr p0) 20))
  (strcat " % % C" (rtos d 2 0)))
(command " hor" p2 p3 (list (car p0) (- (cadr p0) 30))
  (strcat " % % C" (rtos k 2 0)))
(command " hor" p4 (list (+ (car p4) dd) (cadr p4))
  (list (car p0) (- (cadr p0) 40))
  (strcat " % % C" (rtos dd 2 0)))
(command " hor" (list (- (car p2) (/ l 2)) (- (cadr p1) 2))
  (list (+ (car p2) (/ l 2)) (- (cadr p1) 2))
  (list (car p2) (+ (cadr p1) 10))
  (strcat " % % C" (rtos l 2 0)))

```

```

(command " ver" p4 p6 (list (- (car p4) 10) (cadr p4))
          (rtos f1 2 0))
(command " ver" p6 (list (car p4) (+ (cadr p6) c))
          (list (- (car p4) 20) (cadr p4))
          (rtos c 2 0))
(command " exit" " redraw")
)

```

6.6 计算机设计常用函数

6.6.1 C语言基本函数

C语言是函数语言，函数是C语言的基本构成。C的设计原理就是使用函数来建立程序块，Turbo C及C++配备有400多个库函数和宏，可用于输入输出、串和文字操作、存贮分配、数据转换、数学计算、文本处理和图形处理等。

本章着重介绍C语言中图形处理函数及字符屏幕管理函数。图形处理库函数的原型说明文件为graphics.h；字符屏幕管理库函数的原型说明文件为conio.h。

6.6.1.1 图形系统初始化函数

在使用图形函数进行编制程序之前，要先对图形系统进行初始化处理，通过磁盘装入图形驱动程序，并将系统置为图形模式。

函数名：initgraph

函数类型和参数类型：void far initgraph (graphdriver, graphmode, char * path)

int far * graphdriver; [注] graphdriver: 是一个整数，用以指定所要用的图形驱动程序。

int far * graphmode; [注] graphmode: 是一个整数，用以说明初始图形模式。

6.6.2.2 关闭图形系统函数

图形程序结束前，须用函数关闭图形系统，释放图形系统分配的存储器，系统回到文本方式。

函数名：closegraph

函数类型和参数类型：void far closegraph (void)

6.6.2.3 模式切换函数

在进行图形编辑时，有时需要暂时离开图形模式进入文本模式，有时需要从文本切换到图形模式。

(1) 图形切换到文本

函数名：restorecrtmode

函数类型和参数类型：void far restorecrtmode (void)

(2) 文本切换到图形

函数名：setgraphmode

函数类型和参数类型：void far setgraphmode (mode);

6.6.2.4 图形模式控制函数

此类函数用来取得由驱动程序graphdriver支持的有效图形模式范围、图形内部缓冲区内存分配及图形缓冲区的设置。

(1) 取得当前图形模式范围

函数名：getmoderage

函数类型和参数类型：void far getmoderange (graphdriver, lomode, himode);

int graphdriver;

int far * lomode;

int far * himode;

(2) 取得图形内部缓冲区的大小

函数名：setgrphbufsize

函数类型和参数类型：unsigned far setgrphbufsize (bufsize);

(3) 图形内存的分配

函数名：- graphgetmen

函数类型和参数类型: void far -graphgetmen (size)
unsigned size

(4) 释放图形内存

函数名: -graphfreemen

函数类型和参数类型: void far -graphgetmen (ptr, size);
void far * ptr;
unsigned size;

(5) 图形颜色控制函数

进行图形编辑时, 需要为图形设置颜色。与控制图形颜色有关的函数有控制调色板函数、设置颜色及读取颜色信息的函数。

① 屏幕颜色的控制

函数名: setpalette

函数类型和参数类型: void far setpalette (index, actual-color);
int index; [注] index: 颜色编号。
int actual-color; [注] actual-color: 实际颜色。

对于 CGA 或 EGA 模式, 背景颜色的相应代码见表 6.3。

表 6.3 背景颜色相应代码

颜色	代码	颜色	代码	颜色	代码	颜色	代码
黑	0	红	4	暗灰	8	淡红	12
蓝	1	洋红	5	淡蓝	9	淡洋红	13
绿	2	棕	6	淡绿	10	黄	14
深蓝	3	淡灰	7	淡深蓝	11	白	15

在图形模式下, 将屏幕分为许多点, 称为像素。各个像素可以表现出不同的颜色。利用函数可以使像素获得一个颜色值。

表 6.4 为 CGA 图形卡的调色板提供的颜色。

表 6.4 CGA 图形卡调色板颜色

调色板号	颜 色				调色板号	颜 色			
	0	1	2	3		0	1	2	3
0	背景色	淡绿	淡红	黄	2	背景色	绿	红	棕
1	背景色	淡青	粉红	白	3	背景色	绿青	品红	淡灰

② 设置调色板颜色

函数名: setallpalette

函数类型和参数类型: void far setallpalette

③ 设置当前着色模式

函数名: setfillstyle

函数类型和参数类型: void far setfillstyle (pattern, color);
int pattern, color;

④ 设置背景颜色

函数名: setbkcolor

函数类型和参数类型: void far setbkcolor (color);
int color;

⑤ 读取当前背景颜色值

函数名: getbkcolor

函数类型和参数类型: int far getbkcolor (void);

⑥ 设置当前绘图颜色

函数名: setcolor

函数类型和参数类型: void far setcolor (color);

int color; [注] 参数 color 可从 0 变化到当前模式下的最大有效图素值。

⑦ 读取当前颜色值

函数名: getcolor

函数类型和参数类型: int far getcolor (void);

⑧ 读取最大的有效颜色值

函数名: getmaxcolor

函数类型和参数类型: int far getmaxcolor (void);

⑨ 设置一个点的颜色

函数名: putpixel

函数类型和参数类型: void far putpixel (x, y, pixelcolor);

int x, y, pixelcolor; [注] x, y 为该点的坐标值, 该点取得用 pixelcolor 定义的颜色。

⑩ 读取点 (x, y) 处的像素颜色值

函数名: getpixel

函数类型和参数类型: int far getpixel (x, y);

int x, y;

(6) 图形绘制基本函数

① 图形的定位函数

a. 将绘图当前位置移到点 (x, y) 处

函数名: moveto

函数类型和参数类型: void far moveto (x, y);

b. 将光标从当前位置按相对当前位置移动 dx, dy

函数名: moverel

函数类型和参数类型: void far moverel (dx, dy);

int dx, dy;

c. 读取当前光标的 X 值

函数名: getx

函数类型和参数类型: void far getx (void);

d. 读取当前光标的 Y 值

函数名: gety

函数类型和参数类型: void far gety (void);

e. 读取当前图形模式下的最大 X 值

函数名: getmaxx

函数类型和参数类型: int far getmaxx (void);

f. 读取当前图形模式下的最大 Y 值

函数名: getmaxy

函数类型和参数类型: int far getmaxy (void);

② 直线的绘制函数

a. 在点 (x0, y0) 到点 (x1, y1) 之间画一条直线

函数名: line

函数类型和参数类型: void far line (x0, y0, x1, y1);

int x0, y0, x1, y1;

b. 从当前点画直线到相对位移增量为 dx, dy 的点

函数名: linerel

函数类型和参数类型: void far linerel (dx, dy);

int dx, dy;

c. 从当前点画直线到点 x, y

函数名: lineto

函数类型和参数类型: void far lineto (x, y);

int x, y;

③ 矩形的绘制函数

函数名: rectangle

函数类型和参数类型: void far rectangle (left, top, right, bottom);

[注] left, top: 矩形的左上角点坐标。

[注] right, bottom: 矩形的右下角点坐标。

④ 多边形的绘制函数

函数名: drawpoly

函数类型和参数类型: void far drawpoly (numpoints, polypoints);

int numpoints;

int far * polypoints; [注] numpoints: 顶点数。

⑤ 圆的绘制函数

函数名: circle

函数类型和参数类型: void far circle (x, y, radius);

int x, y, radius; [注] x, y: 圆心点坐标。

[注] radius: 圆的半径。

⑥ 圆弧的绘制函数

函数名: arc

函数类型和参数类型: void far arc (x, y, stangle, endangle, radius);

int x, y; [注] x, y: 弧心点坐标。

int stangle, endangle; [注] stangle: 起始角度。[注] endangle: 终止角度。

int radius; [注] radius: 半径。

⑦ 取得最近一次绘制圆弧的信息

函数名: getarccords

函数类型和参数类型: void far getarccords (arccords);

struct arccoordstype far * arccords;

[注] arccoordstype 的结构定义为:

struct arccoordstype {int x, y;

(int xstart, ystart, xend, yend); }

⑧ 椭圆的绘制函数

函数名: ellipse

函数类型和参数类型: void far ellipse (x, y, stangle, endangle, xradius, yradius);

int x, y; [注] x, y: 椭圆中心点坐标。

int stangle, endangle; [注] stangle, endangle: 起始角、终止角。

int xradius, yradius; [注] xradius, yradius: 长、短轴半径。

(7) 图形编辑函数

① 线型与线宽设置函数

函数名: setlinestyle

函数类型和参数类型: void far setlinestyle (linestyle, upattern, thickness);

int linestyle; [注] linestyle: 线型。

unsigned upattern;

int thickness; [注] thickness: 线宽。

② 读取当前线型的函数

函数名: getlinesettings

函数类型和参数类型: void far getlinesettings (lineinfo);

struct linesettingstype far * lineinfo;

将当前的线型信息存到由 lineinfo 指定的 linesettingstype 结构中。

③ 图幅的设置函数

函数名: setviewport

函数类型和参数类型: void far setviewport (left, top, right, bottom, clipflag);

int left, top, right;

int bottom, clipflag;

[注]left,top: 左上角点。

[注]right,bottom: 右下角点。

[注]clipflag: 决定图形在设定的边界是否被剪裁,取值0不被剪裁,非0则被剪裁。

④ 读取当前图幅窗口信息的函数

函数名: getviewsettings

函数类型和参数类型: void far getviewsettings (viewport);
struct viewporttype far * viewport;

将当前图幅窗口的信息填入 viewport 指定的 viewporttype 结构中。

⑤ 设置活动图形页函数

函数名: setactivepage

函数类型和参数类型: void far setactivepage (pagenum);
int pagenum;

将 pagenum 设置成为活动页。

⑥ 设置可见图形页函数

函数名: setvisualpage

函数类型和参数类型: void far setvisualpage (pagenum);

将 pagenum 设置成为可见页。

⑦ 擦除图形屏幕的函数

函数名: cleardevice

函数类型和参数类型: void far cleardevice (void);

擦除整个屏幕图形,光标移到原点。

⑧ 清除当前图形窗口函数

函数名: clearviewport

函数类型和参数类型: void far clearviewport (void);

擦除当前图形窗口,光标移到原点。

⑨ 图像的存储函数

函数名: getimage

函数类型和参数类型: void far getimage (left, top, right, bottom, bitmap);
int left, top;
int right, bottom;
void far * bitmap;

将屏幕上由 left, top, right, bottom 定义的窗口中的图形拷贝到由 bitmap 指的内存区域。

⑩ 将存贮在内存中的图像送回屏幕的函数

函数名: putimage

函数类型和参数类型: void far putimage (x, y, bitmap, op);
int x, y, op; [注] x, y: 图形的左上角点; op: 参数, 决定图像的写入方式。
void far * bitmap;

将用 getimage 函数保存的定位图像重新送回屏幕。

⑪ 图形的填充

a. 填充长方形

函数名: bar

函数类型和参数类型: void far bar (left, top, right, bottom);
int left, top;
int right, bottom;

绘一长方形并用当前图形模式及颜色填充。

b. 填充长方体 (三维)

函数名: bar3d

函数类型和参数类型: void far bar3d (left, top, right, bottom, depth, topflag);
int left, top;
int right, bottom;

```
int depth, topflag;
```

绘一三维长方形并用当前图形模式及颜色填充。

c. 填充多边形

函数名: fillpoly

函数类型和参数类型: void far fillpoly (numpoints, polypoints);

```
int numpoints;
```

```
int far * polypoints;
```

绘一多边形并用当前图形模式及颜色填充。

d. 填充一块封闭的区域

函数名: floodfill

函数类型和参数类型: void far floodfill (x, y, border);

```
int x, y;
```

```
int border;
```

e. 填充扇形

函数名: pieslice

函数类型和参数类型: void far pieslice (x, y, stangle, endangle, radius); [注] x, y: 作图起点; stangle: 起始角度; endangle: 终止角度; radius: 扇形半径。

```
int x, y;
```

```
int endangle, radius;
```

f. 用户填图模式的设置

函数名: setfillpattern

函数类型和参数类型: void far setfillpattern (upattern, color);

```
char far * upattern;
```

```
int color;
```

设置用户定义的 8×8 模式及颜色填图。

(8) 图形模式下的文本处理函数

① 文本输出函数

函数名: gettextsettings

函数类型和参数类型: void far gettextsettings (textinfo);

```
struct textsettingstype far * textinfo;
```

将当前图形文本的信息 (文本字体、方向、大小和对齐方式) 填入由 textinfo 所指的 textsettingstype 结构中。gettextsettings 所用的 textsettings 结构在 graphics.h 中定义如下:

```
struct textsettingstype
{
    int font;
    int direction;
    int charsize;
    int horiz;
    int vert;
}
```

② 在当前位置输出一字符串

函数名: outtext

函数类型和参数类型: void far outtext (textstring);

```
char far * textstring;
```

用当前对齐方式、字型、方向、大小在当前位置输出一个字符串。若水平文本对齐方式是 LEFT-TEXT, 且文本方向是 HORIZ-DIR, 则 cp 的 x 坐标将增大 textwidth (textstring); 否则 cp 保持不变。

③ 在指定位置输出一字符串

函数名: outtextxy

函数类型和参数类型: void far outtextxy (x, y, textstring);

```
int x, y;
```

```
int far * textstring;
```

用当前对齐方式、字型、方向和大小在指定位置 (x, y) 处输出一文本字符串。

④ 注册连进的一个矢量字体文件

函数名: registerbgifount

函数类型和参数类型: void far registerbgifount (void);
void (*font) (void);

⑤ 设置文本对齐方式

函数名: settextjustify

函数类型和参数类型: void far settextjustify (horiz, vert);
int horiz, vert;

⑥ 设置文本特性

函数名: settextstyle

函数类型和参数类型: void far settextstyle (font, direction, charsize);
int font, direction; [注] font: 一个 8×8 位图字体及几个矢量字体。
int charsize; [注] charsize: 字符放大因子。

设置文本字形、显视方向和字符的大小。

⑦ 设置矢量字体的大小

函数名: setusercharsize

函数类型和参数类型: void far setusercharsize (multx, divx, multy, divy);
int multx, multy;
int divx, divy;

[注] multx, divx: 宽度方向比例因子。

[注] multy, divy: 高度方向比例因子。

[注] 只有当前面调用 settextstyle 时, 置 charsize = 0, 由 setusercharsize 设置的值才生效。

⑧ 设置字符串的高、宽

a. 设置字符串的高度

函数名: textheight

函数类型和参数类型: void far textheight (textstring);
char far * textstring;

取当前字型大小和放大因子, 以图素为单位, 确定字符串的高度。

b. 设置字符串的宽度

函数名: textwidth

函数类型和参数类型: void far textwidth (textstring);
char far * textstring;

取字符串长度、当前字型大小和放大因子, 以图素为单位, 确定字符串的宽度。

(9) 字符屏幕控制函数

字符屏幕控制函数包含在头文件 conio.h 中。字符管理控制函数为用户设计并实现清晰的显示画面、控制字符显示提供了支持, 提供了显示颜色、显示方式和固定位置输出等功能。

① 清除文本字符函数

a. 清除当前光标位置到行末的文本字符

函数名: clreol

函数类型和参数类型: void clreol (void);

b. 清除当前窗口

函数名: clrscr

函数类型和参数类型: void clrscr (void);

清除当前窗口, 将光标移至左上角。

c. 删除当前行

函数名: delline

函数类型和参数类型: void delline (void);

删除光标所在的当前行, 并将以下各行顺移一行。

② 文本显示函数

函数名: gettextinfo

函数类型和参数类型: void gettextinfo (infoec);
struct text-info * infoec;

将当前文本显示信息填入 infoec 所指定的 text-info 结构中。

③ 文本编辑函数

a. 在当前文本窗口中定光标

函数名: gotoxy

函数类型和参数类型: void gotoxy (x, y);
int x, y;

b. 在当前光标处插入一空行

函数名: insline

函数类型和参数类型: void insline (void);

在当前文本模式下, 在文本窗口的光标位置插入一空行, 以下各行都下移一行。

c. 给出当前光标的 x 坐标

函数名: wherex

函数类型和参数类型: int wherex (void)

为 1~80 间的一个整数。

d. 给出当前光标的 y 坐标

函数名: wherey

函数类型和参数类型: int wherey (void)

为 1~25 间的一个整数。

④ 设置文本模式的性质

a. 设置屏幕为文本模式

函数名: textmode

函数类型和参数类型: void textmode (mode);
int mode;

b. 设置文本属性

函数名: textattr

函数类型和参数类型: void textattr (attributo);

c. 选择新的正文背景颜色

函数名: textbackground

函数类型和参数类型: void textbackground (color);
int color;

d. 定义活动正文模式窗口

函数名: window

函数类型和参数类型: void window (left, top, right, bottom);
int left, top;
int right, bottom;

⑤ 选择字符颜色

函数名: textcolor

函数类型和参数类型: void textcolor (color);
int color; [注] color: 0~15 的整型数。

⑥ 选择字符亮度

a. 选择高亮度正文字符

函数名: highvideo

函数类型和参数类型: void highvideo (void);

b. 选择低亮度正文字符

函数名: lowvideo

函数类型和参数类型: void lowvideo (void);

c. 选择标准亮度正文字符

函数名: normvideo

函数类型和参数类型: void normvideo (void);

⑦ 正文的存取函数

a. 复制正文模式的正文到内存

函数名: ..gettext

函数类型和参数类型: void (left, top, right, bottom, destin);

int left, top, right, bottom;

void * destin;

将屏幕上由 left, top, right, bottom 定义的区域内容存入由 destin 所指的内存区域。

b. 将屏幕正文从一个矩形区域拷贝到另一个矩形区域

函数名: ..movetext

函数类型和参数类型: int movetext (left, top, right, bottom, newleft, newtop);

int left, top, right, bottom;

int newleft, newtop; [注] newleft, newtop: 新矩形的左上角位置。

c. 从内存将正文写入屏幕

函数名: ..puttext

函数类型和参数类型: int .puttext (left, top, right, bottom, source);

int left, top;

int right, bottom;

void * source;

将 source 所指向的内存区域内容写入由 left, top, right, bottom 定义的屏幕区内。

6.6.2 Auto Lisp 基本函数

Lisp (List Processing Language) 是一种计算机的表处理语言, 由麻省理工学院 1960 年设计实现。Lisp 语言一直是人工智能界应用最广泛的程序设计语言之一。

6.6.2.1 Lisp 语言程序的特点

① Lisp 程序一般形式是一串函数的定义, 其后是一串带有参数的函数调用, 语言的一切成分由函数形式给出。

② 将数据和程序统一表达为表结构, Lisp 唯一的数据结构是 s-(Symbol) 表达式, 也称为表。具有处理不同存储能量的各类数据对象的能力。

③ Lisp 语言语法十分简单, 易于掌握。

6.6.2.2 Lisp 的数据结构 (s-表达式)

Lisp 处理对象为符号表达式, 又称 s-表达式。

6.6.2.3 s-表达式的定义

s-表达式即为符号 (Symbol) 表达式。原子是 s-表达式的最简单结构, 原子分为符号原子和数原子。符号原子是字母 (A~Z) 开头的字母数字串, 用以表示变量/常量和函数; 数原子是一串数字, 前面冠以 “+” 或 “-” 等符号, 表示正、负原子 (正原子前面的 “+” 可以省略标注)。正确原子如 AB324、G6H8、a2g5s8、NIL (逻辑非)、T (逻辑真), 不正确原子如 2a、\$g、mo.、(x,c)。

6.6.2.4 表

s-表达式以表的形式给出, 表是放在一对圆括号中的一个元素或多个用空格分开的元素。表是 Lisp 语言处理的对象。表的形式为:

((s-表达式) (s-表达式) (s-表达式))

6.6.2.5 Auto Lisp 表达式

Lisp 程序和数据由 s-表达式构成, 所有表达式均由表的形式出现, 格式:

(函数名 [自变量])

6.6.2.6 常用 Auto Lisp 函数

(1) 计算函数和三角函数

① 计算函数

a. (+ <数> <数> <数>)

求各 <数> 的和。

- b. ($-$ <数> <数> <数>)
- 例: (+ 2 4 3) 返回: 9
(+ 1 2.0 3) 返回: 6.0
第一个<数>减去后面<数>的总和。
- c. ($*$ <数> <数> <数>)
- 例: (- 4 5) 返回: -1
(- 30.0 20 4) 返回: 6.0
求各<数>的乘积。
- d. ($/$ <数> <数> <数>)
- 例: (* 3 4) 返回: 12
(* 5.0 8) 返回: 40.0
求一个数除以后面各数的商。
- e. (1+ <数>)
- 例: (/ 120 6) 返回: 20
(/ 100 2.0) 返回: 50.0
求<数>加一的值。
- f. (1- <数>)
- 例: (1+ 6) 返回: 7
(1+ 2.5) 返回: 3.5
求<数>减一的值。
- g. (ABS <数>)
- 例: (1- 6) 返回: 5
(1- 6.0) 返回: 5.0
求<数>的绝对值。
- h. (SQRT <数>)
- 例: (ABS 245) 返回: 245
(ABS - 24) 返回: 24
(ABS - 34.5) 返回: 34.5
求<数>的平方根。
- i. (EXPT <数 1> <数 2>)
- 例: (sqrt 25) 返回: 5
求<数 1>的<数 2>次方的值。
- j. (EXP <数>)
- 例: (expt 2 3) 返回: 8
(expt 2.0 3) 返回: 8.0
求以 e 为底的指数函数。
- k. (LOG <数>)
- 例: (exp 1) 返回: 2.71828
求<数>的自然对数。
- l. (REM <数 1> <数 2> <数 3> ... <数 n>)
- 例: (log 4) 返回: 1.38629
求<数 1>除以<数 2>的余数, 再求该余数除以<数 3>的余数, 如此依次求出除以<数 n>的余数止。
- m. (GCD <数 1> <数 2> <数 3> ... <数 n>)
- 例: (rem 20 6) 返回: 2
(rem 20.0 6) 返回: 2.0
求最大公约数。
- * 调用规则: ·自变量至少有两个;
·自变量必须为正的整型数;
·函数返回值为整数。

② 三角函数

a. (SIN <数>)

求<数>的正弦值。

例: (sin pi) 返回: 1.22515E-16
(sin 1) 返回: 0.841471

b. (COS <数>)

求<数>的余弦值。

例: (cos 0) 返回: 1.0
(cos pi) 返回: 1.0

c. (ATAN <数>)

求<数>的反正切值。

(2) 关系运算函数和逻辑运算函数

① 关系运算函数

a. 大于函数: (> N1 N2...Nn) 对式中 N1 N2...Nn 的值进行比较, 当 N1 > N2 > ... > Nn 时, 返回

T, 否则返回 NIL。

* $N_1 N_2 \cdots N_n$ 可以是整型数、实型数、变量和表达式。

- b. 小于函数: ($< N_1 N_2 \cdots N_n$) 对式中 $N_1 N_2 \cdots N_n$ 的值进行比较, 当 $N_1 < N_2 < \cdots < N_n$ 时, 返回 T, 否则返回 NIL。
- c. 等于函数: ($= N_1 N_2 \cdots N_n$) 对式中 $N_1 N_2 \cdots N_n$ 的值进行比较, 当 $N_1 = N_2 = \cdots = N_n$ 时, 返回 T, 否则返回 NIL。
- d. 大于等于函数: ($\geq N_1 N_2 \cdots N_n$) 对式中 $N_1 N_2 \cdots N_n$ 的值进行比较, 当 $N_1 \geq N_2 \geq \cdots \geq N_n$ 时, 返回 T, 否则返回 NIL。
- e. 小于等于函数: ($\leq N_1 N_2 \cdots N_n$) 对式中 $N_1 N_2 \cdots N_n$ 的值进行比较, 当 $N_1 \leq N_2 \leq \cdots \leq N_n$ 时, 返回 T, 否则返回 NIL。

② 逻辑函数

- a. 逻辑与函数: ($\text{and } N_1 N_2 \cdots N_n$) 自左向右对自变量 N 求值。
* 当自变量中有一个为 NIL 时, 停止求值返回 NIL, 否则返回 T。
若不带任何参数调用本函数, 函数返回值为 T。
- b. 逻辑或函数: ($\text{or } N_1 N_2 \cdots N_n$) 自左向右对自变量 N 求值。
* 当自变量中有一个不为 NIL 时, 停止求值返回 T, 否则返回 NIL。
若不带任何参数调用本函数, 函数返回值为 NIL。
- c. 逻辑非函数: ($\text{not } N$) 对自变量 N 求值。
* 当自变量为 NIL 时, 函数返回值为 T, 否则返回 NIL。

(3) 几何函数与转换函数

① 几何函数

- a. ($\text{angle} < \text{点 } 1 > < \text{点 } 2 >$) 求 $< \text{点 } 1 >$ 和 $< \text{点 } 2 >$ 之间连线的方位角。
- b. ($\text{distance} < \text{点 } 1 > < \text{点 } 2 >$) 求 $< \text{点 } 1 >$ 和 $< \text{点 } 2 >$ 之间连线的距离。
- c. ($\text{polar} < \text{中心点} > < \text{方位角} > < \text{距离} >$) 依新点与中心点的连线的方位角和新点到中心点的距离求新点的坐标。

② 转换函数

- a. ($\text{atof} < \text{字符串} >$) 将字符串转换为实型数。
- b. ($\text{atoi} < \text{字符串} >$) 将字符串转换为整型数。
- c. ($\text{fix} < \text{数} >$) 将实型数转换为整型数。
- d. ($\text{float} < \text{数} >$) 将整型数转换为实型数。
- e. ($\text{rtos} < \text{数} > (\text{方式}) (\text{精度})$) 按方式和精度将 $< \text{数} >$ 转换成字符串。
* 方式: 科学计数制.....1
十进制.....2
工程制.....3
建筑制.....4
精度: 小数点后位数。

(4) 赋值函数

- a. ($\text{setq} < \text{符号} > < \text{表达式} >$) 将表达式的值赋给用符号表示的自变量。本函数可以一次为多个自变量赋值。
- b. ($\text{set} < \text{符号} > < \text{表达式} >$) 将常数、变量或表达式的值赋给用符号表示的自变量。
* SET 函数与 SETQ 函数的区别: SET 函数先对自变量和表达式求值, 然后赋值; SETQ 函数不对自变量求值。

(5) 交互式输入函数

- a. ($\text{getpoint} [< \text{提示} >]$) 等待输入一个点。
例: ($\text{setq } p (\text{getpoint } " \text{Enter lower first point:}")$)
出现提示: Enter lower first point;
按提示输入一个点的坐标值并赋给 p。
等待输入整型数。
- b. ($\text{getint} [< \text{提示} >]$)

- c. (getreal [<提示>]) 等待输入实型数。
 d. (getdist [<点>] [<提示>]) 等待输入到<点>的距离。
 e. (getangle [<点>] [<提示>]) 等待输入一个角度。
 f. (getstring [T] [<提示>]) 等待输入字符串。
 g. (initget [控制位码]) 对用户在使用 get 系列函数时的输入错误加以控制 (见表 6.5)。

表 6.5 函数有效控制位码

位号	位值	输入控制功能	位号	位值	输入控制功能
0	1	不允许空输入	4	16	
1	2	不允许输入零	5	32	使用虚线显示橡皮条和橡皮条窗口
2	4	不允许输入负数	6	64	不允许输入坐标
3	8	不检查图幅范围	7	128	允许从键盘输入任何类型数据

(6) 命令函数

(command <自变量>)

用以调用 Auto CAD 的命令。

* 自变量: Auto CAD 的命令

(7) 表处理函数

a. (list n1 n2 n3.....)

对 n 进行求值, 并按顺序组成一个表。

* 式中 n 可为任意类型的常数、变量或表达式。

例: (list 2.0 (+ 1 3) 8) 返回: (2.0 4 8)

b. (car <表>)

取表中的第一个元素。

例: (car 2 3 7) 返回: 2

c. (cadr <表>)

取表中的第二个元素。

例: (cadr 2 3 7) 返回: 3

d. (last <表>)

取表中的最后一个元素。

例: (last 2 4 (- 3 1) (* 2 3)) 返回: 6

e. (nth <n> <表>)

取表中的第 n 个元素。

例: (nth 4 (2 5 3 8 12 9)) 返回: 12

* n 为表中元素序号, 表中第一个元素序号为零。

f. (cons e <表>)

将一个新元素 e 加入到表中作为首位元素。

* e 可以是任意类型的常数、变量或表达式。

* 第二个变元一般情况下应是表 (即 nil 或表达式)。

* 第二个变元是原子时, 返回一个点对表。

例: (cons (a (b c d)) 返回: (a b c d)

(cons (+ 3 3) (* 2 4)) 返回: (6 8)

g. (append <表 1> <表 2> <表 n>) 将各表按自然顺序合并成一个大表。

例: (append (a b) (c d e)) 返回: (a b a d e)

(append (1 2) (5 8 2)) (1 2 5 8 2)

h. (foreach name <表 1> <表 2> <表 n>) name 为变量名, 用以接受依次取出的表元素, 各表构成循环体。

i. (apply <函数名> <函数实元表>) 执行由函数给定的函数。

例: (apply (+) (2 4 3)) 返回: 9

(8) 文本处理函数

a. (strlen <字符串>)

返回字符串的长度 (为整数)。

例: (strlen "ab" "sui") 返回: 5

(strlen "") 返回: 0

b. (strcat <字符串 1> <字符串 2> <字符串 n>)

将各字符串链接返回一个字符串。

例: (strcat "ab" "c") 返回: "abc"

- c. (substr <字符串> <起始位置> <长度>) 从字符串中提取一个子字符串。
 例: (substr "abcdef" 3 2) 返回: "cd"
 * 子字符串从<字符串>的<起始位置>的字符开始, 连续<长度>个字符。
 * <起始位置> 和<长度>均为正整数。
 * 可以不给定<长度>。若不给定<长度>, 子字符串将延续到<字符串>的末尾。
- d. (chr <整数>) 求一个整数所代表的 ASCII 字符。
 例: (chr 65) 返回: A
- e. (ascii <字符串>) 求字符串中第一个字符 ASCII 字符码 (整数)。
 例: (ascii "AB") 返回: 65
- f. (read <字符串>) 从字符串中读取第一个原子或表。
 例: (read "23 56") 返回: 23
 (read "(a b) (d)") 返回: (a b)

(9) 条件函数

- a. (if <条件> <表达式 1> <表达式 2>) 根据条件计算表达式, 若满足条件返回计算表达式 1 的值, 否则返回计算表达式 2 的值。
- b. (cond (<条件 1> <表达式 1>)
 (<条件 2> <表达式 2>)
 ...
 ...
 ...
 (<条件 n> <表达式 n>)) 根据多个不同的条件计算各表达式。

(10) 循环函数

- a. (repeat <循环数> <表达式>) 将表达式重复执行<循环数>次。
 * <循环数>为正整数。
- b. (while <条件> <表达式>.....) 如满足条件时, 对表达式求值, 循环至条件值为 NIL 止。

(11) 输入和输出及文件处理函数

- a. (load <"文件名">) 装入一个 Auto Lisp 文件。该类文件扩展名为 .lsp。"文件名"不含扩展名。
- b. (open <文件名> <方式>) 打开一个文件, 按指定方式进行存取。
 "r" 为读取方式。打开文件, 若文件存在, 返回文件描述符; 若文件不存在, 返回 NIL。
 "w" 为写入方式。打开文件, 重写或改写文件的数据。若文件不存在, 则自动建立一个同名文件并打开其进行写入。
 "a" 为添加方式。打开文件, 在文件的尾部添加数据。若文件不存在, 则建立一个同名文件并打开写入数据。
- c. (close <文件描述符>) 关闭指定文件, 返回 NIL。<文件描述符>是由 open 函数取得。在使用了 open 函数后, 应及时使用 close 关闭文件, 以免数据丢失。
- d. (read-char <文件描述符>) 从键盘输入缓冲区或从已打开的<文件描述符>中读入一个字符, 函数返回该字符的 ASCII 码。
- e. (read-line <文件描述符>) 从已打开的文件中读入一行字符串。
- f. (write-char ascii <文件描述符>) 将一个字符写到屏幕上或由<文件描述符>表示的文件中。ascii 表示要写入字符的 ASCII 码。
- g. (write-line <字符串> <文件描述符>) 将字符串写到屏幕上或由<文件描述符>表示的打开文件中。

(12) 自定义函数

- (defun <函数名> <形参表> <表达式>.....) 以<函数名>为名定义一个函数。

* 函数名的命名规则: 用符号原子, 大、小写通用。

形参表: 由调用时的实际参数决定, 亦可是空表 ()。

表达式: 由一个或多个表达式组成。

C: XXX 函数: 向 AutoCAD 增加新的命令。在自定义函数的函数名前面加 C:。

(13) 实体选择及图形数据管理函数

① 实体选择函数

a. (ssget <方式> <点 1> <点 2>)

按方式得到一个选择集。

* 方式: “P”——选择前一次选择集中的全部实体。

“L”——选择最新加入的实体。

“W”——选择以点 1 和点 2 为对角线窗口中的实体。

“C”——选择以点 1 和点 2 为对角线的交叉窗口中的实体。

“X”——选择数据库中现有的全部实体。

向 [选择集] 中加入一个实体。

从 [选择集] 中检索得到第 n 个实体名。

从 [选择集] 中删除指定 <实体名> 的实体。

测试该实体是否在选择集中。

返回 [选择集] 中实体的数目 (返回整数)。

b. (ssadd <实体名 [选择集]>)

c. (ssname [选择集] n)

d. (ssdel <实体名> [选择集])

e. (ssmemb <实体名> [选择集])

f. (sslenth [选择集])

② 图形数据管理函数

a. (entnext <实体名>)

从数据库中顺序获得主实体名和子实体名。

返回当前图形数据库中最后一个实体名。

返回用户选取的一个实体的主实体名。

删除和恢复图形中的实体。

* 若指定 <实体名> 的实体在图形中, 函数将其删除; 若指定实体已删除, 则将其恢复。

从数据库中检索到名为 <实体名> 的实体, 以表的形式返回。[applist] 为记录应用程序名的任选表。

在图中创建一个新实体。

接受由 entget 返回的 [实体定义数据表], 从而实体更新其数据库中的信息。

用以更新复杂实体的屏幕图像。

登记注册与扩充数据相关的 <应用程序名>。

测试并返回指定实体剩余的扩展数据空间。

测试将 <扩充数据表> 添加到实体时, 表所占据的空间大小。

b. (entlast)

c. (entsel [提示])

d. (entdel <实体名>)

e. (edget <实体名> [applist])

f. (entmake [实体定义数据表])

g. (entmod [实体定义数据表])

h. (entupd <实体名>)

i. (regapp <应用程序名>)

j. (xdroom <实体名>)

k. (xdsize <扩充数据表>)

l. (tblnext <符号表名> [选项])

对指定符号表名的符号表进行顺序搜索。

m. (tblsearch <符号表名> <符号> [选项])

搜索 <符号表名> 指定的符号表, 寻找出 <符号>。其中 [选项] 用以控制读指针。

(14) 图形屏幕的存取函数

a. (grtext <欲显示文本的区号> [菜单项显示方式]) 将文本写入图形屏幕的文本区。

b. (grclear)

自动切换到图形屏幕, 清除当前视窗。

c. (grdraw <点 1> <点 2> <颜色> [选项]) 在当前视区中按指定颜色自 <点 1> 到 <点 2> 画直线。直线是实线还是虚线由选项决定。

d. (crvecs <直线特性表> [选项])

按 <直线特性表> 画多条彩色直线并按 [选项] 进行几何变换。<直线特性表> 指定欲画直线的颜色和顶点, [选项] 是变换矩阵。

参 考 文 献

- 1 谭浩强. C语言程序设计. 北京: 清华大学出版社
- 2 苏仕华等. FoxPro 应用与程序设计. 北京: 人民邮电出版社, 1995
- 3 关志超等. 计算机图形处理及设计. 北京: 化学工业出版社, 1998
- 4 程进兴. Auto CAD R14 高级使用教程. 北京: 电子工业出版社, 1998
- 5 E.Sander. Visual FoxPro 3.0 实用指南. 潘广和等译. 北京: 机械工业出版社, 1996

第7章 化工产品的工艺流程

7.1 癸二酸二辛酯

(1) 产品用途

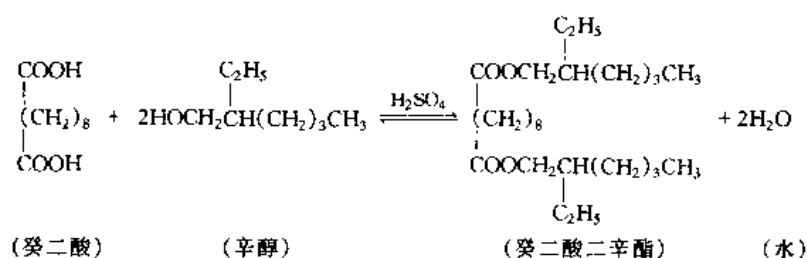
癸二酸二辛酯 (DOS) 为优良的耐寒增塑剂, 主要用于聚氯乙烯电缆料、薄膜、人造革等制品, 亦可用作合成润滑油、精密机械油溶剂和合成橡胶软化剂。

(2) 性质

该产品为无色或微黄色油状液体。沸点为 270°C , 着火点 263°C , 不溶于水, 溶于醇、苯、醚等有机溶剂。

(3) 生产流程

① 制法 癸二酸和辛醇在硫酸催化下生成癸二酸二辛酯。



② 流程 生产流程见图 7.1。将癸二酸和辛醇在硫酸 (催化剂) 存在下在酯化罐中进行减压酯化, 同时加入一定量的活性炭。酯化温度为 $130\sim 140^{\circ}\text{C}$, 真空度约为 93.326kPa 。粗酯经烧碱液中和, 沉降, 在 $70\sim 80^{\circ}\text{C}$ 下在水洗罐中进行水洗, 然后送至水洗沉降器沉降, 分出废水后, 送到脱醇塔于 $95.992\sim 97.325\text{kPa}$ 下脱去过量的醇; 脱醇后的粗酯经压滤即得成品。

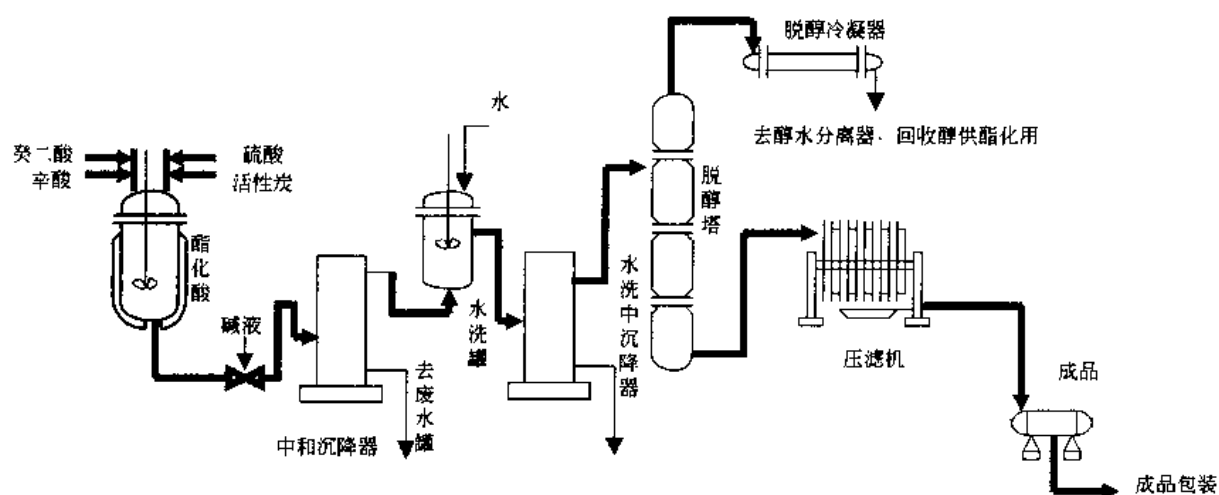


图 7.1 癸二酸二辛酯 (DOS) 生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

癸二酸		辛醇	
熔点	$129\sim 134^{\circ}\text{C}$	含量	$< 99\%$

② 消耗定额 (按生产 1t DOS 计)

癸二酸	510kg	辛醇	650kg
-----	-------	----	-------

(5) 产品规格

色泽 APHA ≤ 50 ；酯的含量 $\geq 99.0\%$ ；密度为 $0.913 \sim 0.919\text{g/cm}^3$ ；酸值 $\text{mg KOH/g} \leq 0.1$ ；闪点（开四） $\geq 210^\circ\text{C}$ ；加热减量 $\leq 0.3\%$ 。

7.2 碳纤维

(1) 产品用途

碳纤维本身用处不大，但能与树脂、金属、陶瓷、碳、玻璃等材料复合，从而改进原有材料的强度、模量、密度、抗疲劳、耐腐蚀等特性，从而可以取代或部分取代某些金属材料或非金属材料，用于航空、宇宙航行、航海、化工等领域。

(2) 性质

碳纤维有很好的抗拉强度和弹性模量，并具有自润滑性，摩擦系数小，耐磨性能好，有很好的热导率。其化学性能与炭相似，耐腐蚀性能比玻璃还好，能耐酸碱，还具有耐油、耐一般放射性照射、吸射气体和减速中子、耐低温等性能。

(3) 生产流程

① 制法 碳纤维的制造主要采用炭化有机纤维的方法。它以低温（ $200 \sim 300^\circ\text{C}$ ）使有机纤维中弱键断裂和主键架桥，在中温（ $400 \sim 500^\circ\text{C}$ ）使芳香环缩合，再在高温（ 800°C 以上）使有机纤维中的碳素组元结晶化，从而把无规有机结构转变成晶体排到较规整的无机型碳纤维。

② 流程 生产流程见图 7.2。聚丙烯腈以硫氰酸钠（或硝酸、二甲基亚砷等）为溶剂制得浓度为 15% 的纺丝液，由原液贮槽经过滤机，计量泵从喷头喷出后进入凝固浴，凝固浴由硫氰酸钠组成。制得的纤维束先合股成丝条，并于纬织机中织成布，然后送预氧化处理器进行预氧化处理。

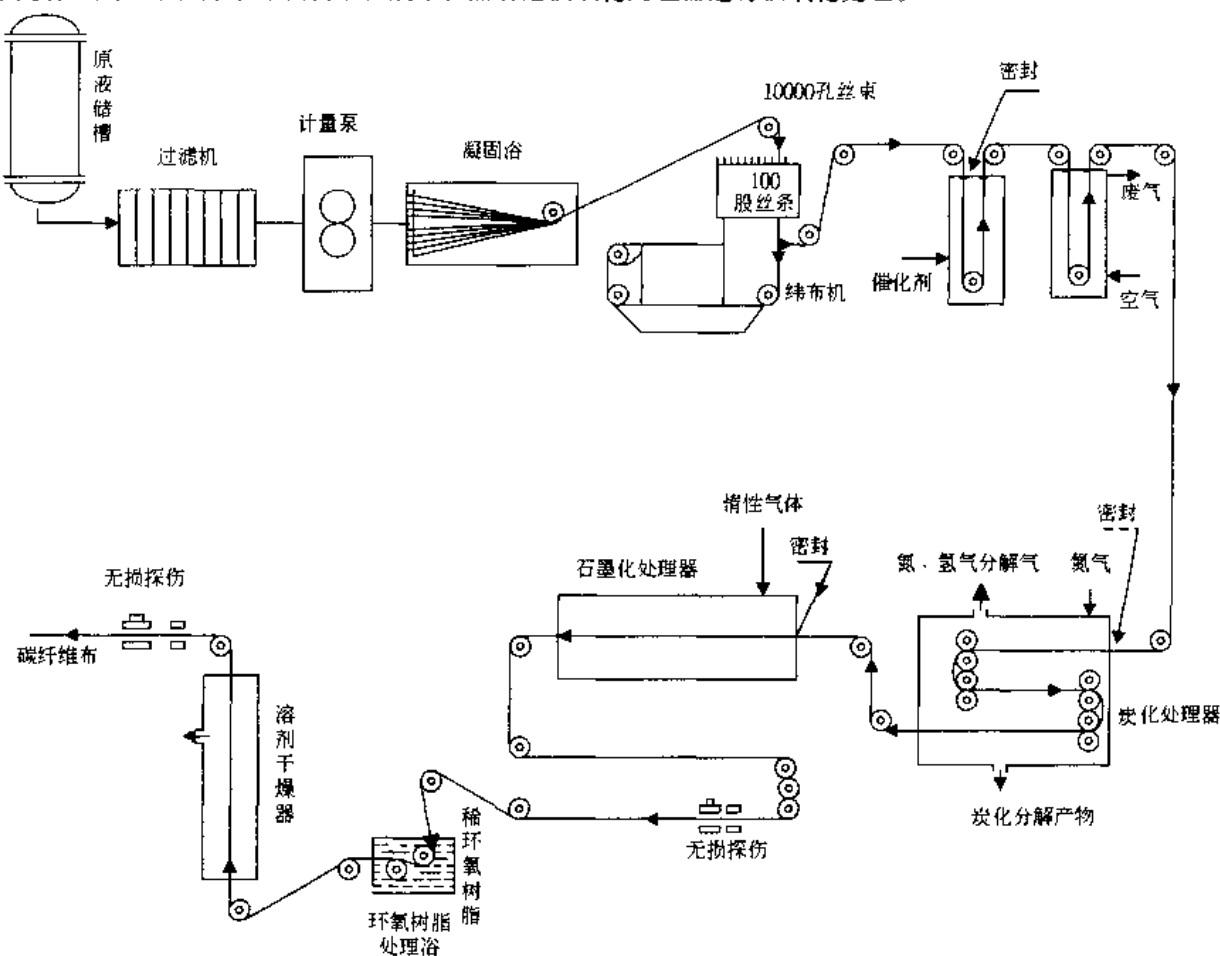


图 7.2 碳纤维生产流程图

预氧化处理分两段进行，聚丙烯腈纤维布先在催化剂存在于 $200 \sim 220^\circ\text{C}$ 及张力状态条件下用空气（或氧化）进行氧化处理约 $10 \sim 30\text{min}$ ，并在 $220 \sim 330^\circ\text{C}$ 及张力状态条件下继续氧化处理 $30 \sim 100\text{min}$ ，使纤维的

颜色逐渐由白变黄,最后变成铜褐色。预氧化处理过程中产生的废气由处理装置中排出,处理的纤维送炭化处理器进行炭化处理。

炭化过程在纯氮气流(或真空)保护下进行,处理温度为1300℃,处理时间为10~60min。聚丙烯腈纤维布经炭化变成黑色。炭化过程中产生的氮氢分解气体及炭化分解气体先后由炭化处理装置中排出,经炭化处理过的纤维送石墨化处理器进行处理。

石墨化处理可采用碳管炉间歇生产,也可用电流通过纤维,利用纤维自身的导电性能产生热量进行连续处理。石墨化过程是在惰性气体(氩气)保护下进行的,处理温度为1800℃,处理时间约5~10min。

经过石墨化处理所得碳纤维经过无损探伤检验后送环氧树脂处理浴用稀环氧树脂进行溶液浸渍处理,使得到的单向无纬碳纤维布具有良好的横向粘接性,便于使用时操作。处理过的无纬布进入溶剂干燥器使溶剂蒸发,然后再经无损探伤检验后即得成品碳纤维。

(4) 原料消耗

碳纤维是一种具有特殊性能的新型材料,它可由粘胶纤维、聚丙烯腈纤维、沥青等为原料制得,本流程以聚丙烯腈纤维为原料。

主要原料及其规格如下:

聚丙烯腈纤维		强度	>3.4/d (无特殊要求)
细度	1.5 d	延伸度	<35% (无特殊要求)
(5) 产品规格			
密度	1.73~1.9 g/cm ³	抗拉强度	2.03×10 ⁵ ~2.24×10 ⁵ MPa
单丝直径	8.3~9.1 μm	含碳率	90%
弹性模量	2.01×10 ⁵ ~3.71×10 ⁵ MPa		

7.3 聚乙烯醇

(1) 产品用途

聚乙烯醇可用以生产聚乙烯醇缩甲醛纤维(即维尼龙),也可用以制造聚乙烯醇缩醛树脂及用于粘合剂、分散剂、纤维加工、纸加工、薄膜、印刷电路等。

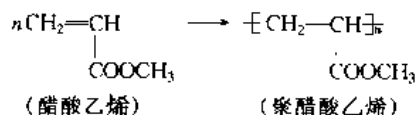
(2) 性质

该产品系无色、无臭、无味的纤维状粉末,密度1.31~1.34g/cm³(结晶形)。

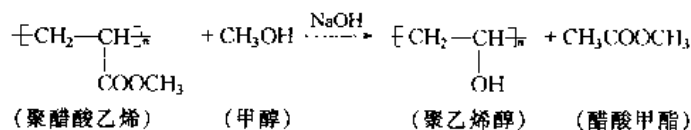
(3) 生产流程

① 制法 醋酸乙烯聚合、醇解制聚乙烯醇的主要反应式为:

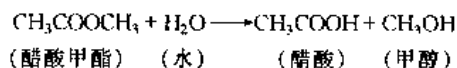
a. 醋酸乙烯聚合:



b. 聚醋酸乙烯醇解:



c. 醋酸甲酯回收:



② 流程 生产流程见图7.3。

a. 醋酸乙烯聚合 醋酸乙烯经预热后,与溶剂甲醇及引发剂偶氮二异丁腈混合,送入两台串联聚合釜,于66~68℃及常压下进行聚合。聚合4~6h后,有2/3的醋酸乙烯聚合为聚醋酸乙烯。借甲醇的蒸发以带走聚合产生的热量,甲醇经冷凝器返回聚合釜中。

聚合液送单体吹出塔,用甲醇蒸气将其中未聚合的醋酸乙烯吹出后,以甲醇调节浓度至聚醋酸乙烯含量为33%的甲醇溶液,送醇解工段进行醇解。单体吹出塔中吹出的醋酸乙烯及甲醇经分离精馏,回收循环使用。

b. 聚醋酸乙烯醇解 聚醋酸乙烯与氢氧化钠甲醇溶液以聚醋酸乙烯:甲醇:氢氧化钠:水为1:2:0.01:

0.0002 的比例同时加入高速混合器经充分混合后进入皮带醇解机, 在 50℃ 的温度下进行醇解, 皮带以每分 1.1~1.2m 的速度移动, 约 4min 醇解结束得到固化聚乙烯醇, 经粉碎、压榨、干燥脱除溶剂后得到成品聚乙烯醇。

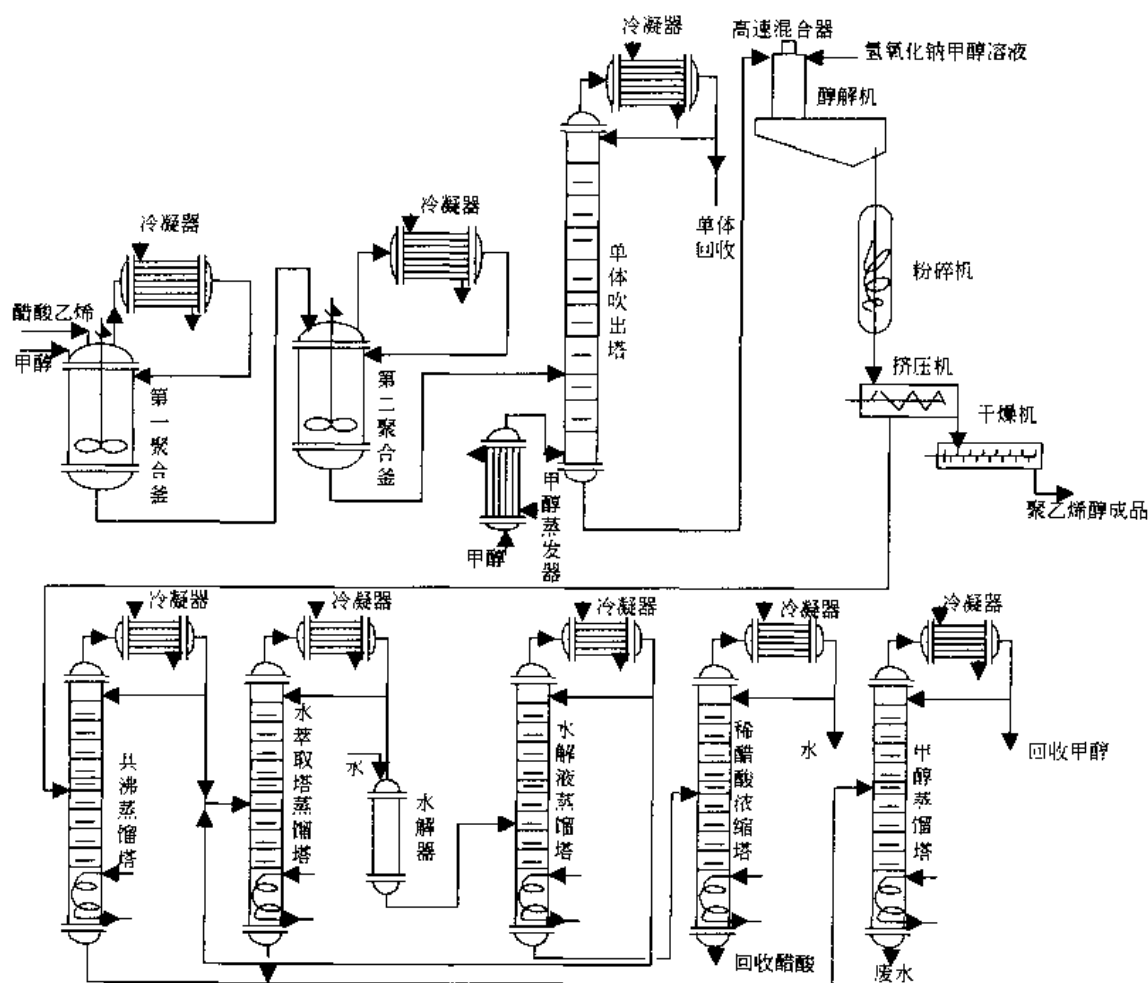


图 7.3 聚乙烯醇生产流程图

c. 醋酸和甲醇的回收 挤压脱出的液体中会有大量的醋酸甲酯和甲醇。先在共沸蒸馏塔中蒸出醋酸甲酯与甲醇的共沸物, 塔底为甲醇水溶液。醋酸甲酯与甲醇共沸物进入水萃取蒸馏塔与水混合, 塔顶分离出酯酸甲酯, 塔底为甲醇水溶液。酯酸甲酯在水解器中经离子交换树脂水解得到醋酸及甲醇的混合物。混合物送至水解液蒸馏塔, 将甲醇与未水解的酯酸甲酯蒸出, 返回水萃取蒸馏塔。水解液蒸馏塔底为稀酯酸, 送至稀酯酸浓缩塔中脱去水分后即得醋酸。共沸蒸馏塔及水萃取蒸馏塔底得到的甲醇水溶液在甲醇蒸馏塔中蒸出甲醇可重复使用。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

a. 醋酸乙烯

纯度	99.8% 以上	游离酸 (以醋酸计)	0.005% 以下
水分	0.04% 以下	色值 (APHA)	5 以下

b. 甲醇

纯度	99.7% 以上	蒸发残分	0.002% 以下
游离酸	4×10^{-4} mg/ml 以下		

c. 烧碱

纯度	96% 以上	氯化钠	0.2% 以下
----	--------	-----	---------

② 消耗定额 (按生产 1t 聚乙烯醇计)

醋酸乙烯	1963kg	蒸汽	$31.6 \times 10^3 \text{kg}$
甲醇	140kg	冷却水	1397m ³
烧碱	18kg	电	1440kW·h

(5) 产品规格

聚合度	1750 ± 50	着色度	$\geq 88\%$
残存醋酸根	$\leq 0.15\%$	聚乙烯醇含量	$\geq 95\%$
醋酸钠	$\leq 2.3\%$	醇解率	$\geq 99.3\%$

7.4 丙烯腈电解偶联法制己二胺

(1) 产品用途

己二胺绝大部分用作聚酰胺 66 中间体, 也用来做尿素树脂、环氧树脂等固化剂、有机交联剂等。

(2) 性质

该产品为丝状小叶结晶, 熔点 $39 \sim 40^\circ\text{C}$, 沸点 196°C 升华, 能溶于水, 微溶于醇、苯。

(3) 生产流程

由丙烯腈直接电解偶联生产高纯度己二腈, 根据电解液不同又分为溶液法和乳液法。本流程采用乳液法, 生产流程见图 7.4。

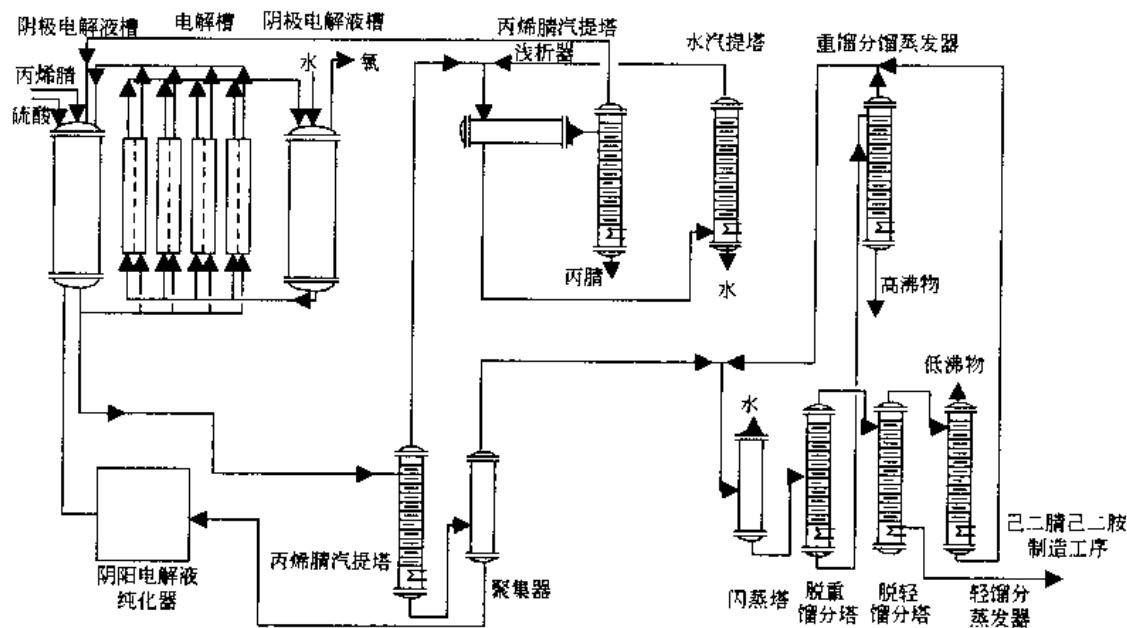
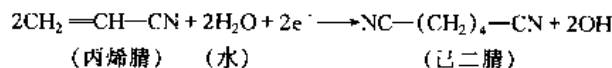


图 7.4 丙烯腈电解偶联法制己二胺生产流程图

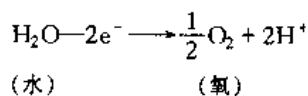
① 制法 丙烯腈电解偶联制己二胺的主要反应式为:

a. 丙烯腈电解偶联制己二腈

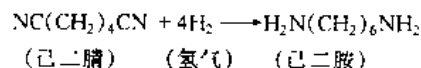
阴极



阳极



b. 己二腈加氢制己二胺



② 流程 丙烯腈加入阴极电解液槽, 在槽中被载体盐乳化。形成的乳化液送入电解槽。电解槽为立式

板框型,每排电解槽有80片电极,采用阳离子交换膜,膜和电极距离为2mm。丙烯腈乳液在电解槽和阴极电解液槽之间进行不断的循环,一部分溶解在阴极电解液中的丙烯腈通过阴极表面发生电解加氢二聚反应生成己二腈。

一部分阴极电解液送入丙烯腈汽提塔,未转化的丙烯腈及丙腈等副产物随少量水由塔顶分布,送浅析器分为两层,油相送入丙腈汽提塔,从塔顶回收丙烯腈送回阴极电解液槽,丙腈等副产物在塔底除去。水相入水汽提塔,溶解的丙烯腈和副产物从塔顶蒸出回收,水从塔底排除。

丙烯腈汽提塔釜液送聚积器,分成两层。水相通过阴极电解液纯化器纯化后送回阴极电解液槽使用。油相在闪蒸塔除去溶解水之后送入脱重馏分塔,高沸物例如丙烯腈的三聚物从塔底送重馏分蒸发器,从蒸发器塔顶得到的少量己二腈回闪蒸塔进行分离。塔底高沸物送处理系统。

除去高沸物的物料由脱重馏分塔塔顶送脱轻馏分塔,低沸物由塔顶溢出进入轻馏分蒸发器,由塔底得到的少量己二腈也送回闪蒸塔重新处理,低沸物由塔顶送处理系统。在脱轻馏分塔塔底获得高纯度的己二腈。

己二腈加入加氢反应器后,通入氢和氨,在温度为100℃,压力为2.8MPa的条件下,以钴为催化剂进行己二腈加氢反应。如氢反应器为固定床反应器,反应中加入氨有助于温度的控制,并可抑制大部分副产物的形成。反应产物在气液分离器中分离成气相和液相,气相中主要是氢,将其循环入加氢反应器。液相反应产物先后循环己亚胺脱除塔及二氨基环己烷脱除塔,脱去副产物环己亚胺和二氨基环己烷,然后送入回收塔,由塔顶溢出的轻馏分回收使用,粗己二胺由塔底送精馏塔精馏,由塔顶得到的成品纯己二胺。塔底物主要是己二腈送回加氢反应器循环使用。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

a. 丙烯腈

纯度	99.7%以上	水	0.1%以下
沸点	77~77.5℃	乙腈	0.003%以下
氢氰酸	0.0016%以下		

b. 氢气

纯度	>96%	含氮	≤4%
----	------	----	-----

② 消耗定额(按生产1t己二胺计)

丙烯腈	1100kg	蒸汽	5000kg
电	5400kW·h	阳离子交换膜寿命为1年以上	

(5) 产品规格

纯度	>99.8%	可还原氮	<8μg/g
可皂化物	<25μg/g	氮	<1μg/g

7.5 聚四氟乙烯

(1) 产品用途

聚四氟乙烯广泛用于耐热性高、介电性能好的电工器材和无线电零件,制各种耐腐蚀的密封零件,如热片、盘根填料以及耐腐蚀的管道、容器、阀门和泵等;机械工业上用它作轴承、导轨和无油润滑活塞环的材料。宇航工业和原子能工业用它作为耐超低温材料或耐辐照材料等。

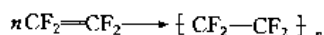
(2) 性质

聚四氟乙烯使用温度范围在250℃以上,它可在-200.3~260℃的范围内使用,耐腐蚀性能好,不论是强酸(如硫酸、盐酸、硝酸、王水)、强碱(烧碱),还是强氧化剂(如重铬酸钾、高锰酸钾等)对它都毫无作用。有人称它为“塑料王”。聚四氟乙烯不溶于任何溶剂。摩擦系数低,自润滑性能优异,吸水率小,电性能好,是最好的绝缘材料。

不足之处是机械强度低,刚性能差,蠕变大,加工性能不好。

(3) 生产流程

① 制法 四氟乙烯经悬浮聚合制得聚四氟乙烯,反应式:



(四氟乙烯) (聚四氟乙烯)

② 流程 生产流程见图7.5。四氟乙烯从贮槽直接进入聚合釜中进行聚合。聚合结束后,将聚合物放入

收集过滤器，将水溶液滤掉，然后将聚合物经胶体磨研磨成粉，粉末进入搅拌洗涤器洗涤，洗好的树脂送入烘箱进行干燥，然后送去称重包装出厂。

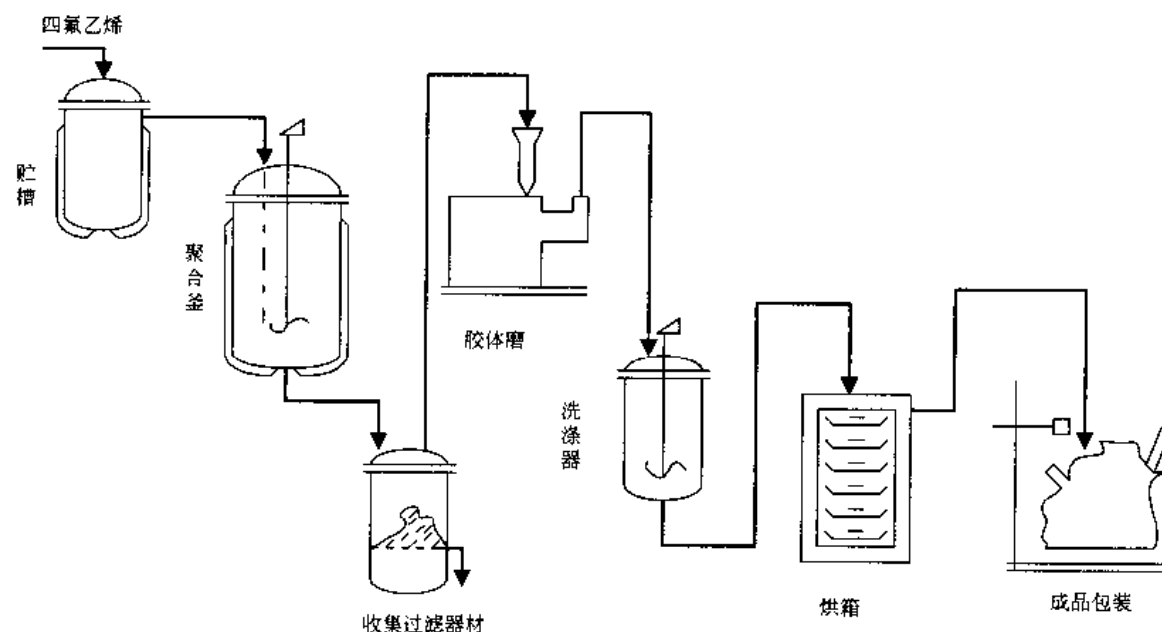


图 7.5 聚四氟乙烯生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

四氯乙烯 纯度 99% 以上

② 消耗定额（按生产 1t 聚四氟乙烯计）

以氯仿和氟化氢为原始材料消耗定额为

氯仿	4500kg	氟石	4200kg
氟化氢 (99.9%)	1700kg	硫酸	5700kg

(5) 产品规格

聚四氟乙烯分可熔性和通用性两类，它们的性能见表 7.1。

表 7.1 可熔性和通用性聚四氟乙烯性能表

性 能	可熔性聚四 氟乙 烯	通用聚四 氟乙 烯	性 能	可熔性聚四 氟乙 烯	通用聚四 氟乙 烯
密度, g/cm ³	2.12~2.17	2.1~2.2	250℃	42	
熔点,℃	304	327	抗弯模数, MPa		6300
抗张强度, MPa		<455	室温	7000	
室温	315		250℃	700	
250℃	140		极限伸长, %		250~400
屈服抗张强度, MPa		196~210	室温	300	
室温	154		250℃	500	

7.6 环氧树脂

(1) 产品用途

环氧树脂可作粘合剂、层压材料、浇注、浸渍、涂料等，广泛用于建筑、汽车、造船、化工、机电电器等方面。

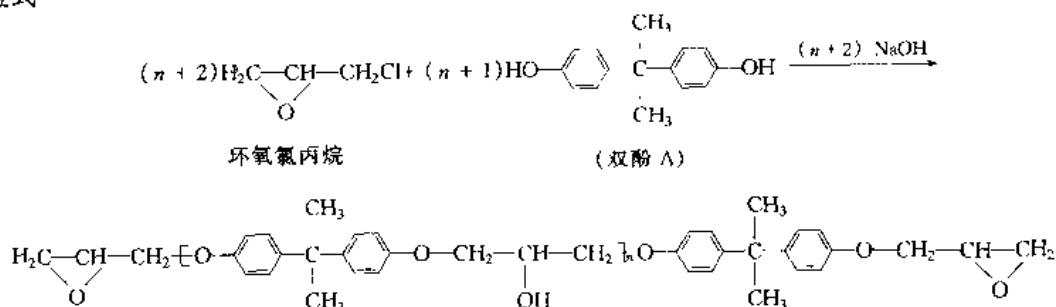
(2) 性质

环氧树脂具有许多独特的性质，比如高度粘结力，收缩性小，稳定性好，有优异的电性能，机械强度高，吸水率低等。

(3) 生产流程

① 制法 环氧树脂是环氧氯丙烷与双酚 A 在碱介质的作用下缩聚而成。

反应式



② 流程 生产流程见图 7.6。把双酚 A 投入溶解釜中，然后通入环氧氯丙烷，夹套通水蒸气加热升温到 70℃ 左右溶解后，用泵打入带搅拌的反应釜中，开始搅拌，并滴加液碱，控制反应温度 50~55℃。维持一定时间，反应结束后，减压（真空度 > 79.993 kPa）回收环氧氯丙烷，环氧氯丙烷经冷却器冷凝下来循环使用。回收结束后，加苯溶解，在 55~70℃ 下第二次加液碱反应结束后夹套通冷却水冷却，静置，把上层苯树脂溶液抽吸到回流脱水釜中，下层的盐脚还可加苯再萃取 1~2 次，抽吸后放掉。在回流脱水釜回流至蒸出的苯清晰无水珠为止，然后冷却，静置，经过滤器至贮槽，沉降后抽入脱苯釜脱苯，先常压脱苯，无液温 110℃ 以上开始减压后脱苯至 140~143℃，无液馏出时，放料，即得成品。

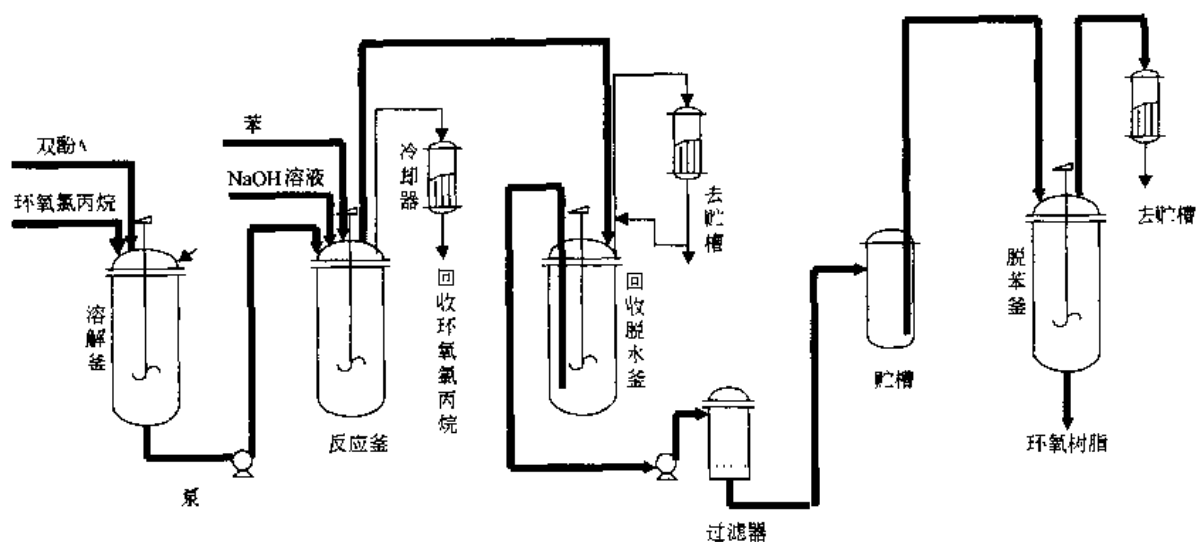


图 7.6 环氧树脂生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

a. 环氧氯丙烷

密度	1.178~1.181g/cm ³	含量	93%以上
沸程	114~118℃, 90%以上	折射率	1.4371~1.4380

b. 二酚基丙烷(双酚 A)

含水量	5%以下	游离酚	1%以下
熔点	150℃以上	色相	≤500号(铂钴比色法)

② 消耗定额 (按生产 1t 环氧树脂计)

环氧氯丙烷	660kg	甲苯	250kg
苯酚	710kg	硫酸(100%)	1500kg
丙酮	250kg	液体烧碱(100%)	260kg
纯苯	310kg		

(5) 产品规格

除双酚 A 型环氧树脂外, 还有非双酚 A 型环氧树脂, 如酚醛环氧树脂、甘油环氧树脂、有机钛环氧树脂、异三聚氰酸环氧树脂、有机硅环氧树脂、耐高温的脂环族环氧树脂、脂肪族聚烯烃环氧树脂等。

7.7 本体法制聚苯乙烯

(1) 产品用途

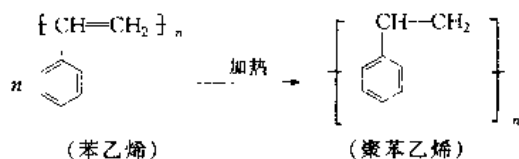
聚苯乙烯可用于电器绝缘薄膜、壳体、容器、包装材料、生活用品等。

(2) 性质

该产品为透明颗粒, 产品纯度好, 电性能优良。

(3) 生产流程

① 制法 苯乙烯热引发本体聚合成苯乙烯, 反应式:



② 流程 生产流程见图 7.7。苯乙烯单体连续进入预聚合釜, 在 95~115℃ 条件下, 聚合 10~20h, 控制转化率在 30%~35%。物料从预聚合釜出来, 连续地流入聚合塔里。温度分段控制一般从第二塔节到锥底, 反应温度从 160℃ 逐渐升到 220℃ 左右。反应蒸出的苯乙烯经冷凝后循环使用。塔内聚合好的物料呈熔融状, 流入挤出机挤压成细条, 再进入冷却水槽冷却、硬化, 再送入切粒机切成细粒, 然后包装出厂。

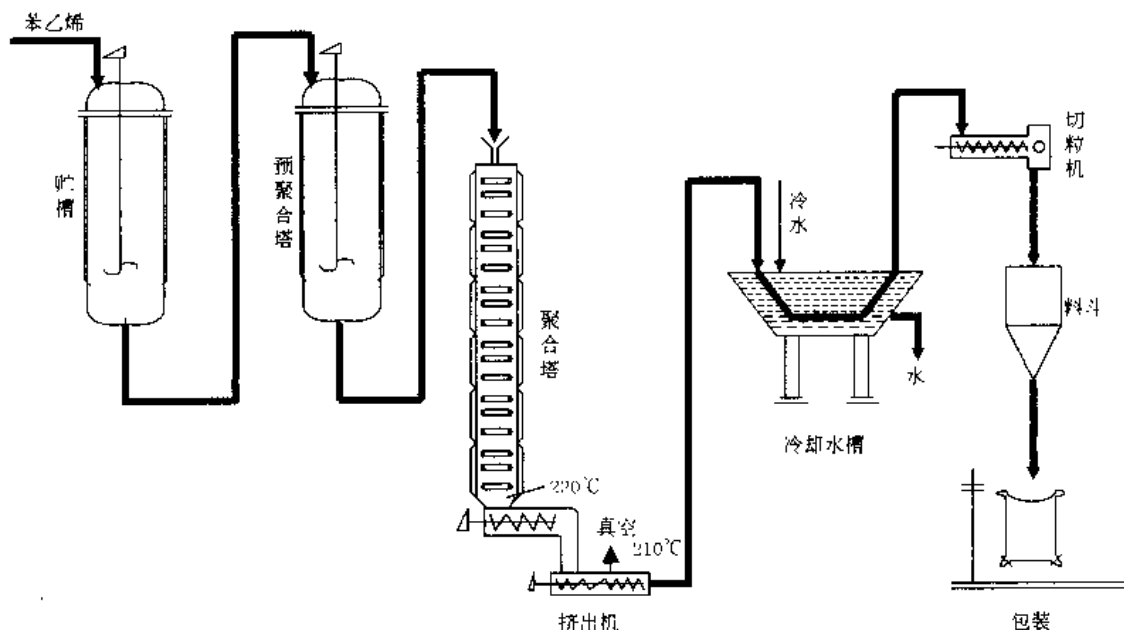


图 7.7 本体法制聚苯乙烯生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及规格

苯乙烯			
纯度	>99.8%	二乙苯	<30μg/g
乙苯	<0.35%	阻聚剂	无

② 消耗定额(按生产 1t 聚苯乙烯计)

苯乙烯	1050kg
-----	--------

(5) 产品规格

	工业品	绝缘品
马丁耐热,℃	77~79	80~84
抗冲强度, N·m/m ²	$1.91 \times 10^{-4} \sim 1.96 \times 10^{-4}$	$1.76 \times 10^{-4} \sim 2.06 \times 10^{-4}$
介电常数	2.68~2.69	2.67~2.71
介电损失角正切	1.50×10^{-4}	1.60×10^{-4}

7.8 日本住友乳液法制聚氯乙烯

(1) 产品用途

聚氯乙烯(糊状)树脂,适宜于作墙壁涂覆。制造人造革、泡沫塑料和织物的涂装等。

(2) 性质

聚氯乙烯有较高分子量,颗粒较细,一般为 $0.5 \sim 0.1 \mu\text{m}$ 。

(3) 生产流程

① 制法 氯乙烯单体在引发剂作用下,经乳液聚合生产聚氯乙烯。

② 流程 生产流程见图7.8。将热无离子水先加入聚合釜,然后按顺序加入添加剂、氯乙烯单体、乳化剂、引发剂等,开始引发聚合,这时反应釜夹套通循环水或冷冻水,以控制反应温度。聚合完成后,将未反应的单体氯乙烯和聚合乳液经中间槽排到单体回收槽,然后将聚氯乙烯乳液排入乳液接收槽。可通过喷雾干燥器干燥,干燥好的聚氯乙烯粉末再用粉碎机粉碎,包装出厂。

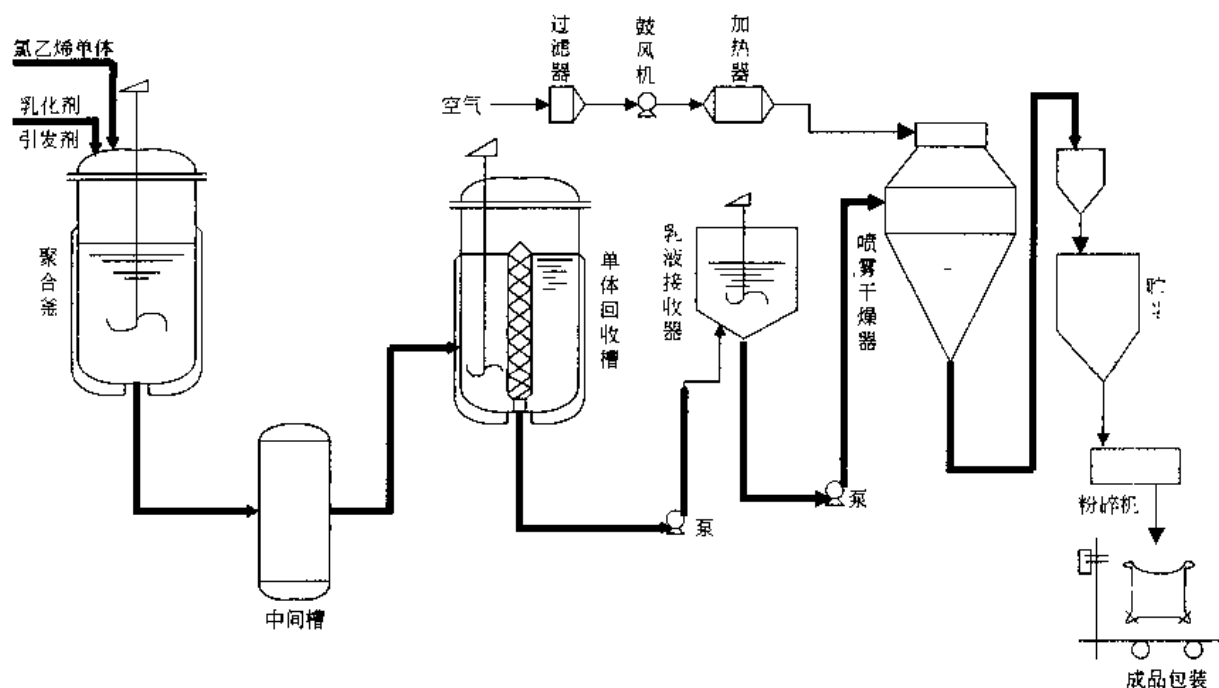


图 7.8 日本住友乳液法制聚氯乙烯生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

氯乙烯	无色透明、无沉淀物	纯度	99.98% (质量)
杂质含量:			
乙炔	$1 \mu\text{g/g}$	氯乙烷	$50 \mu\text{g/g}$
铁	$0.2 \mu\text{g/g}$	二氯乙烷	$2 \mu\text{g/g}$
水	$100 \mu\text{g/g}$	酚	$1 \mu\text{g/g}$
氯甲烷	$50 \mu\text{g/g}$	其他低沸物	$1 \mu\text{g/g}$
1,3-丁二烯	$5 \mu\text{g/g}$	其他高沸物	$1 \mu\text{g/g}$

② 消耗定额(按生产 1t 聚氯乙烯树脂计)

氯乙烯	1040~1050kg	蒸汽	5000kg
引发剂和助剂	8800~9500kg	氮气	8m ³ (标准)
软水	3000kg	仪表空气	45m ³ (标准)
冷却水(20℃)	70000kg	电	600kW·h
冷冻水	130000kg		

(5) 产品规格

住友化学公司年产 3.0 万吨/年乳液聚合氯乙烯, 规格如表 7.2。

表 7.2 乳液聚合氯乙烯规格表

性能 \ 品级	PX-NL	PX-N	PX-NHA	PX-GI	性能 \ 品级	PX-NL	PX-N	PX-NHA	PX-GI
聚合度	900	1350	1700	1000	挥发物, %	0.2	0.2	0.2	0.2
特性粘度	0.84	1.06	1.17	0.89	松密度, g/ml	0.22	0.22	0.20	0.22
K 值	63	73	79	66					

7.9 甲苯氧化法制苯甲酸 (SNIA) 法

(1) 产品用途

苯甲酸用作防腐剂, 苯胺染料、医药、香料、煤染剂、橡胶塑料助剂以及苯酚的原料等。

(2) 性质

该产品为无色、白色针状或薄片状晶体。密度 1.2659g/cm³, 熔点 121.25℃, 沸点 249.2℃, 100℃ 开始升华。稍溶于水而溶于醇、醚、氯仿、苯、四氯化碳、二硫化碳等, 有安息香味。加热至 370℃ 分解成苯和二氧化碳。

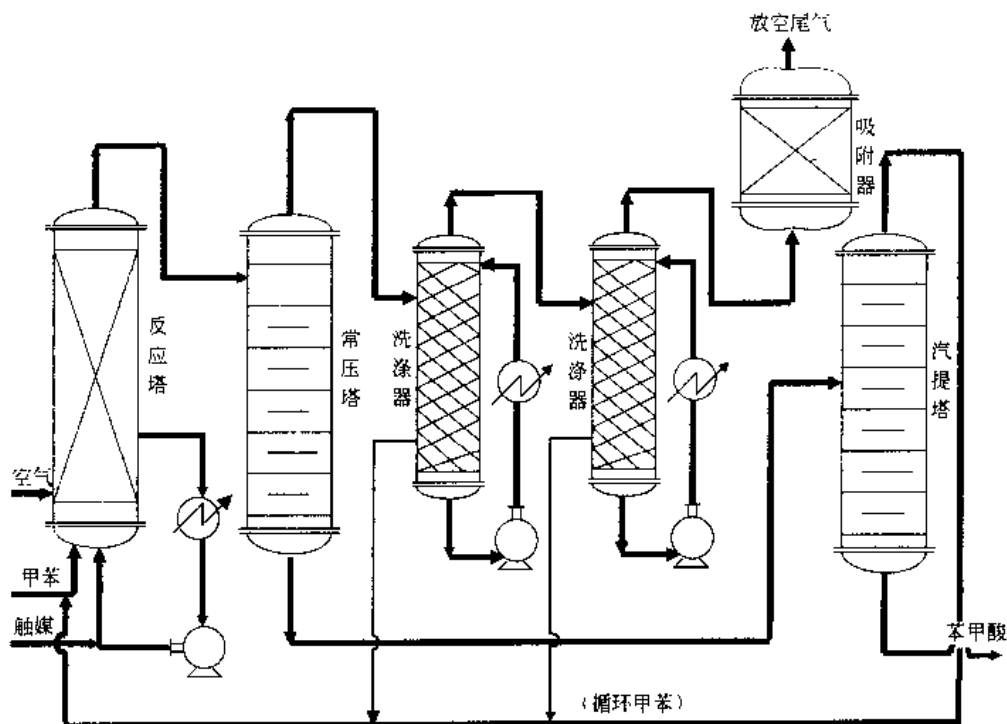
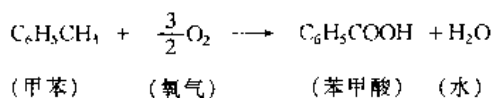


图 7.9 甲苯氧化法制苯甲酸生产流程图

(3) 生产流程

① 制法 甲苯在可溶性钴盐催化剂的作用下空气液相均相氧化制取苯甲酸, 其反应式如下:



② 流程 生产流程见图 7.9。甲苯从塔底部进入装有催化剂（醋酸钴）的液相反应塔被空气氧化，反应热通过循环塔底反应液的方式除去。反应保持 140~155℃ 和 607.950~810.600kPa，反应流出液中苯甲酸含量在 35% 左右，反应液进入常压塔，从塔顶分出比苯甲酸轻的组分和甲苯，经洗涤器（2 个）洗涤并冷却回收其中未反应的甲苯循环使用。尾气再经吸附器处理后排空。常压塔塔底流出物送入水蒸汽汽提塔，除去未反应甲苯循环使用。从塔底得到粗苯甲酸。粗苯甲酸再经结晶精制即得产品苯甲酸。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

甲苯为硝化级。

② 消耗定额（按生产 1t 苯甲酸计）

甲苯	830kg	醋酸钴（含钴 21%）	0.02kg
----	-------	-------------	--------

(5) 产品规格

纯度	99.3% 以上	熔点	121~123℃
----	----------	----	----------

7.10 苯催化加氢制环己烷（富士制铁法）

(1) 产品用途

环己烷用于生产环己醇、环己酮和己二酸的原料以及作有机溶剂等。

(2) 性质

该产品为无色的液体，有刺激性汽油气味，相对分子质量 84.16，密度 0.779g/cm³，熔点 6.5℃，沸点 80.7℃。易溶于醇、醚，不溶于水。易挥发和易燃烧。其蒸气与空气形成爆炸性混合物，爆炸极限 1.3%~8.3%（体积）。

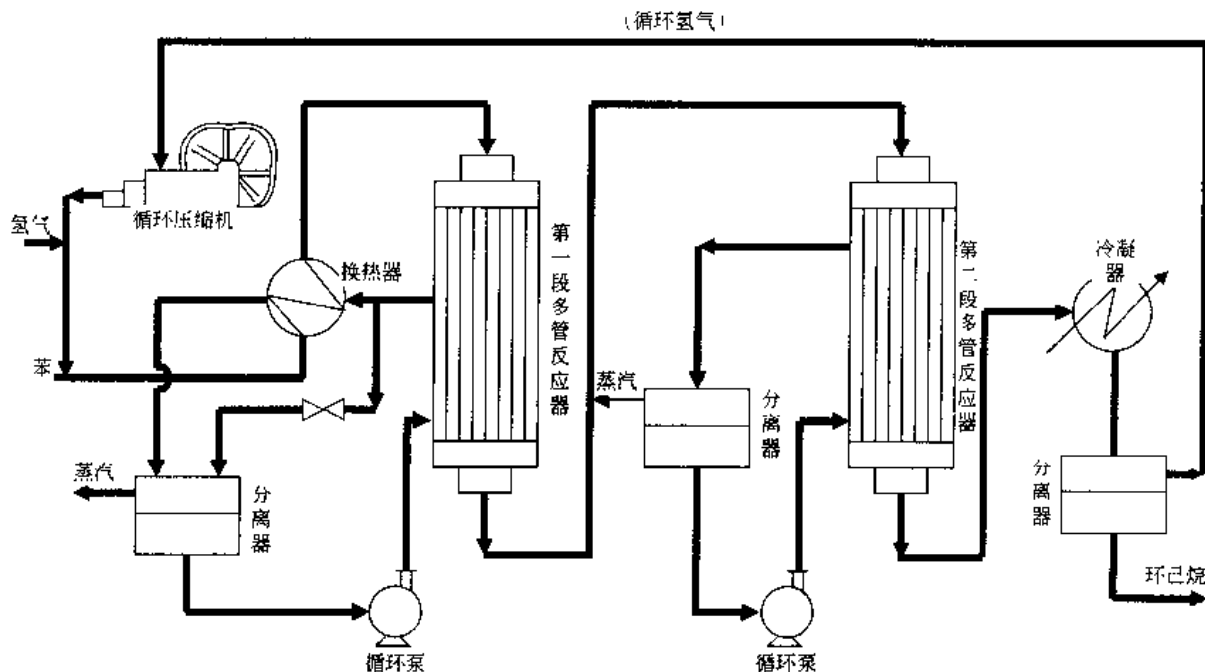
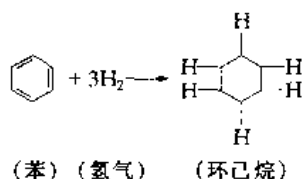


图 7.10 苯催化加氢制环己烷生产流程图

(3) 生产流程

① 制法 苯分别在具有高温特性和低温特性的催化剂的作用下二段加氢制取环己烷，其反应分子式如下：



② 流程 生产流程见图 7.10。氢气和苯混合后送入热交换器加热蒸发呈气相，氢气和苯的摩尔比为 3.5~8。混合气体在 200~250℃ 下通入装有具有高温特性触媒的第一段多管反应器，转化率约 30%。再在 160℃ 左右通入装有低温特性触媒的第二段多管反应器，转化率可达 99.8% 以上。反应热用管外冷却剂吸收除去。反应产物经冷凝后在分离器除去未反应氢气后即得产品环己烷。

(4) 原料消耗

① 主要原料及规格

苯 环己烷以外的杂质要小于 0.2% (体积) 氢气 (氢气浓度为 10%~50% (体积) 的氢-氮混合气体)

② 消耗定额 (按生产 1t 环己烷计)

苯	935kg	电	30kW·h
氢气 (88%)	914m ³	冷却水	30000kg

(5) 产品规格

密度	0.783g/cm ³	苯含量	0.005% (wt%)
初馏点	80.9℃	色值 (APHA)	5 以下
干点	81.1℃	紫外线透过率	97%

7.11 丙烯氢氧化法制丙烯腈

(1) 产品用途

丙烯腈是合成纤维、合成橡胶和合成塑料的重要单体。由丙烯腈制取的聚丙烯腈纤维又称“腈纶”，因其性能似羊毛，因此也叫“合成羊毛”。丙烯腈与丁二烯共聚可制得丁腈橡胶。丙烯腈与丁二烯、苯乙烯共聚制得三元共聚树脂“ABS”。

丙烯腈水解可制得丙烯酰胺，它可用作抗水剂；丙烯酰胺进一步水解，又可制得丙烯酸；丙烯腈还可电解加氢偶联，制取己二腈，由己二腈加氢又可制得己二胺。

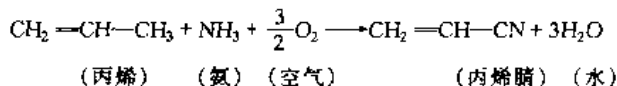
(2) 性质

丙烯腈为易燃、易爆、微具刺激性臭味的无色液体，其蒸气有毒，能与多数有机溶剂互溶。密度 0.863g/cm³，沸点 77.3℃，凝固点 -83.55℃，闪点 0℃，自燃点 481℃，折光率 n_D^{25} 1.3888，爆炸极限 3.05%~17.0% (体积)。

丙烯腈和水形成共沸物，沸点 70.6℃，含水 14% (质量)。

(3) 生产流程

① 制法 丙烯在催化剂存在下 (41 号催化剂) 用氢氧化法生成丙烯腈。其反应如下：



② 流程 生产流程见图 7.11。原料丙烯、氨和空气从底部送入流化床反应器，反应温度 440℃，压力 0.065MPa。反应热靠循环水的蒸发移出，同时回收其热量。反应气体经冷却器冷却后进入吸收塔，用水吸收丙烯腈。吸收液进入回收塔，用水作萃取剂，从塔顶蒸出丙烯腈、氢氰酸和少量水的接近于共沸组成的混合物，冷凝冷却后在分离槽分层，含丙烯腈 85% 的油层送入轻组分塔，水层回到本塔。塔釜液主要是水，含有 0.1% 乙腈及微量氢氰酸，将其送至乙腈回收塔回收乙腈。自回收塔水分离槽出来的油层进入轻组分塔，在此脱水和脱氢氰酸，塔顶蒸出高浓度氢氰酸。自轻组分塔塔底出来的脱去水和氢氰酸的粗丙烯腈，送至成品精馏塔精制，从塔顶蒸出丙酮等轻粗组分，塔釜为含有丙烯腈的高沸物。产品丙烯腈从第 35 块塔板汽相抽提出，冷凝后去成品贮槽。

(4) 原料消耗

① 主要原料及规格

丙烯	99.5% 以上	氨	99.5%
----	----------	---	-------

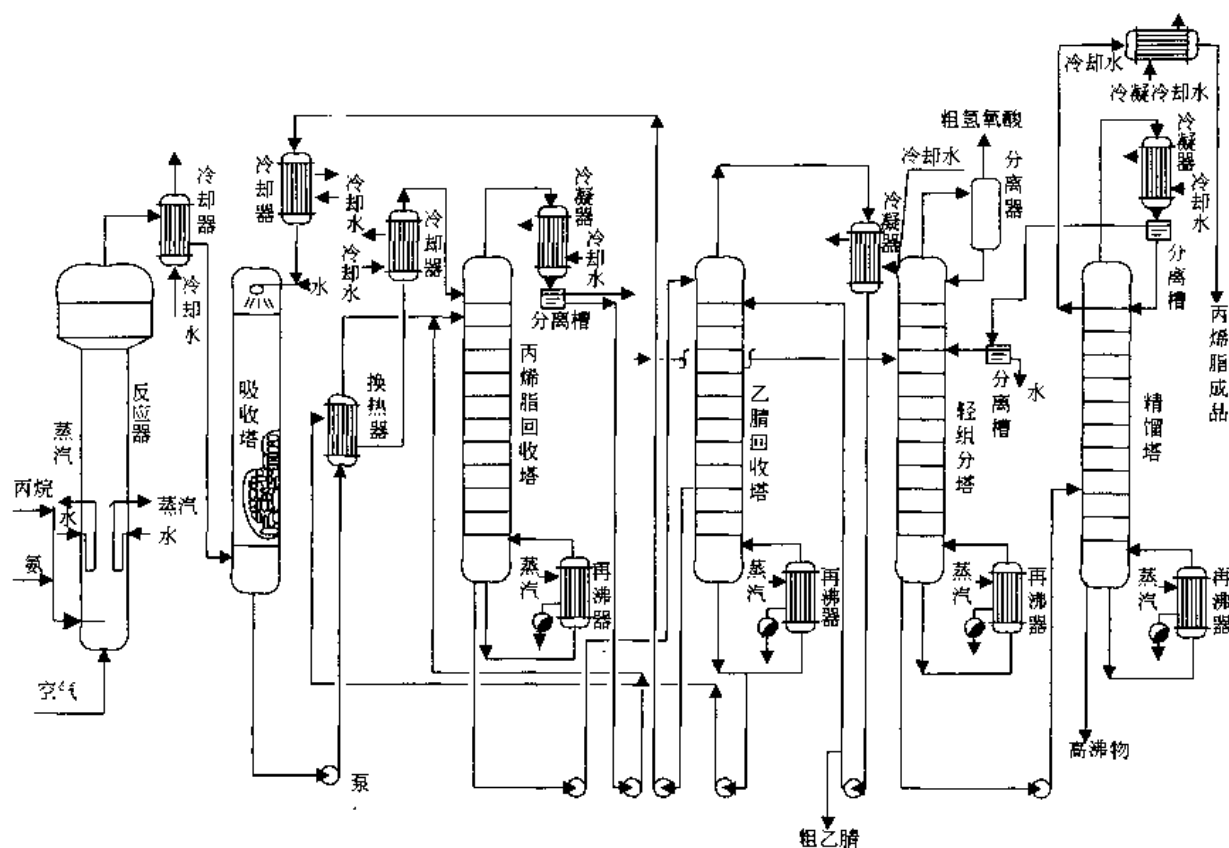


图 7.11 丙烯氨氧化法制丙二醇生产流程图

② 消耗定额 (按生产 1t 丙二醇计)

丙烯	1160~1250kg	蒸汽	0~1000kg
氨	470~500kg	电力	400kW·h
硫酸	20kg	水	200000kg

(5) 产品规格

外观	无色透明液体	丙酮	<300μg/g
密度	0.799~0.802g/cm ³	乙腈	<500μg/g
折射率 n_D^{25}	1.3882~1.3892	丙烯醛	<10μg/g
蒸馏范围	74.5~79.0℃	乙醛	<50μg/g
酸度(以乙酸计)	<35μg/g	甲基乙炔酮	无
pH 值	6.0~9.0	过氧化物	<0.2μg/g
色泽(APHA)	<10	铜	<0.2μg/g
水分	<0.5%	铁	<0.2μg/g
氧化稳定度	>4h	氢氰酸	<10μg/g
不挥发物质	<100μg/g	二乙烯基乙炔	无
阻聚剂	35~45μg/g	氰基丁二烯	无

7.12 丙烯腈硫酸水合法制丙烯酰胺

(1) 产品用途

丙烯酰胺是高分子化合物的重要单体和有机合成的原料。聚丙烯酰胺是良好的絮凝剂,用在三废处理上,也用作选矿剂,如铀矿的选矿。丙烯酰胺用作造纸原料的添加剂,用以提高纸张的干强度。

丙烯酰胺与丙烯酸钠的共聚物亦用于钻探工程,能使泥浆悬浮液中的固体凝聚并快速沉降,从而加快钻探速度。

此外还可用作土壤的改良剂、纤维改性剂、增稠剂及粘合剂等。

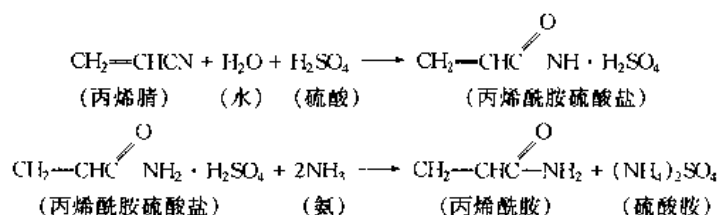
(2) 性质

丙烯酰胺在常温下(离开苯)为无色透明片状晶体,无臭,有毒!密度 1.22g/cm³,沸点 125℃

(3333Pa), 熔点 84.5℃。溶于水、乙醇, 微溶于苯、甲苯。丙烯酰胺必须在低温和避光的条件下贮存, 在熔点温度或在紫外线照射下很快聚合。

(3) 生产流程

① 制法 丙烯腈与浓硫酸反应生成丙烯腈的硫酸盐, 然后水解中和得到丙烯酰胺。



② 流程 生产流程见图 7.12。原料丙烯腈与浓硫酸以等分子混合, 在反应器中于 900~1000℃ 反应约 1h (在 155~175℃ 反应 5~8min)。因为丙烯酰胺与丙烯腈都很容易聚合, 所以必须在反应时加入不受浓硫酸影响的阻聚剂。常用的为铜粉、亚铁盐和硫, 如选用亚铁盐为阻聚剂, 则最终可以无机磷酸盐的形式从丙烯酰胺中除去。水解后, 进行硫酸丙烯酰胺的中和与丙烯酰胺的分离, 其过程相当复杂而困难。通常是将硫酸丙烯酰胺溶液用水稀释, 然后用氨中和使之生成硫酸铵。利用硫酸铵在丙烯酰胺的水溶液中溶解度很小这一性质, 经过滤使两者分离, 滤液浓缩后丙烯酰胺即结晶析出, 经干燥即为成品。

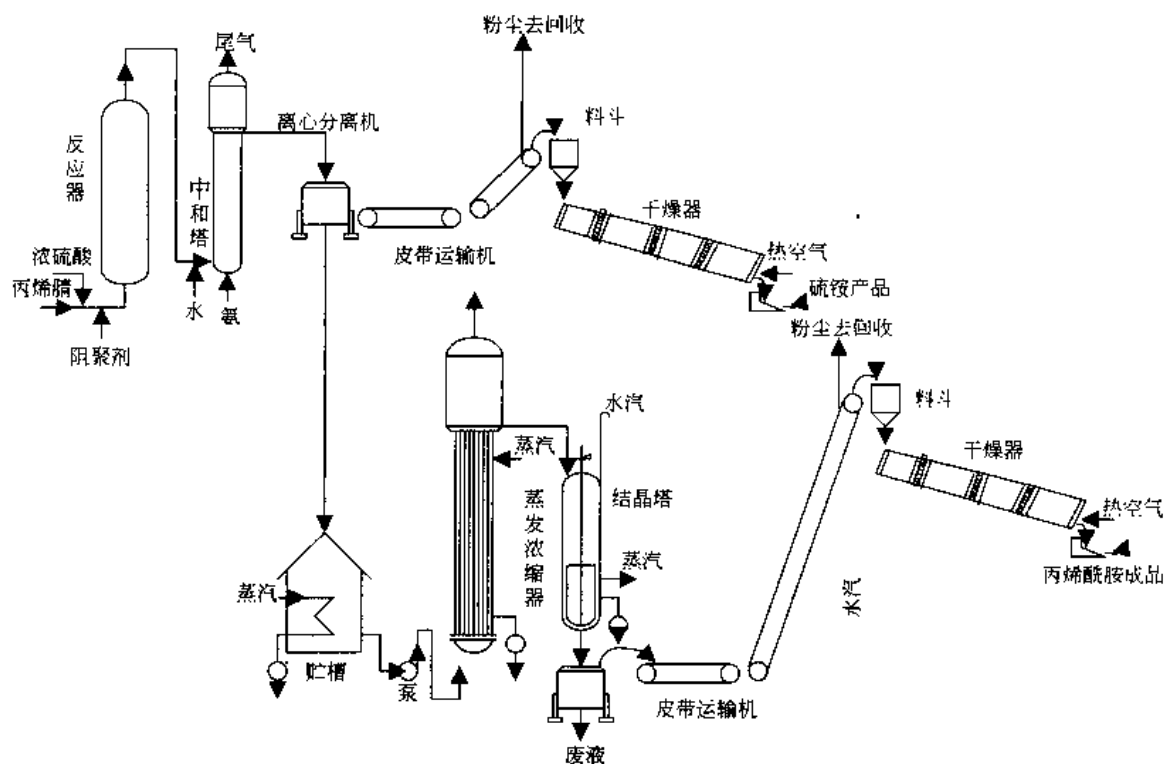


图 7.12 丙烯腈硫酸水合法制酰胺生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

丙烯腈	99.5% 以上	氨	99.5%
-----	----------	---	-------

② 消耗定额(按生产 1t 丙烯酰胺计)

丙烯腈(以 100% 计)	980kg	硫酸(98%)	2000kg
氨(以 100% 计)	700kg	副产物硫酸铵	2280kg

(5) 产品规格

丙烯酰胺纯度	99%	硫酸	0.3%
水分	0.5%	颜色(10%水溶液)	APHA5
铁含量	微量		

7.13 乙烯空气氧化法制环氧乙烷

(1) 产品用途

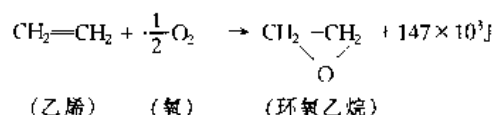
环氧乙烷主要用于制造乙二醇、聚酯纤维和薄膜、乙醇胺、非离子型表面活性剂、医药、油品添加剂、农药乳化剂和杀虫剂等。

(2) 性质

环氧乙烷是具有乙醚气味的易挥发的无色液体，有毒！可与任何比例的水相混合。与空气混合物的爆炸极限为 3.6%~78%（体积），沸点 10.7℃，熔点 -111℃，密度 0.8694g/cm³，折射率 1.3597。溶于水、乙醇和乙醚。

(3) 生产流程

① 制法 在银催化剂存在下，乙烯用氧气直接氧化生成环氧乙烷。其主要反应为：



② 流程 生产流程见图 7.13。乙烯、空气和循环气经预热后进入到管式固定床主反应器，反应器内充填银催化剂，反应温度 240~280℃，空速 5000~8000h⁻¹，反应压力 1~2MPa。反应后的气体用水吸收，从主环氧乙烷吸收塔塔顶出来的未被吸收的气体，一部分进入副反应器，而绝大部分循环到主反应器。从副反应器顶部出来的气体经冷却后也用水吸收，从主环氧乙烷吸收塔和副环氧乙烷吸收塔塔底流出的环氧乙烷吸收液送入解吸塔，塔顶馏出物进入净化塔，从塔底除去水，净化塔塔顶物进入轻组分塔，从轻组分塔塔顶除去轻组分，塔底物经精馏塔精制后，从塔顶得到纯度 99% 以上的环氧乙烷。乙烯转化率 25%~30%，选择性 70%~73%，催化剂寿命 1~2 年。

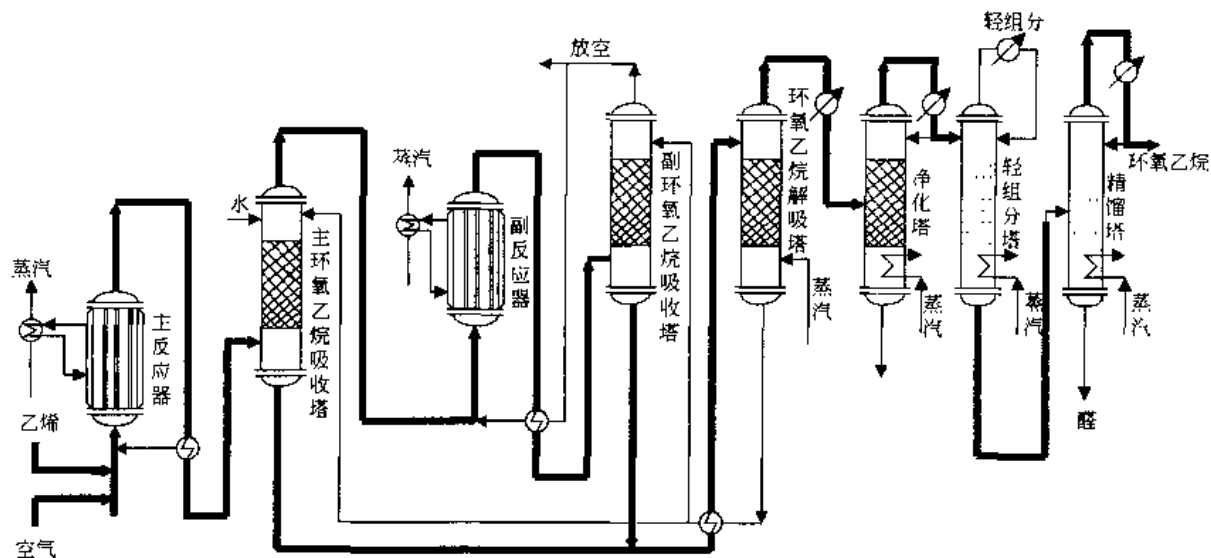


图 7.13 乙烯空气氧化法制环氧乙烷生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

a. 乙烯：纯度	>98%	CH ₄	<10%
C ₂ H ₆	<0.1%	H ₂	<0.1%
C ₂ H ₂	<50μg/g	不含硫	
b. 原料气组成：			
乙烯	5%	CO ₂	5%~7%
氧	6%	其余为 N ₂ ，并添加适量二氯乙烷作为抑制剂	

② 消耗定额 (按生产 1t 环氧乙烷计)

乙烯	900~1100kg	蒸汽	90kg
电力	1540~1570kW·h	二氯乙烷	18kg
冷却水	189000kg	催化剂	0.63kg
空气	12000kg		

(5) 产品规格

环氧乙烷 纯度 99% 以上

7.14 甲醇高压羰基合成法制醋酸

(1) 产品用途

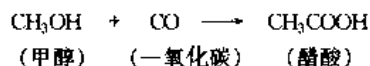
醋酸广泛用于制造醋酸乙烯、醋酸纤维、醋酐、醋酸酯及聚酯原料对苯二甲酸 (及二甲酯), 还用于制药、染料、食品等工业。

(2) 性质

醋酸是具有刺激性气味的无色透明液体, 有腐蚀性。溶于水、乙醇和乙醚。密度 1.0492g/cm^3 , 熔点 16.6°C , 沸点 118.1°C , 着火点 485°C , 折射率 (20°C) 1.3718。

(3) 生产流程

① 制法 甲醇与一氧化碳在均相催化剂 (碘化钴) 存在下, 压力约 65MPa, 温度 250°C 时进行反应, 制得醋酸。反应式如下:



② 流程 生产流程见图 7.14。液态甲醇原料先经尾气洗涤塔, 然后与一氧化碳、二甲醚一起连续加入立式反应器。每生产 1t 醋酸放出 $2.226 \times 10^9 \text{N}\cdot\text{m}$ 反应热, 此热量由冷的原料及气体吸收。由反应器顶部引出粗醋酸及未反应的气体, 经冷却后进入低压分离器, 从低压分离器底部流出来的粗醋酸送至精制工段, 从低压分离器顶部出来的尾气用进料甲醇洗涤以回收未转化气体中的甲基碘, 甲醇不再经任何处理, 与进料的其他组分合并, 经过洗涤的尾气用作燃料。

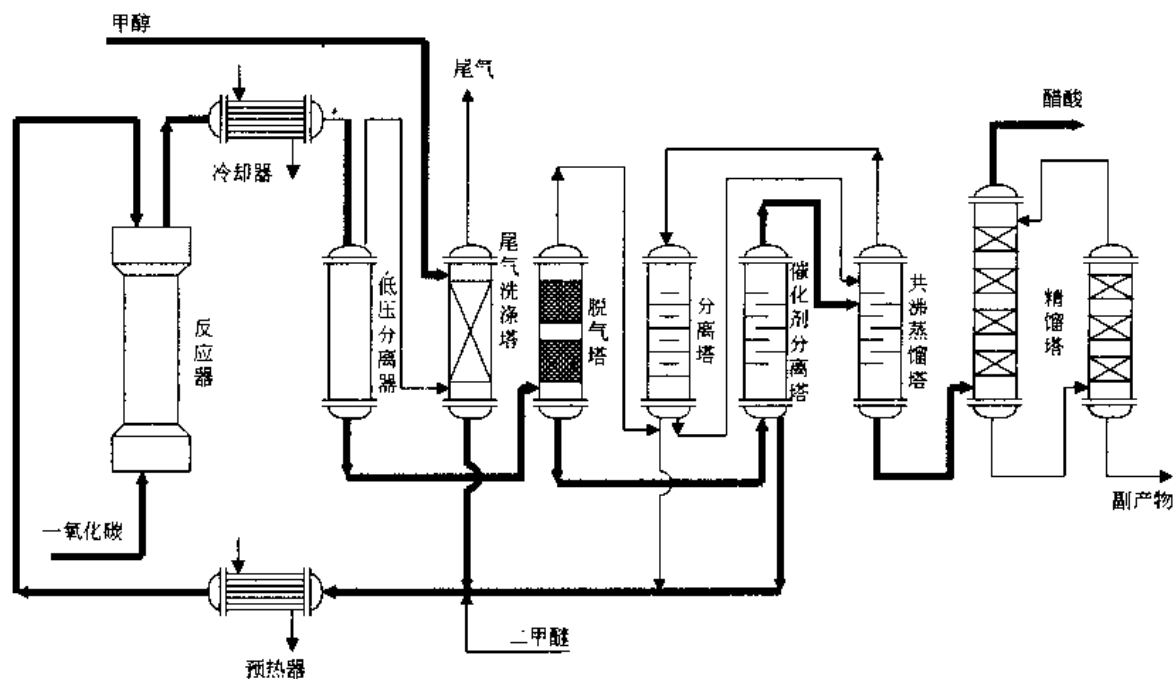


图 7.14 甲醇高压羰基合成法制醋酸生产流程图

在精制工段, 粗醋酸首先进入脱气塔, 除去低沸点组分, 然后在催化剂分离器中脱除碘化钴, 碘化钴是在醋酸水溶液中作为塔底残余物除去。脱除催化剂的粗醋酸在共沸蒸馏塔中脱水并精制, 所用夹带剂是一种随蒸汽蒸发的副产混合物, 它是在反应过程中生成的, 并在催化剂分离塔中分离出来的。共沸蒸馏塔塔底得到不含水与甲酸的醋酸, 在两个精馏塔中加工成纯度 99.8% 以上的纯醋酸和一种不含醋酸的副产混合物。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

以甲醇、一氧化碳为主要原料

② 消耗定额 (按生产 1t 醋酸计)

甲醇	610kg	蒸汽	2750kg
一氧化碳	630m ³ (标准)	电	350kW·h
冷却水	185m ³		

(5) 产品规格

醋酸含量	99.8%	还原物	0.03%
水	0.03%	高锰酸钾测定	1h

7.15 乙烯直接水合法制乙醇

(1) 产品用途

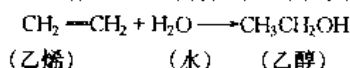
乙醇用途较广, 可用来制乙醛、氯乙烷、乙醚、丁二烯、三氯乙醛、醋酸、乙二醇醚、丙烯酸乙酯、乙烯醚、乙胺、乙硫醇等多种化学品及中间体。此外, 还用于医药、化妆品香料、涂料助剂、硝化纤维等。

(2) 性质

该产品为无色透明易挥发和易燃的液体, 有酒的气味和刺激性的辛辣味道。密度 0.7893g/cm³, 熔点 -117.3℃, 沸点 78.4℃。乙醇蒸气与空气混合能形成爆炸混合物, 爆炸极限 3.5%~18.0% (体积)。

(3) 生产流程

① 制法 乙烯与水蒸气在稀磷酸催化剂存在下直接合成乙醇, 其反应式如下:



② 流程 生产流程见图 7.15。乙烯和工艺水与循环乙烯一起在热交换器中被从反应器出来的反应产品预热, 并过热到 230~250℃。乙烯和水蒸气在 7.1MPa 大气压下, 自上而下通过固定床反应器, 并在磷酸硅藻土催化剂上进行水合反应。催化剂寿命大约 3 年。

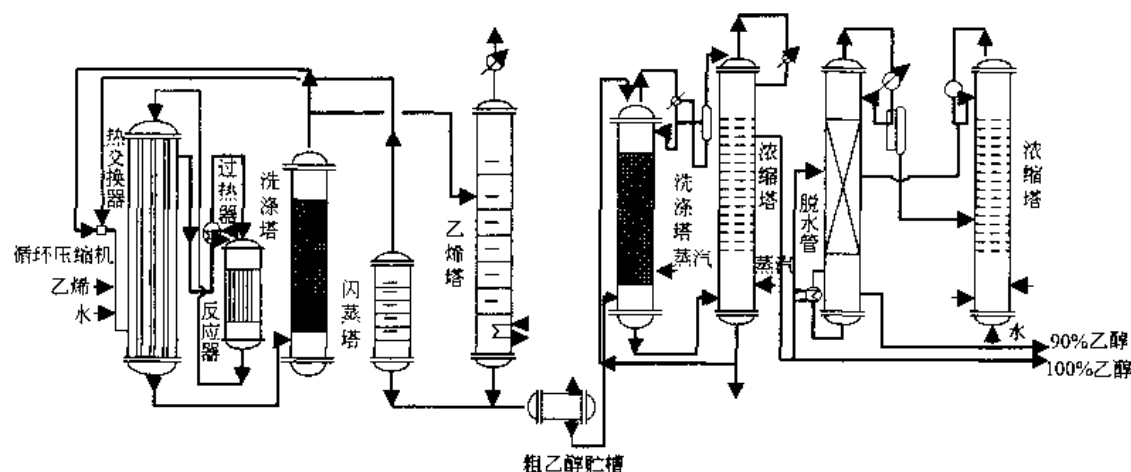


图 7.15 乙烯直接水合法制乙醇生产流程图

自反应器引出的含有乙醇、乙烯、水及夹带磷酸的反应气体, 经过热交换器被冷却之后, 在洗涤塔中用水洗涤。塔顶流出的来被洗涤下来的气体通过循环压缩机升压返回系统。从洗涤塔塔底流出的混合液体经闪蒸后, 闪蒸蒸汽循环去合成。从闪蒸塔底流出的稀的粗乙醇送至净化工段。首先进入洗涤塔, 经洗涤后的稀乙醇从洗涤塔底部流出, 进入浓缩塔, 从塔上部得到 95% 的乙醇。如需要, 95% 的乙醇再经脱水塔脱水 and 浓缩塔提浓得到 100% 的乙醇。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

乙烯 纯度在 91% 以上

② 消耗定额 (按生产 1t 乙醇计)

乙烯(100%)	625kg	高压蒸汽	3000kg
工艺水	3500kg	中压蒸汽	650kg
磷酸(100%)	1kg	冷却水($\Delta t \leq 12^\circ\text{C}$)	35m ³
烧碱(100%)	1.5kg	电(不包括照明和电热保温)	62kW·h
乙二醇	0.2kg	仪表空气	20m ³ (标准)

(5) 产品规格

指 标 名 称	工业用	医药用	指 标 名 称	工业用	医药用
乙醇浓度,质量%	94.5	94.5	甲醇, $\mu\text{g/g}$	不易发现	不易发现
水含量,质量%	5.5	5.5	甲酸, $\mu\text{g/g}$	1	1
醛类(以乙醛计), $\mu\text{g/g}$	5	2	高锰酸钾试验,min	25	25
酸类(以醋酸计), $\mu\text{g/g}$	0.5	0.5			

7.16 乙烯法制醋酸乙烯

(1) 产品用途

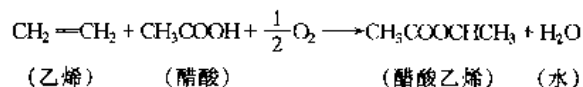
醋酸乙烯是聚醋酸乙烯的单体,聚乙烯醇树脂的原料,还能与其他单体生成共聚物。还可用来制橡胶、涂料、粘合剂等。

(2) 性质

该产品为无色透明可燃性液体。有强烈性气味。密度 0.9312g/cm^3 , 沸点 $72\sim 73^\circ\text{C}$, 熔点 -100.2°C , 折光率 $n_D^{20} 1.3719$, 闪点(闭杯) 7.2°C 。溶于大多数有机溶剂。

(3) 生产流程

① 制法 乙烯、醋酸(气态)和氧的混合物通过催化剂层反应生成醋酸乙烯。反应式如下:



② 流程 生产流程见图 7.16。乙烯、氧及醋酸蒸气在一定的压力和温度条件下进入固定催化床反应器,反应器内有列管,采用外部冷却散热。反应催化剂是以氧化铝或活性炭或氧化硅为载体的钨系催化剂,反应压力 $0.15\sim 0.25\text{MPa}$, 温度 $125\sim 140^\circ\text{C}$, 原料配比为乙烯:氧:醋酸 = $9:1.5:4$, 空速 $200\sim 300\text{h}^{-1}$ 。反应生成的气体首先通过冷凝器和醋酸乙烯吸收塔冷凝成液体,然后进入醋酸乙烯贮槽。未反应的醋酸和一些碳酸气从醋酸乙烯吸收塔顶部排出后经过碳酸气吸收塔,未反应醋酸压缩后循环使用,碳酸气则废弃。粗醋酸乙烯用泵打入共沸蒸馏塔分离醋酸,从塔底出来的醋酸循环使用,塔顶出来的粗醋酸乙烯因含有一部分水,首先经过脱水塔脱去水分,然后从塔顶进入低沸物分离塔除去低沸物,再用泵将塔底流出的物料打入高沸物分离塔,从塔底除去高沸物,塔顶得到精制的醋酸乙烯。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

a. 乙烯:纯度	>99.9% (体积)	乙炔	< $10\mu\text{g/g}$
甲烷、乙烷类	<0.1% (体积)	氧	< $5\mu\text{g/g}$
烯烃	< $50\mu\text{g/g}$	硫	< $3\mu\text{g/g}$
b. 氧气:纯度	>99.5% (体积)	惰性气体	<0.5% (体积)
c. 醋酸:外观	无色透明, APMA 15 以下		
密度	$1.049\sim 1.056\text{g/cm}^3$	凝固点	> 15°C
酸度	>99.3%	水分	<0.2

② 消耗定额 (按生产 1t 醋酸乙烯计)

乙烯	375kg	电	200kW·h
醋酸	725kg	冷量	$2.73 \times 10^8\text{J}$
氧	290kg	蒸汽	50000kg
冷却水	400m ³		

(5) 产品规格

游离酸	<0.001%	活性度	9.5~10min
乙醛	<0.012%	醋酸乙酯	<0.02%
纯度	>99.9%	醋酸甲酯	<0.005%

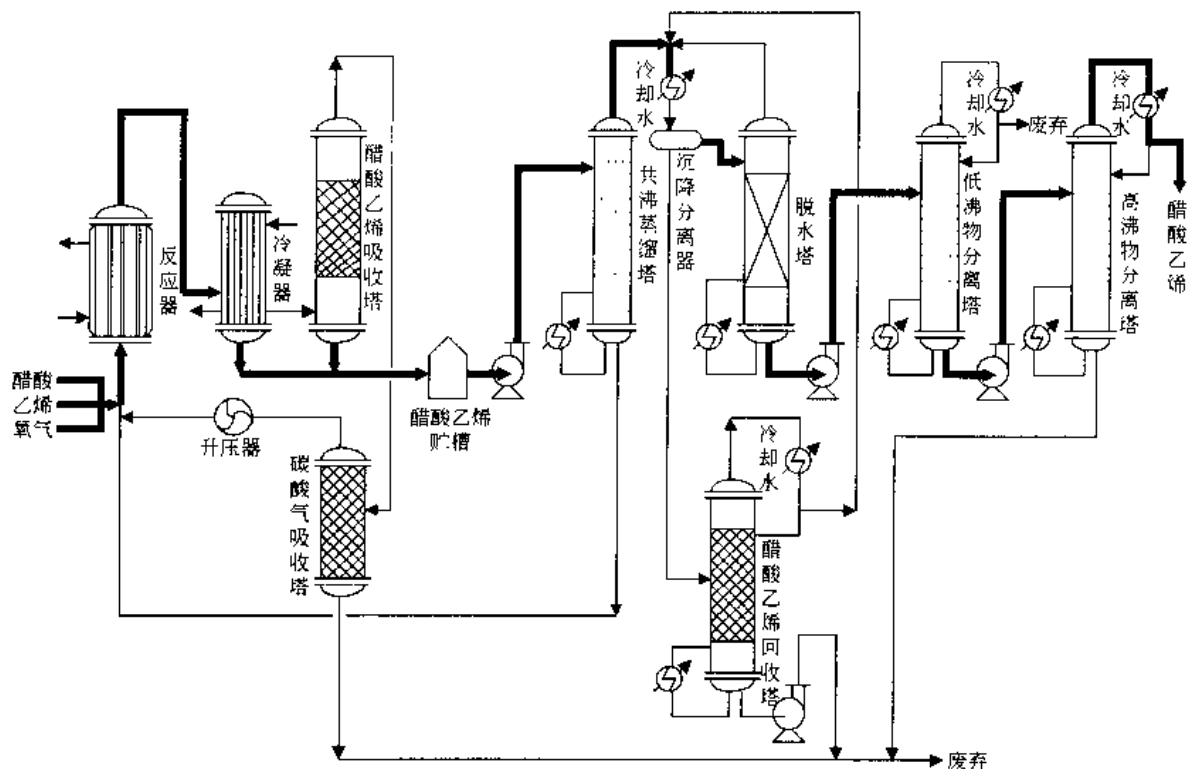


图 7.16 乙烯法制醋酸乙烯生产流程图

7.17 马来酐加氢法制四氢呋喃

(1) 产品用途

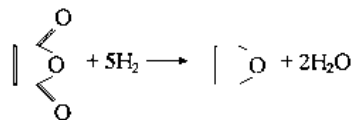
四氢呋喃是一种优良的强溶剂，用途颇为广泛，素有“万能溶剂”之美称。此外，四氢呋喃还可用作某些高分子材料的光稳定剂以及生产四氢噻吩、吡咯啉、二氯丁烷、乙二酸等重要化工产品的原料。

(2) 性质

四氢呋喃是无色透明液体。流动性良好，有醚类气味，比水轻，溶于水和多数有机溶剂，易燃，易爆。密度 0.888g/cm^3 ，沸点 66°C ，凝固点 -108.5°C 。

(3) 生产流程

① 制法 马来酐和氢气在镍基催化剂作用下反应生成四氢呋喃：



(马来酐) (氢) (四氢呋喃) (水)

② 流程 生产流程见图 7.17。马来酐和新鲜氢气送入装有镍基型催化剂的反应器中，反应生成四氢呋喃。通过调节反应体系的操作变量，控制反应温度、压力、四氢呋喃和 γ -丁内酯的比例。

反应产物与送入反应器的氢气进行热交换使之冷却至约 $50 \pm 10^\circ\text{C}$ 后，送入洗涤塔。在该塔中，未转化的氢气和气相产物部分从液体产物中分出，分出的气体通过洗涤塔后循环回反应器。在洗涤塔中，100% 四氢呋喃和未转化的氢分离。来自洗涤塔的液体产物送入 γ -丁内酯、水塔、四氢呋喃塔，最终产品塔组成的四塔蒸馏系统。在 γ -丁内酯塔中， γ -丁内酯从塔底分出；塔顶馏出物经逐次蒸馏，从最终产品塔分出四氢呋喃。

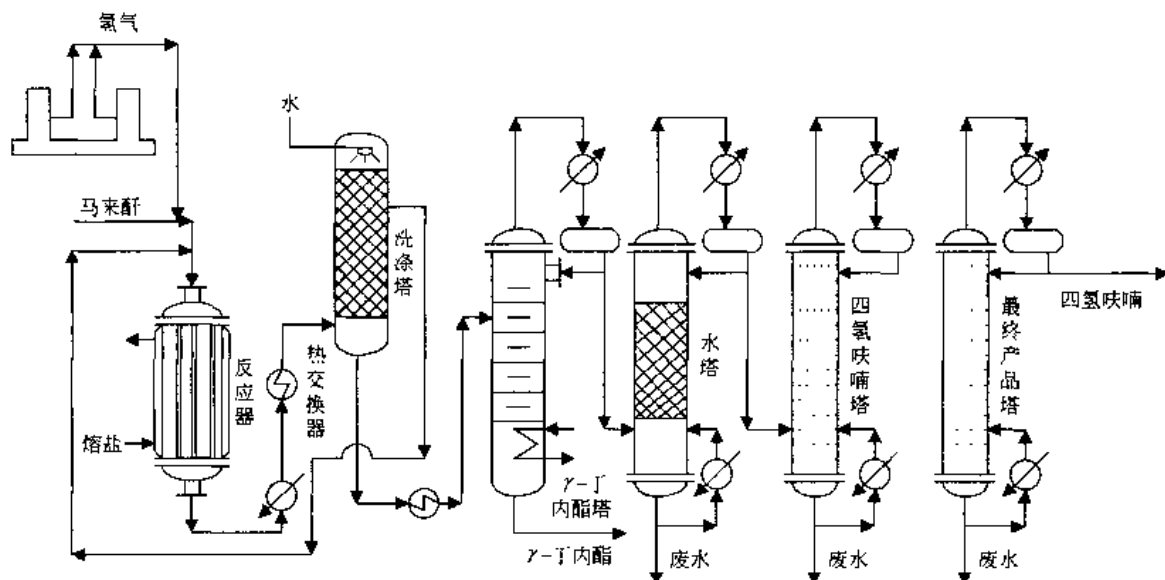


图 7.17 马来酐加氢法制四氢呋喃生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

马来酐	纯度 $\geq 99.5\%$ (质量)	氢气	纯度 $\geq 95\%$ (体积)
硫	含量 $< 1\mu\text{g/g}$ (质量)	二氧化硫	含量 $< 0.2\mu\text{g/g}$ (质量)

② 消耗定额(按生产 1t 四氢呋喃计)

马来酐	1598kg	低压蒸汽	1300kg/h
氢 $[\geq 97\%$ (体积)]	$2.34 \times 10^3 \text{Nm}^3$	冷却水($\Delta t = 18^\circ\text{C}$)	$2 \times 10^5 \text{kg/t}$
蒸汽(5MPa)	2900kg/h	电	0.32kW·h
中压蒸汽	800kg/h	催化剂及化学品	

(5) 产品规格

沸腾范围	65.8 - 66.2 $^\circ\text{C}$	折射率 n_D^{20}	1.407
外观	无色洁净液体	纯度	99.95% ~ 99.99% (质量)
色样	无	水分	$< 0.01\%$ (质量)
密度	0.888g/cm 3	过氧化物含量	$< 20\mu\text{g/g}$

7.18 光气和一甲胺合成法制甲基异氰酸酯

(1) 产品用途

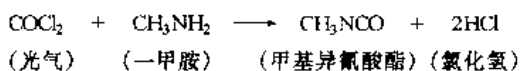
甲基异氰酸酯为制备氨基甲酸酯类杀虫剂的一个重要中间体。

(2) 性质

甲基异氰酸酯为无色具强烈催泪性易挥发的液体。密度 0.9599g/cm 3 ，沸点 39.1 $^\circ\text{C}$ ，闪点 -7 $^\circ\text{C}$ 。高毒！空气中最高允许浓度 0.02 $\mu\text{g/g}$ 。遇水分解。

(3) 生产流程

① 制法 光气和一甲胺合成甲基异氰酸酯：



② 流程 生产流程见图 7.18。

a. 甲基异氰酸酯合成及光气回收 一甲胺经蒸发器蒸发汽化；进料的液态光气与回收的液态光气一起经蒸发器汽化并经预热器加热；两种气体按规定的配比进入管式反应器。反应在高温和压力下进行。反应物料进入水冷却的冷凝器同时由冷凝器顶喷淋低温溶剂进行淬冷，反应产物与溶剂一起进入缓冲槽，槽顶排气经冷凝后液相返回槽内，气相为氯化氢送往洗涤塔。槽内液体用泵送，经过滤器后入光气汽提塔，塔顶气相经冷凝冷却后液体送塔顶回流，分离的气体送往 HCl 洗涤塔，一部分液态光气送回反应蒸发器作进料用，光气汽提塔的

底料送往下步分离塔。

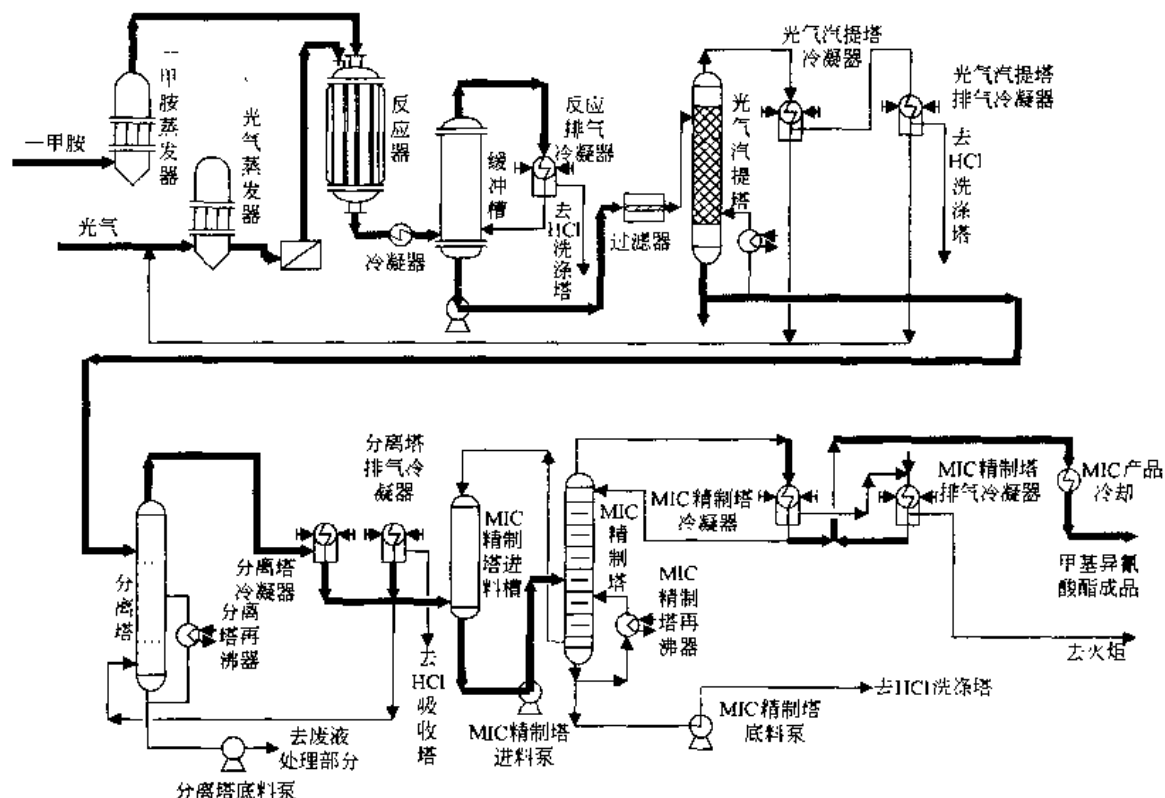


图 7.18 光气和一甲胺合成法制甲基异氰酸酯生产流程图

b. 甲基异氰酸酯的分离与精制 来自光气汽提塔的底料进入分离塔，在此塔内分离高沸点残液，蒸出物经冷凝冷却后分离后，气体送氯化氢吸收塔，液相除部分作塔顶回流外，其余部分送甲基异氰酸酯精制塔进料槽，塔釜高沸点残液泵送去废液处理部分。

溶剂与甲基异氰酸酯以泵送入甲基异氰酸酯精制塔，经精馏后，于塔顶得精制的甲基异氰酸酯，再经冷凝冷却后送往产品贮槽，部分作塔顶回流用。塔顶设有氮封，其排气送火炬烧掉。塔底产物为回收溶剂，用泵送往氯化氢洗涤塔。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

无水一甲胺	一甲胺含量	≥99.5% (质量)	氮	≤0.05% (质量)
	二甲胺含量	≤0.2% (质量)	水分	≤0.1% (质量)
	三甲胺含量	≤0.02% (质量)		
一氧化碳	纯度	≥99.5% (体积)	硫	≤1 μg/g
	氢气	≤0.3% (体积)	甲烷	≤0.2% (体积)
氯气	纯度	≥99.5% (质量)	挥发物	≤0.1% (质量)
	水分	≤50 μg/g	不挥发物	≤0.1 μg/g (质量)

② 消耗定额 (按生产 1t 甲基异氰酸酯计)

液氯	1.680kg	电	520kW·h
一氧化碳	690kg	蒸汽	3700kg
催化剂	0.13kg		21800kg
一甲胺	700kg	冷却水	240m ³
溶剂	170kg	氮气	130kg
烧碱 (20%)	570kg	压缩空气	611m ³

(5) 产品规格

甲基异氰酸酯纯度	98% 以上
----------	--------

7.19 发酵法乳酸

(1) 产品用途

乳酸在医药上用作消毒防腐剂，用于治疗阴道滴虫病等，其蒸汽用于室内消毒；医药工业用来制造乳酸钠；食用乳酸和工业乳酸可用于食品、皮革、纺织等工业。此外，还可用作测定焦性没食子酸、酚、尿酸和沉淀蛋白质、尿酸盐等等的试剂。还可用作增塑剂、粘合剂、食用香料等。

(2) 性质

乳酸是糖浆状，略带吸湿性的液体。能溶于水、醇、醚，不溶于氯仿、石油醚等。受热分解，具旋光性。沸点 122°C (2000Pa)，密度 $1.2\text{g}/\text{m}^3$ ，熔点 16.8°C 。

(3) 生产流程

① 制法 在糖化后的淀粉中加添乳酸菌发酵后，制成稀乳酸溶液，浓缩乳酸溶液制得食品添加剂乳酸。

② 流程 生产流程见图 7.19。淀粉在糖化罐内以硫酸糖化，糖化后的淀粉送入中和罐，再加入碳酸钙中和，中和液经压滤，滤液与培养的乳酸菌一起送至发酵罐中使之发酵。发酵温度控制在 $48\sim 50^{\circ}\text{C}$ 。发酵液经过滤机过滤，滤液在多效蒸发罐和结晶机中浓缩，即得粗制乳酸钙晶体。将粗制乳酸钙晶体溶于水，加活性炭过滤，滤液送入硫酸分解槽，加入硫酸而滤去生成的硫酸钙，滤液在真空下蒸馏，即得乳酸成品。

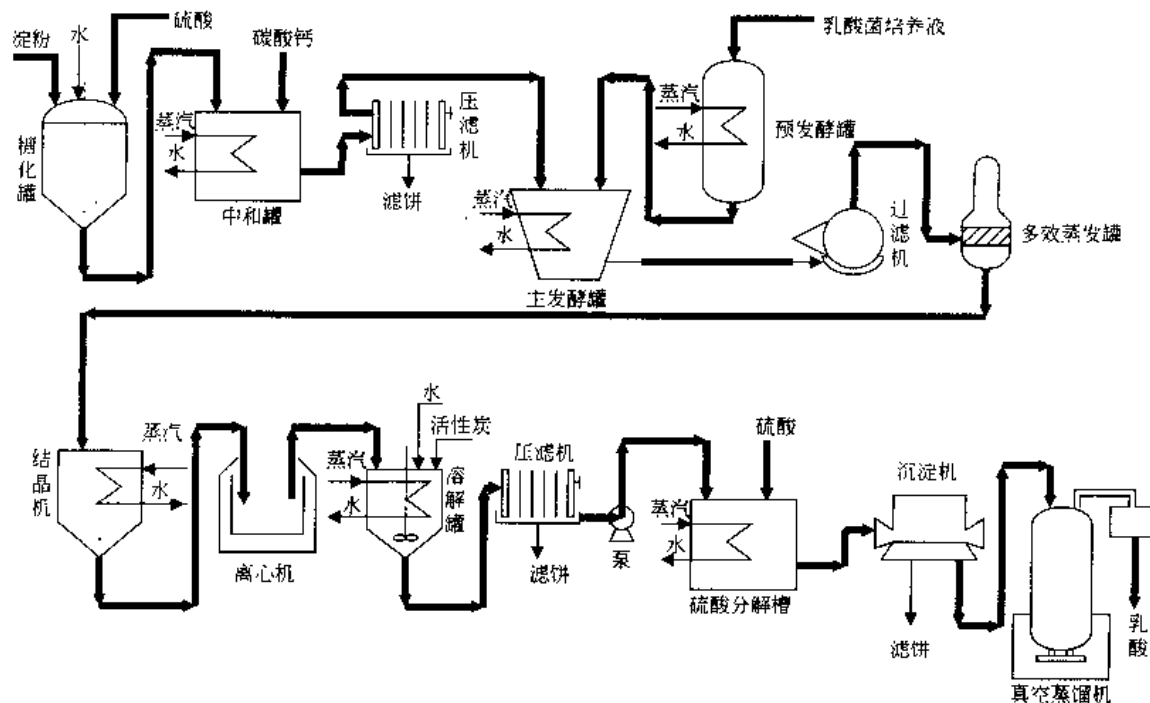


图 7.19 发酵法制乳酸生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

淀粉	大米淀粉	生石灰
碳酸钙		乳酸菌
硫酸	98%	

② 消耗定额 (按生产 1t 乳酸计)

大米	2150kg	硫酸	560kg
----	--------	----	-------

(5) 产品规格

指标名称	药用级	食品级	指标名称	药用级	食品级
乳酸含量, %	8.5~90	80	重金属含量, %	0.001	0.001
氯化物含量, %	0.002	0.01	砷盐含量, %	0.0001	0.0001
硫酸盐含量, %	0.01	0.02	灼烧残渣, %	0.1	0.1
铁盐含量, %	0.001	0.002			

7.20 氯氨法制水合肼

(1) 产品用途

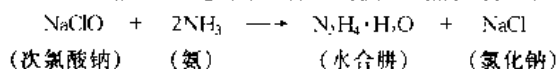
水合肼用作生产医药、农药、起泡剂、塑料的原料。也可用作大型锅炉用水的去氧剂。

(2) 性质

水合肼为无色液体，微臭，极毒。与水合乙醇混溶，不溶于乙醚和氯仿。有强烈还原性和腐蚀性。密度 1.032g/cm^3 ，沸点 120.1°C ，凝固点 -51.7°C 。

(3) 生产流程

① 制法 氨和次氯酸钠在高锰酸钾催化下进行氯氨化反应，经蒸发脱盐，再经蒸馏得纯水合肼。



② 流程 生产流程见图 7.20。把含水氨和次氯酸钠加压后，按化学计量比，混合送入反应器，氨过量以提高产品收率。反应完成后，多余氨经气提，在氨吸收塔中进行回收再用。反应生成的水合肼溶液其浓度大约为 1%。该溶液通过三塔逐次蒸馏浓缩，得到水合肼浓液。最终浓缩段获得的副产品氯化钠以晶体形式分离，氯化钠经离心机分出后可作为电解的原料。除掉氯化钠的粗水合肼中仍含有一些不纯物，再通过二塔连续蒸馏得最终产品，其浓度可达 100%。

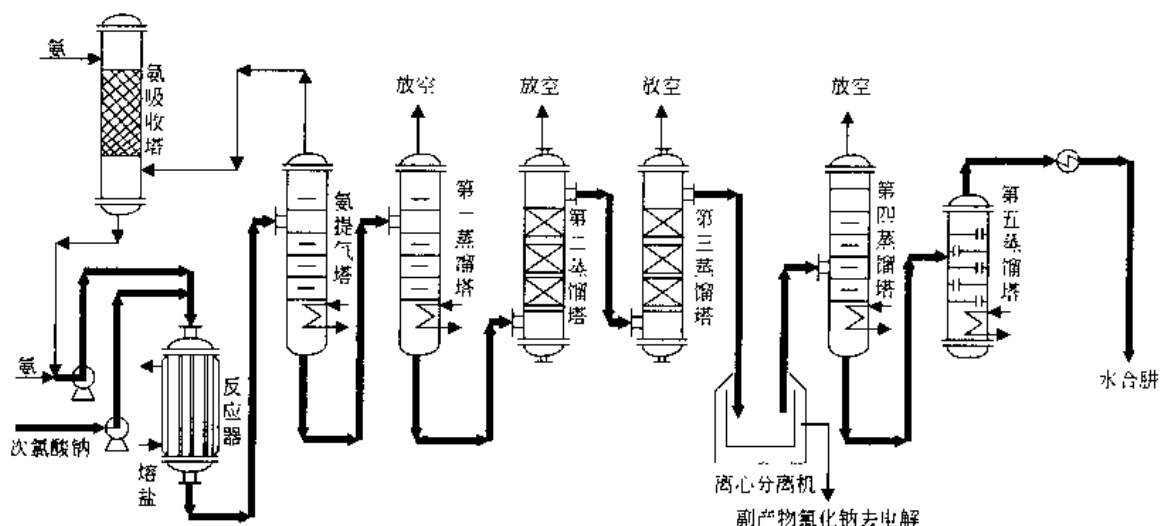


图 7.20 氯氨法制水合肼生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

次氯酸钠 温度最高 25°C ，压力 $0.2\sim 0.4\text{MPa}$ ，铜含量最高 $5\mu\text{g/g}$ ，有效氯 14%（质量），碳酸钠含量最高 0.3%（质量），重金属最高含量 $10\mu\text{g/g}$ ，苛性钠含量最高 0.1%~0.3%（质量）

盐酸 压力 $0.1\sim 0.2\text{MPa}$ ，常温，工业级，浓度 35%（质量）

氨 压力最低 0.3MPa ，工业级液氨或工业级含水氨，浓度 20%~28%（质量）

② 消耗定额（按生产 1t 水合肼计）

次氯酸钠(以有效氯 14% (质量))	16000kg	电	2500kW·h
氨(以 100% 计)	850kg	蒸汽	70000kg
盐酸(以 35% (质量) 计)	150kg	冷却水	$3.5 \times 10^6\text{kg}$

(5) 产品规格

水合肼最高浓度	100% (质量)	铁最高含量	0.0005%
不挥发物最高含量	0.01%	重金属最高含量	0.0005%
氯化物最高含量	0.001%	外观	无色透明
硫酸盐最高含量	0.0005%		

7.21 甲醇和浓硫酸制硫酸二甲酯

(1) 产品用途

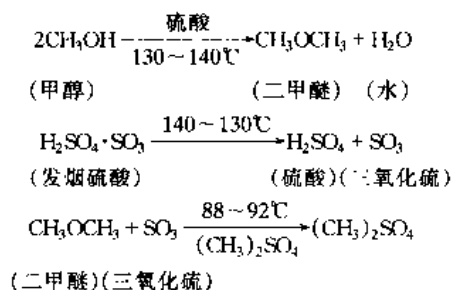
硫酸二甲酯是合成药物和农药的重要原料之一。广泛用于化学合成的甲基化反应，如维生素 B₁、安乃近等药物和乙酰、甲胺农药等。

(2) 性质

硫酸二甲酯为无色液体。极毒！其蒸气对眼和呼吸道有强烈刺激作用，对皮肤也有强腐蚀作用，使皮肤起泡，可用氢氧化铵作解毒剂。不溶于水，溶于乙醇和乙醚。在冷水中缓慢分解，随温度上升而加速。密度 1.3516g/cm³，熔点 26.8℃，沸点 188.3℃（分解）。

(3) 生产流程

① 制法 甲醇与浓硫酸在真空下缩合，蒸馏而制得硫酸二甲酯。



② 流程 生产流程见图 7.21。将适量发烟硫酸压入蒸发罐中，加热，温度逐渐上升，当升至 140℃ 时，三氧化硫开始放出，待发生完后，将蒸发罐中的剩余硫酸取出，发出的三氧化硫经旋风分离器通入酯化罐。

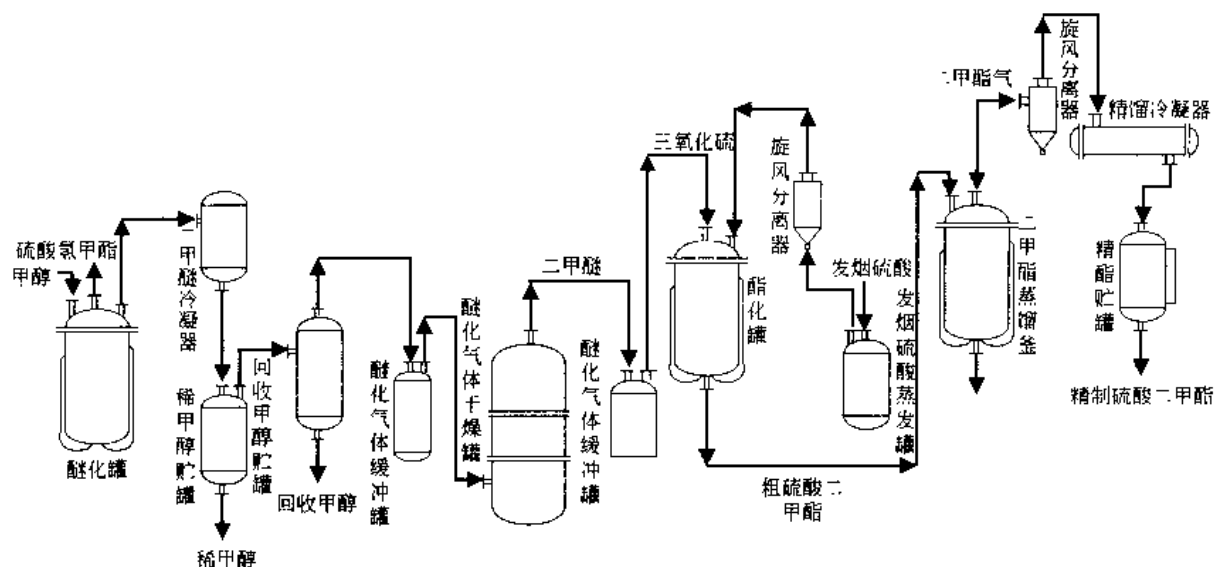


图 7.21 甲醇和浓硫酸制硫酸二甲酯生产流程图

适量的转化剂加入酯化罐中，然后以蒸汽加热升温至 130~140℃，同时以一定流速加入甲醇，即产生二甲醚气体，经甲醇回收和干燥除去水分，然后流入酯化罐。

在酯化罐中，三氧化硫和二甲醚反应生成硫酸二甲酯粗品。反应温度控制在 88~92℃。将粗硫酸二甲酯送入蒸馏釜中，控制温度在 110~140℃，真空度 94.658kPa 以上。釜顶蒸出二甲酯，经冷凝收集在精酯贮罐中。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

甲醇	浓度 98% 以上	硫酸	98%
发烟硫酸	含三氧化硫 20% 以上	固碱	95%

② 消耗定额 (按生产 1t 硫酸二甲酯计)

甲醇	540kg	电	25kW·h
发烟硫酸	2800kg	蒸汽 (0.6MPa)	600kg
硫酸	4kg	冷却水 (19℃, 0.3MPa)	2×10^4 kg
固碱	5kg		

(5) 产品规格

外观: 无色或淡黄色透明液体, 无分层, 无沉淀; 含酸量 < 1%; 含量 > 99%; 沸腾度 > 88%。

7.22 高压尿素分解法制三聚氰胺

(1) 产品用途

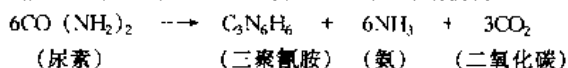
三聚氰胺是一种用途甚广的化学中间体, 主要用途是与甲醛缩合制成塑料产品。可将其模塑成型或制成薄板, 也可浸渍织物和纸, 用作收音机座、桌面和冷冻保温材料等。

(2) 性质

三聚氰胺为白色单斜晶系的晶体。难溶于水、乙二醇、甘油和吡啶, 微溶于乙醇, 不溶于乙醚、苯和四氯化碳。加热即分解升华。密度 1.573g/cm^3 , 熔点 250°C , 沸点 354°C 。

(3) 生产流程

① 制法 在高压下, 不使用催化剂, 尿素在 400°C 分解生成三聚氰胺。



② 流程 生产流程见图 7.22。将加压至 10MPa 的熔融尿素送入压缩骤冷器中, 经骤冷后进入合成反应器; 另将液氨加压至 10MPa, 在预热器中加热至 400°C 而变成蒸汽也送入反应器中。反应发生, 尿素分解成三聚氰胺水溶液。反应器用熔盐加热。得到的三聚氰胺在加压淬火器中被液氨冷却, 继之, 该溶液在氨汽提塔中分离氨, 然后送入结晶器, 把残留的氨气完全除去, 此氨在氨吸收塔中被结晶器来的母液吸收, 在氨蒸馏塔与汽提塔中分离的氨一起精制后在大气压下返回, 作为液氨循环使用。结晶器出来的三聚氰胺在离心机中同浆液分离, 干燥, 随后用粉碎机制成粉末, 获得精制三聚氰胺成品。

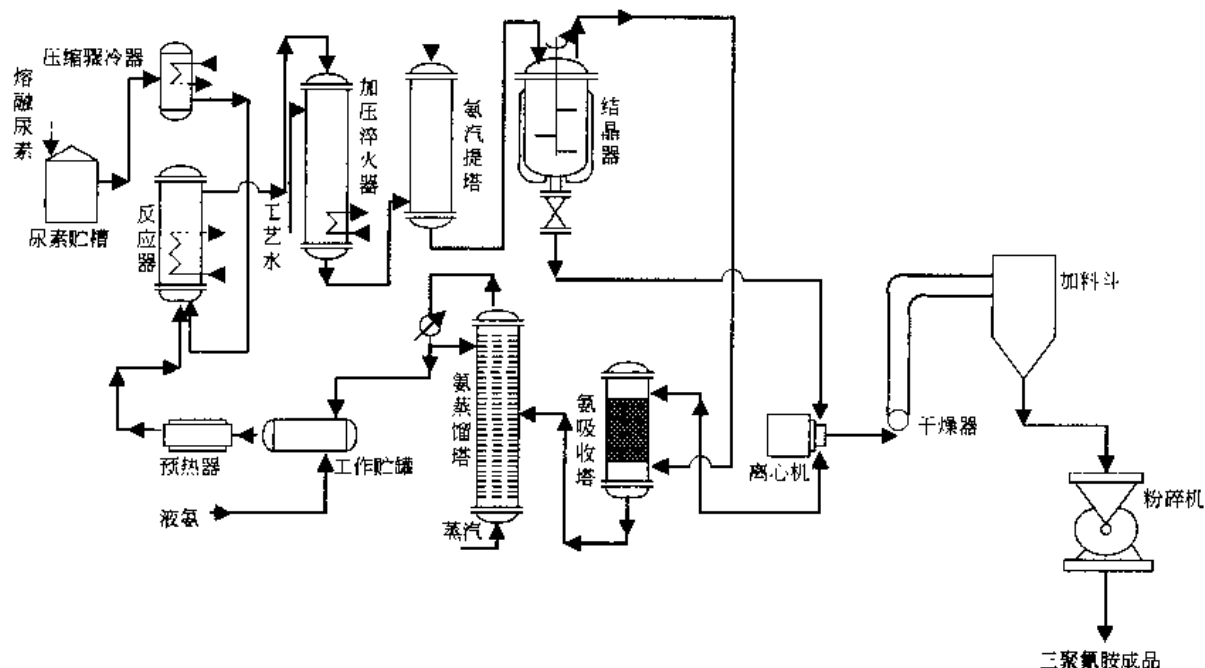


图 7.22 高压尿素分解法制三聚氰胺生产流程

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

尿素		水含量	最高 0.3% (质量)
纯度	最低 99% (质量)	油含量	最高 $10\mu\text{g/g}$

状态	熔融	水含量	最高 0.2% (质量)
氮		油含量	最高 10 μ g/g
纯度	最低 99.5% (质量)	状态	液态
② 消耗定额 (按生产 1t 三聚氰胺计)			
尿素	3100kg	蒸汽	(高压) 3200kg, (低压) 1050kg
氮	630kg	冷却水 ($\Delta t = 4^{\circ}\text{C}$)	600m ³
重燃料油	$1.26 \times 10^{10}\text{J}$	井水或冷冻水 ($\Delta t = 5^{\circ}\text{C}$)	50m ³
电	450kW·h	工艺水	10m ³
(5) 产品规格			
三聚氰胺纯度	最低 99.9% (质量)	pH	8.5~9.0
湿度	最大 0.05% (质量)	灰分	最高 0.01% (质量)

7.23 甲酸钠法制草酸

(1) 产品用途

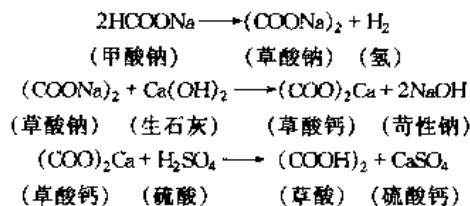
草酸常用作还原剂、鞣革剂、金属设备净化剂和织物漂白剂。也用于提炼稀有金属和除去织物上的铁锈和墨水渍。它还是制造抗生素和冰片等药物的原料，也是有机合成化学工业中的原料。

(2) 性质

草酸学名乙二酸，为无色单斜晶体，常带有二个分子结晶水存在。有毒！溶于水、醇，微溶于醚，不溶于氯仿和苯。密度 1.653g/cm³，熔点 101~102℃。无水物密度 1.90g/cm³，熔点 189.5℃，在约 157℃ 时升华。

(3) 生产流程

① 制法 甲酸钠在 380℃ 时加热得到草酸钠；草酸钠与生石灰反应生成草酸钙和苛性钠；草酸钙与硫酸作用即得草酸成品。



② 流程 生产流程见图 7.23。甲酸钠在溶解槽中溶解后送入转化器中，在 380℃ 时，甲酸钠溶液与热载体接触转化生成草酸钠。生成的草酸钠在溶解槽里用水洗涤，并经离心过滤分出碳酸钠。把草酸钠引入苛性化

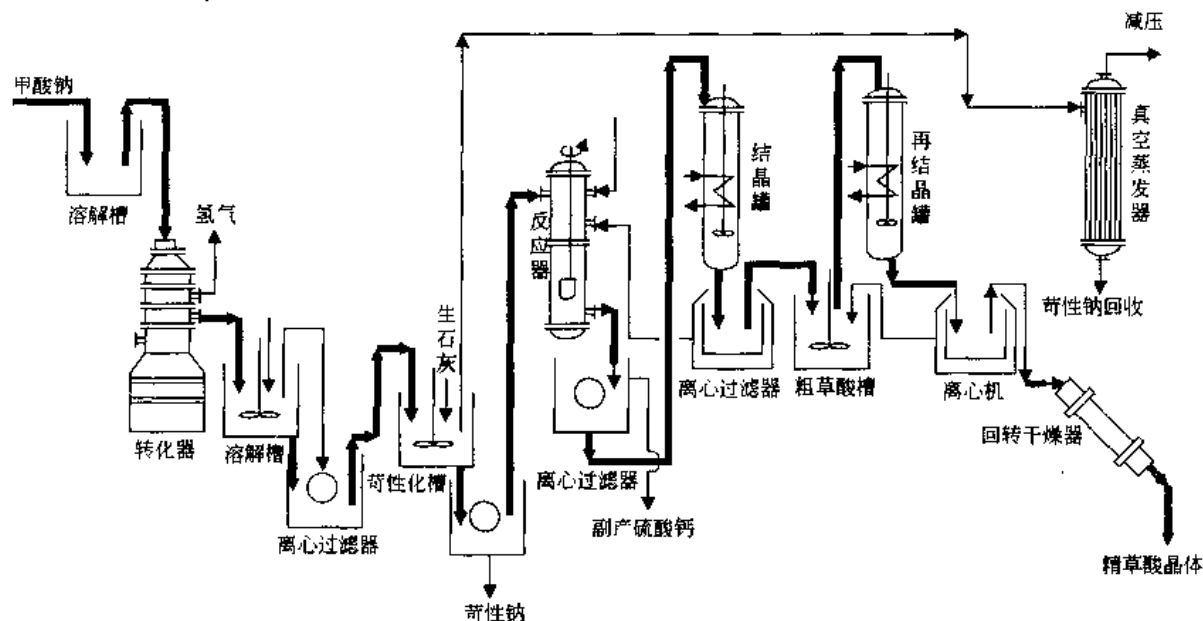


图 7.23 甲酸钠法制草酸生产流程图

槽中,同时加入消石灰溶液进行苛化反应,得到含微量草酸钠的草酸钙与氢氧化钠溶液。经离心过滤,苛性钠溶液去甲酸钠加压合成罐循环使用。草酸钙在反应器中与过量硫酸混合,在加热的条件下,反应得到硫酸钙和草酸溶液。经过滤分出硫酸钙,在结晶罐中冷却滤液,浓缩获得粗草酸结晶,草酸结晶在离心过滤器中分离后送入粗草酸贮槽中。为除去粗晶体中所夹杂的硫酸,在再结晶罐中再次把粗草酸结晶,得精草酸晶体。经回转干燥器干燥得精草酸晶体进行包装。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

甲酸钠	硫酸	98%
生石灰		

② 消耗定额(按生产 1t 草酸计)

甲酸钠	1350kg	硫酸	963kg
生石灰	670kg		

(5) 产品规格

草酸纯度	99.2%以上	砷含量	<1.5μg/g
氯化物含量	<0.005%	重金属(如铅)含量	<20μg/g
硫酸盐含量	<0.10%		

7.24 苛性钠吸收中和法制甲酸

(1) 产品用途

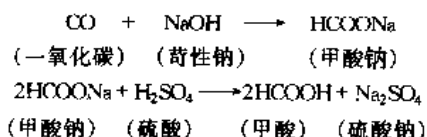
甲酸是基本有机化工原料之一,广泛用于农药、皮革、医药、橡胶等工业。它是生成高效低毒农药杀虫脒的主要原料;在皮革工业上用作鞣革剂;医药上用作冰片、氨基比林、咖啡因、维生素B₁、安乃近等药物的原料;亦可用作天然橡胶的凝聚剂和印染工业的媒染剂以及作合成樟脑等有机化合物的原料。在制造多用途的溶剂二甲基甲酰胺时,甲酸也是重要的原料之一。

(2) 性质

甲酸是无色有刺激性气味的液体。酸性很强,有腐蚀性,能刺激皮肤起泡。溶于水、乙醇、乙醚和甘油。具有还原性,易被氧化成水和二氧化碳。密度 1.22647g/cm³,沸点 100.8℃,凝固点 8.4℃。

(3) 生产流程

① 制法 一氧化碳在苛性钠中吸收,然后用硫酸中和制得甲酸。



② 流程 生产流程见图 7.24。将煤粉送入沸腾层煤气发生炉的炉底部,同时向炉内吹入氧气——空气与蒸汽的混合气,使煤粉被气流吹起,在气体中呈沸腾状燃烧,并向炉子中部送入一部分富氧空气以助燃烧。由炉子出来的半水煤气送入废热锅炉以利用其热量产生蒸汽。煤气送入除尘器以除去气体中带出的煤炭。然后再经涤气器和精制器进一步除尘降温。

获得的一氧化碳和 25%~50%烧碱在 160~200℃, 1418.550~1823.850kPa 大气压下以连续或间歇式送入加压反应器中,使一氧化碳和苛性钠反应,生成甲酸钠。在真空蒸发器中除去反应产物中的水分,并经离心分离得到干燥甲酸钠。干燥甲酸钠在中和罐中用硫酸中和,产生甲酸,副产物硫酸钠,再经蒸馏分离冷凝,得到甲酸成品。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

发生炉煤气	含 3% 一氧化碳	硫酸	98%
烧碱	50%		

② 消耗定额(按生产 1t 甲酸计)

发生炉煤气	12000m ³	燃料	8.4×10 ¹⁰ J
烧碱	19500kg	副产物硫酸钠	1685kg
硫酸	1175kg	废气中可能回收的热量	2.31×10 ¹⁰ J
电	3000kW·h		

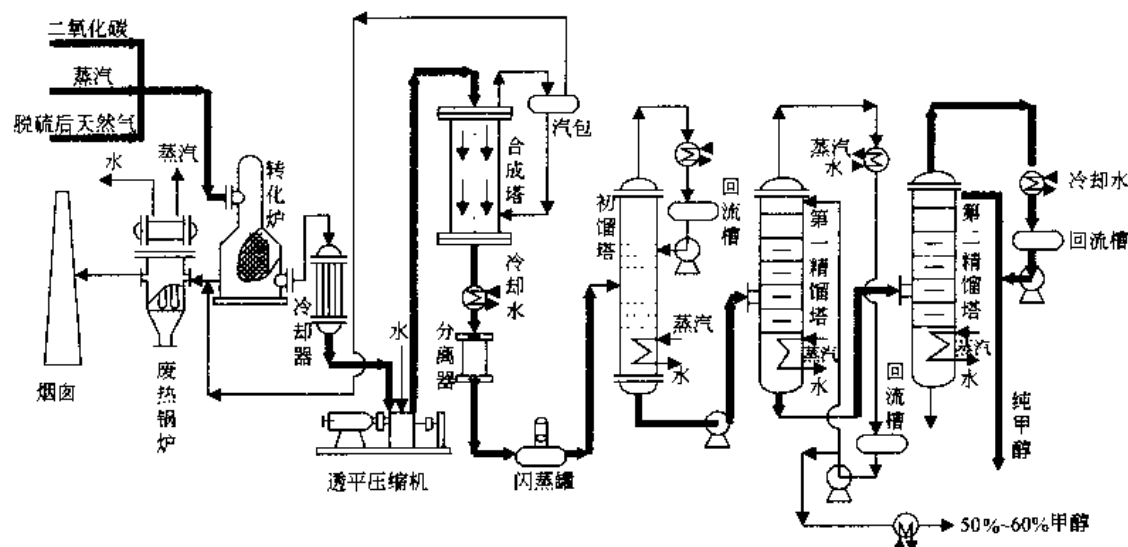


图 7.25 鲁奇低压法合成甲醇生产流程图

② 消耗定额 (按生产 1t 甲醇计)

原料名称	H ₂ /CO ₂ 以化学计量比	H ₂ /CO ₂ 以非化学计量比	原料名称	H ₂ /CO ₂ 以化学计量比	H ₂ /CO ₂ 以非化学计量比
天然气	2.352 × 10 ¹⁰ J	2.94 × 10 ¹⁰ J	电	50kW·h	
燃料	5.88 × 10 ⁹ J	2.1 × 10 ⁹ J	锅炉给水	700kg	820kg
二氧化碳	151m ³ (标准)		冷却水	45m ³	50m ³

(5) 产品规格

甲醇含量	99.9%(质量)	酸含量(以醋酸计)	最大 0.002%(质量)
密度	0.792g/cm ³	醛和酮(以丙酮计)	最大 0.001%(质量)
水含量	最大 0.02%(质量)	挥发性铁	最大 0.01kg/L
高锰酸盐试验	60min	乙醇	<10μg/g

7.26 聚酯酸乙烯乳胶漆

(1) 产品用途

聚酯酸乙烯乳胶漆主要用于内外墙的涂饰。

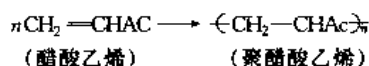
(2) 性质

乳胶漆以水为稀释剂，大量代替有机溶剂，无公害，无臭味，不着火。

(3) 生产流程

① 制法 将醋酸乙烯精制符合要求后，经乳液聚合，得聚酯酸乙烯乳液。然后加入颜料、填充料等，经高速搅拌分散而成乳胶漆。

反应式如下：



② 流程 生产流程见图 7.26。

a. 聚酯酸乙烯乳液的制造 将聚乙烯醇 25kg 加热至 80℃，搅拌溶解 4h，过滤后投入聚合釜中，加入乳化剂 OP-10 5kg，搅拌溶解均匀，加入醋酸乙烯单体 69kg，引发剂过硫酸钾 0.36kg，升温到 60~65℃、停止加热，待温度自升至 80~83℃，回流减少时，连续加入醋酸乙烯单体 391kg，其加入速度为每小时加总量的 10%，控制在 8h 左右加毕，控制反应温度在 78~82℃。同时每小时加入总量 4%~5% 的过硫酸钾。单体加完后，加入余下过硫酸钾，温度因放热自升至 90~95℃，保温 30min，然后冷至 50℃ 以下，加入 10% 碳酸氢钠水溶液 15kg，增塑剂邻苯二甲酸二丁酯 50kg，然后搅拌 1h，即得聚酯酸乙烯乳液。

b. 乳胶漆的配制 将钛白粉、滑石粉及水放入高速搅拌机内，开动搅拌，使之分散至一定细度，然后加入聚酯酸乙烯乳液，进行高速搅拌，然后加入羧甲基纤维素、聚甲基丙烯酸钠、六偏磷酸钠、亚硝酸钠和醋酸

苯汞, 过滤, 即得白乳胶漆。

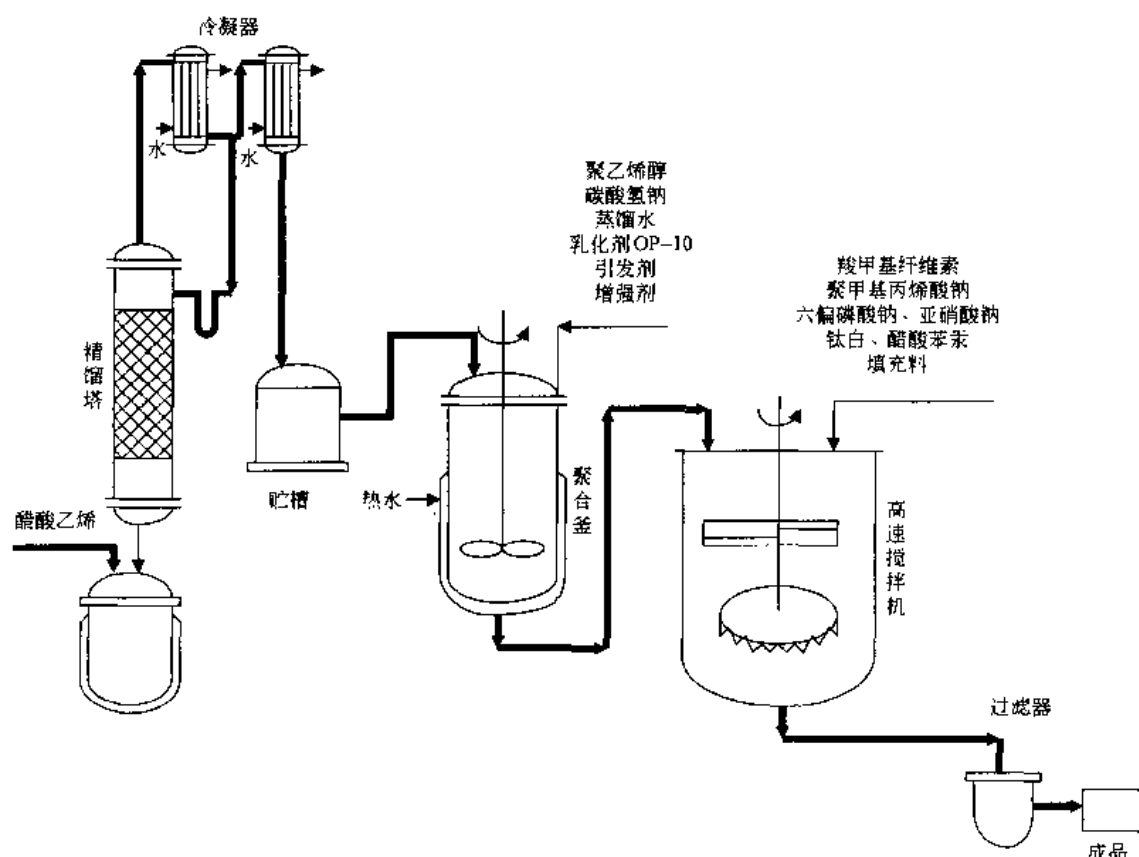


图 7.26 聚醋酸乙烯乳胶漆生产流程图

(4) 原料消耗

主要原料及消耗定额(按生产 1t 白乳胶漆计)

聚醋酸乙烯乳液(含固体 50%)	420kg	亚硝酸钠	3kg
钛白粉	260kg	醋酸苯汞	1kg
滑石粉	80kg	六偏磷酸钠	1.5kg
羧甲基纤维素	1kg	水	232.7kg
聚甲基丙烯酸钠	0.8kg		

(5) 产品规格

干性(25℃)		粘度(涂-4 粘度计,加水 20%测定)	15~45s
固体含量	不小于 45%	遮盖力	不大于 170g/m ²

7.27 聚氨酯清漆

(1) 产品用途

聚氨酯清漆可用作油罐车、贮油槽和输油管的防腐及防结蜡涂料, 亦可用于电子元件等表面的罩光。

(2) 性质

该产品系单组分室温固化或低温固化聚氨酯漆, 具有良好的耐油性和物理机械性能。其具体指标如下:

粘度(涂-4 粘度计, 25℃)	20~50s	附着力	1~2 级
固体含量	(50±2)%	活性-NCO 基含量	5.5%~7.5%
冲击强度	5.0MPa		

(3) 生产流程

① 制法 聚氨酯清漆系由聚酯树脂、甲苯二异氰酸酯以及环氧树脂反应而成。

② 流程 生产流程见图 7.27。

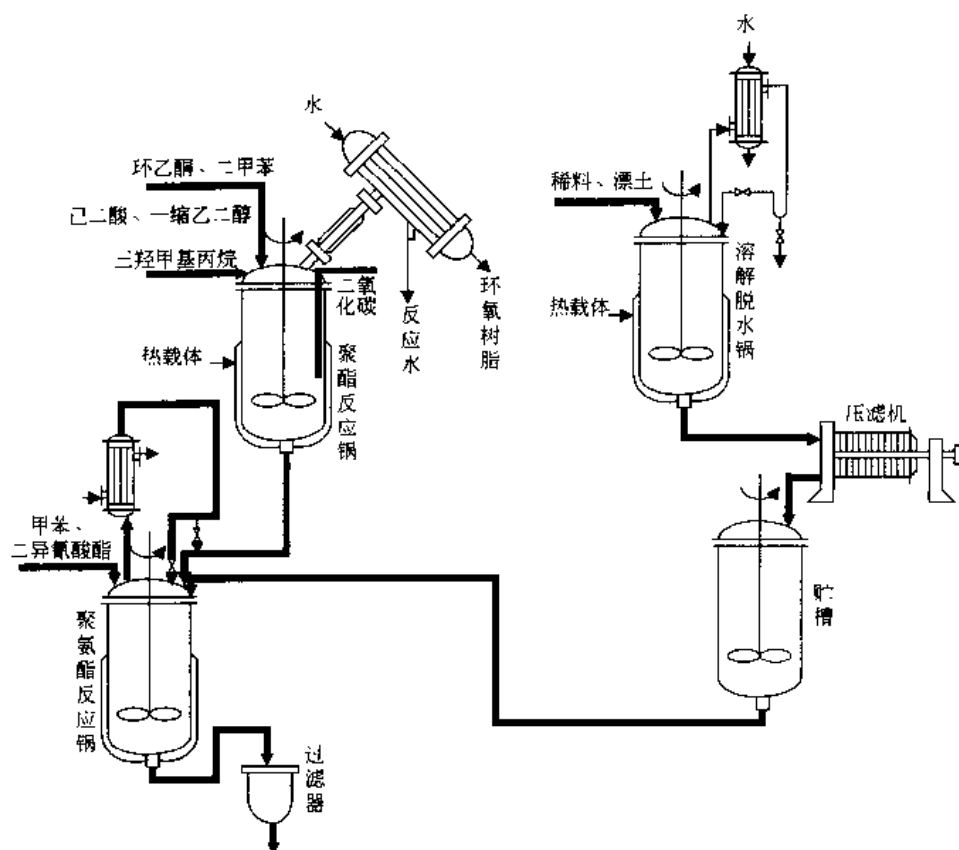


图 7.27 聚氨酯清漆生产流程图

a. 聚酯树脂的制备 将己二酸、三羟甲基丙烷和缩乙二醇按一定配比投入反应锅中，升温到 150°C ，保温 1.5h，在 1.5h 之内升温至 180°C ，然后平均以每小时升高 10°C 的速度，升至 210°C ，使之反应。当反应产物酸值在 5 以下时，降温到 150°C 以下，加入一定量的环己酮和二甲苯（二者配比为 1:1）搅拌半小时，过滤，待用。

b. 25% 环氧树脂溶液的制备 将 604 环氧树脂，稀料（系由二甲苯、环己酮和甲苯以 30:50:20 配比所组成）和漂土以一定配比投入溶解锅中，加热回流脱水，待水全部脱除以后，冷却，过滤，以除去漂土，用上述稀料调整树脂溶液，固体含量为 50%，待用。

c. 聚氨酯清漆的制备 按配方将 25% 环氧树脂液和 50% 聚酯树脂液投入反应锅中，逐步加热至回流脱水，待水全部脱除后，冷却到 40°C 以下，加入甲苯和二异氰酸酯，搅拌半小时，逐步升温到 $(95 \pm 5)^{\circ}\text{C}$ ，保温 3 h 后，冷却，过滤，即得成品。

d. 主要原料及消耗定额（按生产 1t 聚氨酯清漆计）

50% 聚酯树脂液	3.59kg	甲苯二异氰酸酯	282kg
25% 604 环氧树脂液	3.59kg		

7.28 匀染剂 OP（乳化剂 OP）

（1）产品用途

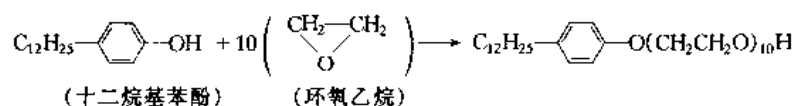
匀染剂 OP（乳化剂 OP）除具有较好的去污、润湿和乳化作用外，并具有较好的匀染、抗静电性和净洗性能。作为合成纤维油剂的单体，既具有乳化性能，又具有抗静电性能。在织物漂染中用作扩散剂、匀染剂，与平平加的效果相同。在石油工业中用作乳化剂，也可用作建筑和水利工程中混凝土分散剂。

（2）性质

该产品为非离子型表面活性剂，可与阴离子表面活性剂、阳离子表面活性剂共用。具有较好匀染性和扩散性，并可用作油/水型乳化剂和渗透剂，具有优良净洗能力和胶体保护性，可溶于各种硬度的水中，在冷水中的溶解度比热水中大，HLB 值为 14.5。

（3）生产流程

① 制法 由 1mol 十二烷基苯酚与 10mol 环氧乙烷缩合而成。



② 流程 生产流程见图 7.28。在不锈钢反应釜内，加入十二烷基苯酚和氢氧化钠，配成水溶液，在真空中逐步升温至 110~120℃，脱水至视镜内无水珠为止（注意：应保证反应釜内无空气，否则压入环氧乙烷时，会引起剧烈爆炸）。升温至 140℃，开始压入环氧乙烷，保持压力 0.1~0.2MPa，温度为 160~180℃。当环氧乙烷加至所需量时，抽样测定雾点，雾点为 75~78℃ 时为反应终点，终点到后加入冰醋酸，调节 pH=5~7，放料，得匀染剂 OP。

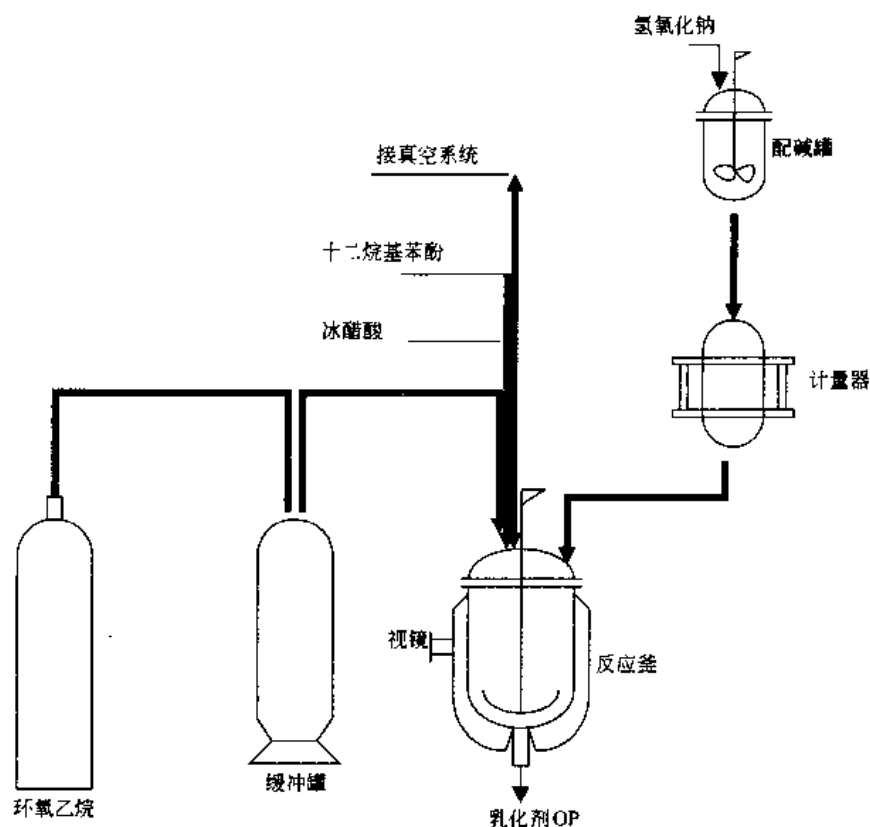


图 7.28 乳化剂 OP 生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

环氧乙烷	外观	无色透明液体
	含量	≥98%
	水分	≤0.1%
十二烷基苯酚	沸程 (8kPa) 150~280℃ 的馏分	≥95%
	羟值 (KOHmg/g)	190~240

② 消耗定额 (按生产 1t 匀染剂 OP 计)

十二烷基苯酚(工业品)	286kg	氢氧化钠(折 100%)	4kg
环氧乙烷	714kg	冰醋酸(工业品)	3kg

(5) 产品规格

外观	黄色至橙黄色半流动状液体	浊点	65~70℃
pH 值	5~7		

7.29 渗透剂 T

(1) 产品用途

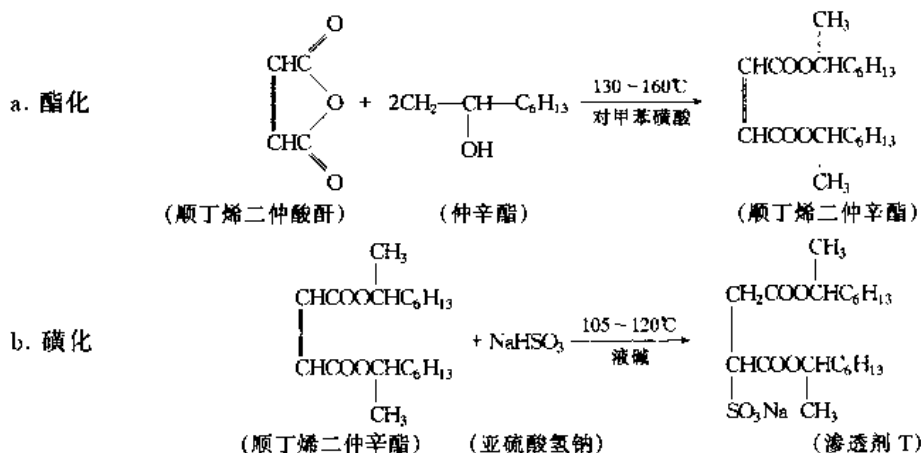
渗透剂 T 是一种高效渗透剂, 用于处理棉、麻、粘胶以及混纺制品。处理后的织物可不经煮炼直接进行漂白或染色, 改善因死棉造成的染疵。印染后的织物手感也更柔软、丰满。溶解方法是: 先加入 50~100 倍的水, 放置过夜, 再搅拌即能溶解, 也可以用 90℃ 左右的热热水搅拌至溶解。还可以用于农药乳化剂、洗涤剂 and 表面活性剂中。

(2) 性质

该产品外观为淡黄色至棕色粘稠液体。易溶于水, 水溶液呈乳白色。属阴离子表面活性剂, 1% 水溶液 pH 为 6.5~7.0; 不耐强酸、强碱, 不耐重金属盐和还原剂, 渗透快速、均匀; 润湿性、乳化性、起泡性也均佳。温度在 40℃ 以下, pH 值在 5~10 之间效果最好。该产品渗透力强, 能显著降低表面张力。

(3) 生产流程

① 制法 由顺丁烯二酸酐与仲辛醇进行酯化反应, 在液碱中用亚硫酸氢钠磺化而得。化学反应式如下:



② 流程 生产流程见附图 7.29。

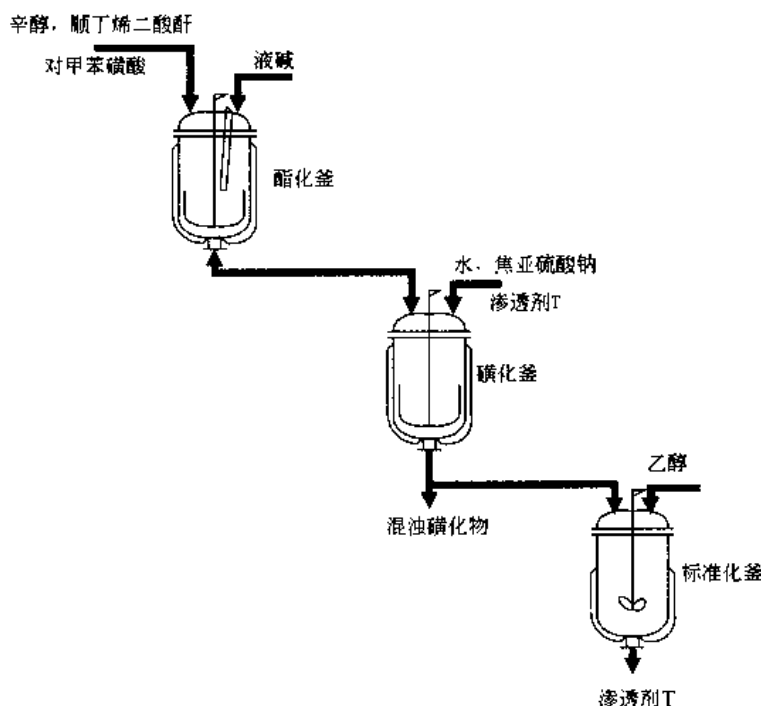


图 7.29 渗透剂 T 生产流程图

a. 酯化 在搪瓷釜中加入仲辛醇、顺丁烯二酸酐及对甲苯磺酸, 加热升温到 60℃ 使物料熔融, 搅拌, 在

1~2h内升温至140℃左右,保温至水全部脱尽为止,抽样化验,酯化率大于93%为合格。合格后,冷却至80℃以下,在搅拌下逐渐加入29.5%的液碱,中和至pH=7~8。

b. 磺化 在搪瓷磺化釜中加入水,焦亚硫酸钠、已中和好的酯化物和渗透剂T成品,搅拌并升温至110℃左右,在110~120℃,内压为0.2MPa下保温,取样测反应终点^①。达到终点后,冷却至50℃左右,静置过夜,然后分出下层水弃去,放出少量混浊磺化物作下批磺化成品用,根据化验结果,拼加乙醇标准化,即得产品^②。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

顺丁烯二酸酐		仲辛醇	
外观	白色片状或块状结晶	外观	淡黄色透明液体
含量	≥98.5%	含量	≥82%
熔点范围	51~53℃	酸值	1mgKOH/g
水不溶物	≤0.01%	水分及杂物	≤5%
灼烧残渣	≤0.01%		

② 消耗定额(按生产1t渗透剂T计)

顺丁烯二酸酐(工业品)	108kg	对甲苯磺酸(工业品)	1kg
仲辛醇(工业品)	295kg	氢氧化钠(析100%)	11kg
焦亚硫酸钠(工业品)	156kg	乙醇(工业品)	240kg

(5) 产品规格

外观	淡黄色或棕色粘稠液	扩散性能	5s
渗透力(35℃)	≤120s	沉降性能	5s
毛细效应	9~10cm/min	pH值(1%水溶液)	6.5~7

7.30 酞菁蓝 B

(1) 产品用途

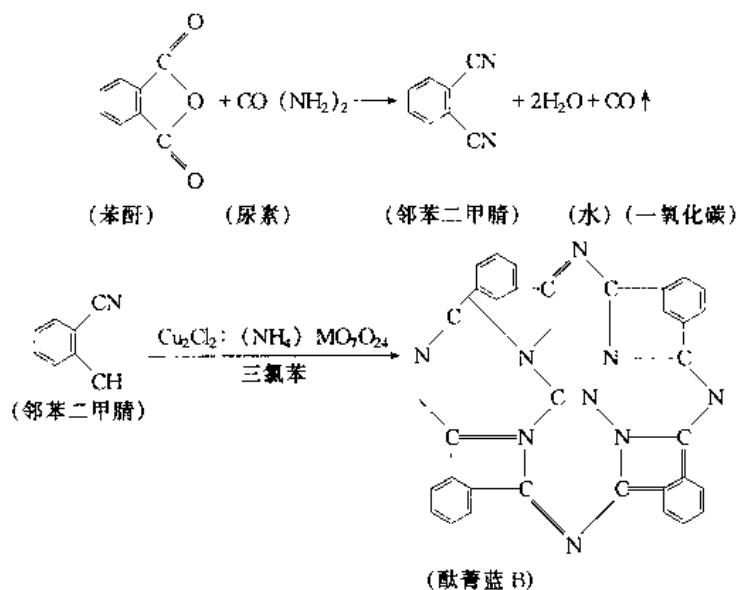
酞菁蓝 B 主要用于油墨、印刷油墨、涂料、绘画水彩、油彩颜料和涂料印花以及橡胶制品和塑料制品的着色。

(2) 性质

该产品为红光蓝色粉末,色泽鲜艳,着色力强,不溶于水、乙醇和烃类,遇浓硫酸为橄榄色,溶液稀释后呈蓝色沉淀。具有优异的牢度性能,颗粒细,极易分散和加工不研磨。

(3) 生产流程

① 制法 由苯酐、尿素和氯化亚铜在触媒(钼酸铵)存在下,十三氯苯中缩合而成。



① 终点确定方法: ①样品在水中无黄色油状物浮于水面; ②样品静置分层, 下层分出的水量少于样品的1/10时, 即为终点。

② 流程 生产流程见图 7.30。

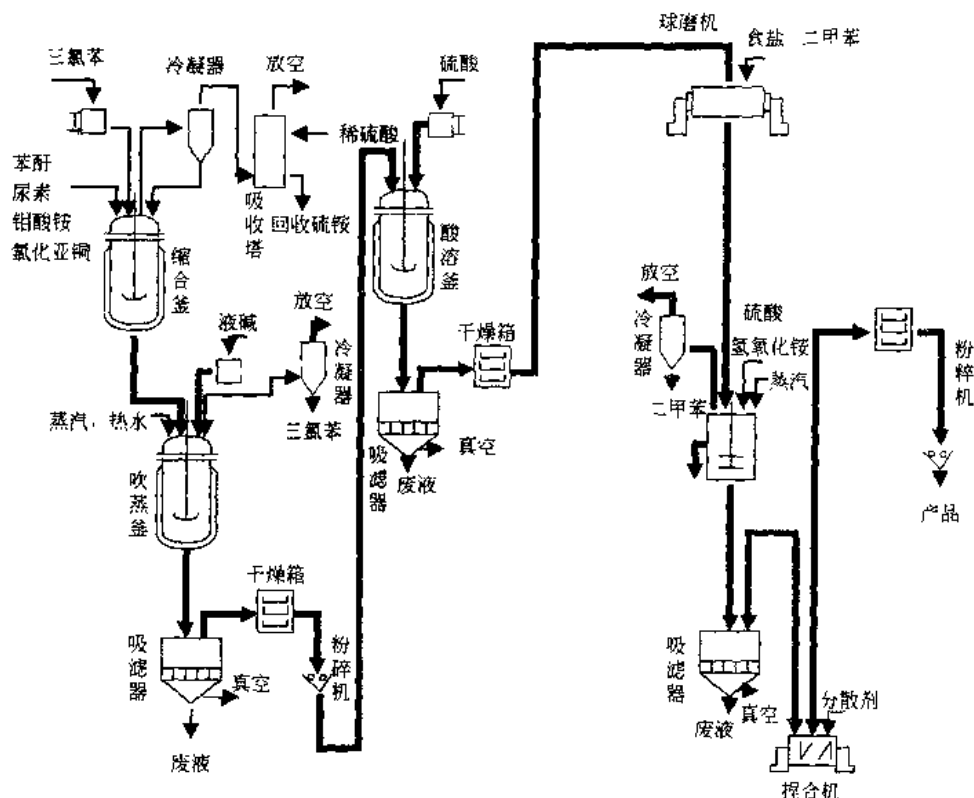


图 7.30 酞菁蓝 B 生产流程图

a. 缩合 先将三氯苯放入缩合釜中，在搅拌下依次投入苯酐、尿素，然后升温到 170°C 再依次投入氯化亚铜和铜酸铵，再逐渐升温至 $(200 \pm 5)^{\circ}\text{C}$ ，继续搅拌至反应完全。

在反应过程中产生的气体经冷凝器进入吸收塔被稀硫酸洗涤，洗液送回收工段回收硫酸铵。

b. 吹蒸 缩合反应完毕将物料放入吹蒸釜内加液碱并通入直接蒸汽，蒸出三氯苯（回收套用）。当蒸至釜内物料呈粘稠状时，放入热水漂洗，抽去上层废液，再加入液碱继续蒸馏至物料呈颗粒状时，放入热水连续漂洗数次至物料 pH 为 7~8，即为终点。抽去上层废液继续蒸馏至三氯苯不再吹蒸出为止。放物料于吸滤器中过滤、粉碎即得粗品酞菁蓝。

c. 酸溶 在酸溶釜中放入硫酸，搅拌下加入粉状粗品酞菁蓝，保持温度在 35°C 左右，搅拌至完全溶解为止。

d. 后处理 将酸溶釜中物料放到吸滤器中过滤，用清水洗至滤液不呈酸性为止。将滤饼在干燥箱内烘干。在球磨机中加食盐、二甲苯等一道研磨。然后放到洗涤桶内加入硫酸，用直接蒸汽进行水蒸气蒸馏，除去二甲苯后静置沉降。从桶的中部放出废酸，用水反复洗涤直至洗涤液为无色透明为止，最后用氢氧化铵溶液洗涤一次。用清水搅拌成悬浮液，放到吸滤器中过滤。滤饼在捏合机中加分散剂混合均匀，在干燥箱中于 70°C 干燥，再经粉碎和拼混成为成品。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

苯酐	含量	$\geq 99.7\%$	氯化亚铜	含量	$\geq 96\%$
	初熔点	130.5°C	氯化铜		$\leq 1.5\%$
尿素	氮含量	$\geq 46\%$	三氯苯	中性 沸点	$\geq 213^{\circ}\text{C}$
	熔点	132.7°C			

② 消耗定额（按生产 1t 酞菁蓝 B 计）

苯酐(100%)	1082kg	三氯苯(100%)	274kg
尿素(100%)	1886kg	硫酸(100%)	7138kg
氯化亚铜(100%)	222kg	烧碱(100%)	621kg

拉开粉(工业)	32kg	二甲苯(工业)	182kg
苯二甲酸二丁酯(工业)	13kg		
(5) 产品规格			
外观	蓝色均匀粉末	耐晒性	7~8
色光	与标准品近似	耐热性	200℃
强度	相当标准品 100±5	耐酸性,级	5
水分, %	≤1.5	耐碱性,级	5
吸油量, %	≥45+5	水渗性,级	5
细度(通过 80 目筛后残余物含量), %	≤5	乙醇渗性,级	5
水溶物, %	≤1.5	油渗性,级	5

7.31 溶剂法生产氯化石蜡 70

(1) 产品用途

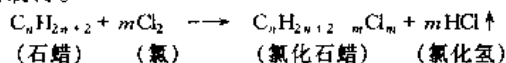
氯化石蜡 70 主要用作添加型阻燃剂,与三氧化二锑协效使用效率高,可用于聚烯烃、聚酯、聚氨酯、天然橡胶和合成橡胶中,制作阻燃制品。可与其他油漆共混,制成防火油漆。还可作织物、包装材料和 PVC 制品的表面处理剂。

(2) 性质

该产品常温下为树脂状固体,无味。不溶于水和低级醇类,可溶于矿物油、芳烃、氯代烃、乙醚、酮、酯类等有机溶剂。

(3) 生产流程

① 制法 将石蜡深度氯化而制得。



② 流程 生产流程见图 7.31。

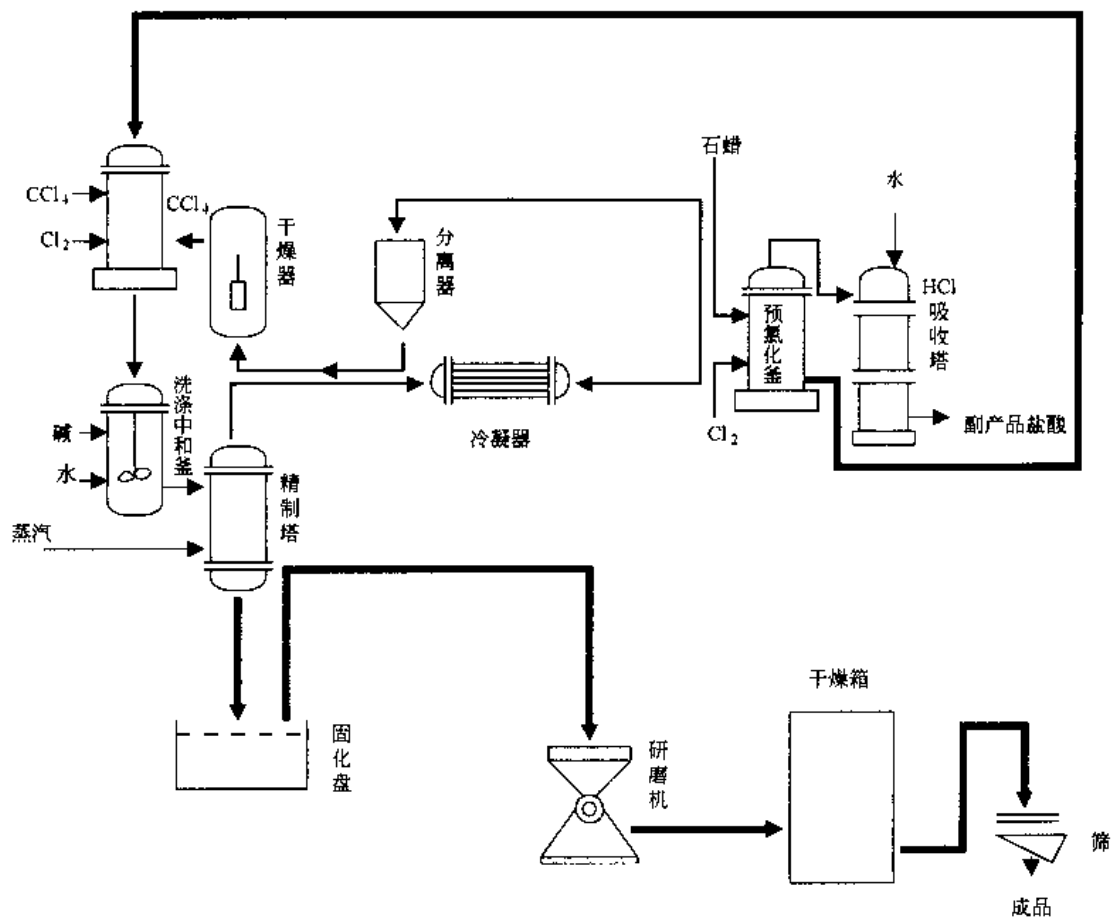


图 7.31 氯化石蜡 70 溶剂法生产流程图

将熔融石蜡预氯化至含氯量 40% 左右, 再加入四氯化碳或其他氯烃溶剂, 进行氯化, 使产品达到 70% 氯含量。将氯化液水洗至 pH=6~7, 再用碱中和到 pH=7~7.5 后, 即可直接通入蒸汽精制。汽提出来的四氯化碳经冷凝分离、干燥后供循环使用。脱去溶剂的物料自下部放出, 经冷却、研磨、干燥、过筛, 得成品。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

石蜡	异构烷烃含量	<1%	液氯	不饱和度	<0.5%
	芳烃含量	<100×10 ⁻⁶		含氯量	99% 以上

② 消耗定额 (按生产 1t 氯化石蜡 70 计)

石蜡	350kg	四氯化碳	22kg
液氯	1440kg		

(5) 产品规格

含氯量	70±2%	相对密度 (25℃)	≥1.60
-----	-------	------------	-------

7.32 发泡剂 AC (偶氮二甲酰胺)

(1) 产品用途

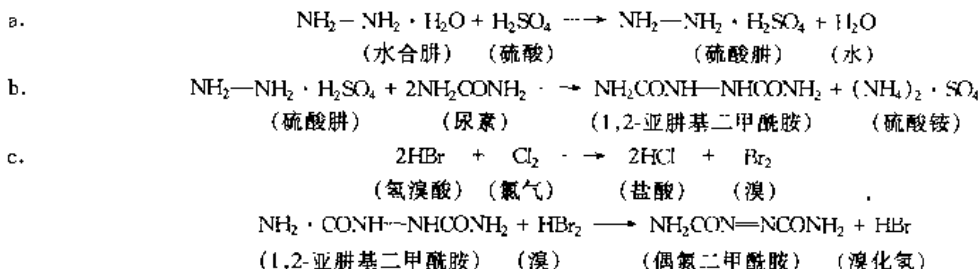
发泡剂 AC 为使用最广泛的发泡剂之一, 可用做聚氯乙烯、聚乙烯、聚丙烯、聚酰胺 11、氯丁橡胶、天然橡胶、丁腈橡胶、丁基橡胶、丁苯橡胶和硅橡胶的发泡剂。常压发泡和加压发泡均可使用。由于分解温度较高, 故必须在较高的操作温度下使用, 可以通过加入尿素、联二脲、缩二脲、乙醇胺、硬脂酸铅盐镉盐等活化剂使分解温度降低。该产品分解的气体无毒、不腐蚀模具。用该产品生产的发泡剂制品无味、不变色、不污染。

(2) 性质

该产品为黄色粉末、无毒、无臭、不易燃。不溶于醇、汽油、苯、吡啶和水。分解温度 180~200℃, 发气量 230~250ml/g。密度 1.66g/cm³。该产品在 120℃ 以上易分解放出大量氮气。当着火时能自行熄灭。该产品分解时产生的气体中有 10%~30% 的一氧化碳, 在大量贮运时必须注意通风。

(3) 生产流程

① 制法



② 流程 生产流程见图 7.32。

水合肼可由尿素制取, 在缩合釜内先与硫酸形成硫酸肼, 再与尿素缩合, 然后在氧化罐中于溴化钠 (在酸性介质中通氯后生成溴) 存在下通入氯气氧化, 即得偶氮二甲酰胺粗制品, 经水洗、甩干、干燥即得成品。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

尿素	工业品	硫酸	98%
氯气	>99%	烧碱	30%

② 消耗定额 (按生产 1t 发泡剂 AC 计)

尿素	2530kg	硫酸	2450kg
氯气	1910kg	烧碱	3360kg

(5) 产品规格

外观	黄色粉末	灰分	≤0.1%
发气量	230~250ml/g	水分	<0.1%
分解点	190~200℃	细度 (200 目通过)	≥99.5%

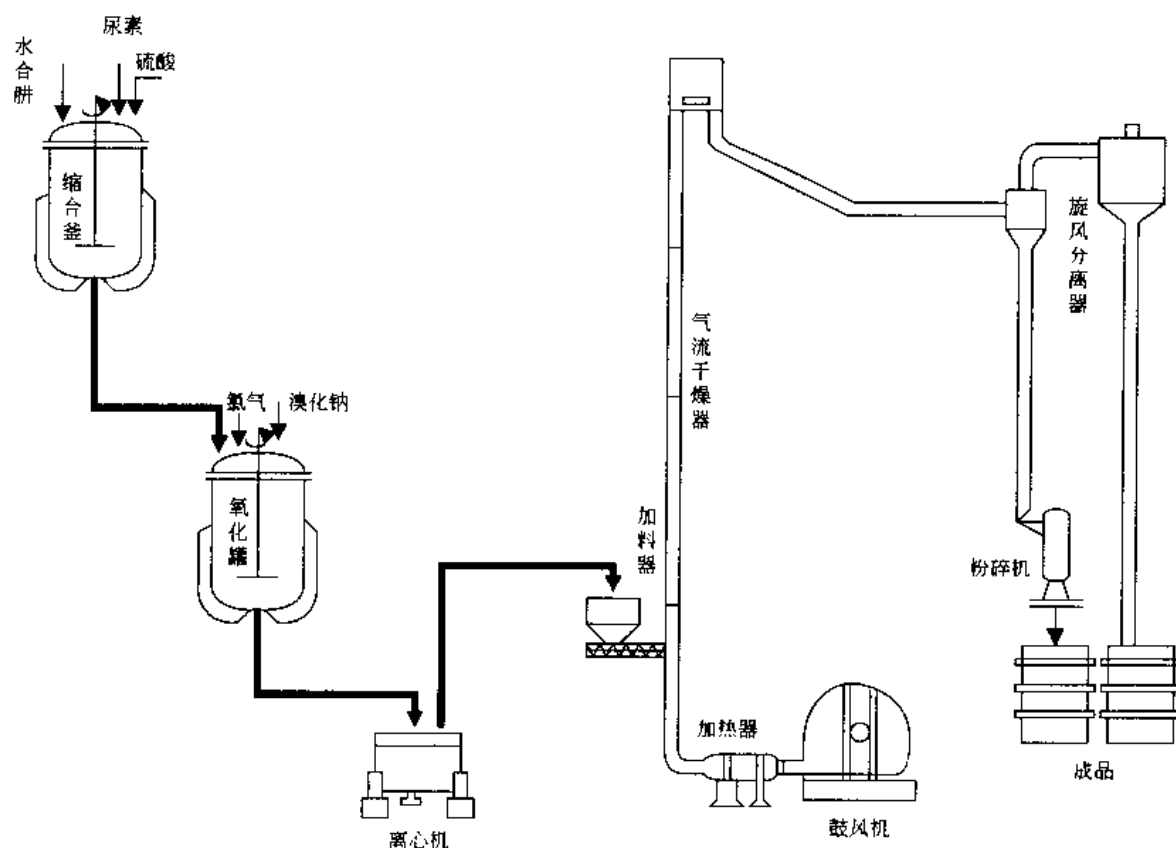


图 7.32 发泡剂 AC 生产流程图

7.33 防老剂4010 (N-环己基-N'-苯基对苯二胺)

(1) 产品用途

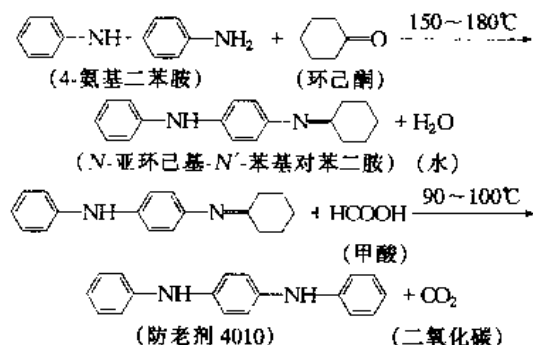
防老剂 4010 为高效防老剂，用于天然胶和合成胶中，特别有效。可用于飞机、汽车、自行车的外胎，电缆和其他橡胶制品，也可用于燃料油中。

(2) 性质

该产品的纯品系白色粉末，暴露空气及日光下颜色逐渐加深，密度 $1.2\text{g}/\text{cm}^3$ ，熔点 115°C ，易溶于苯、丙酮，难溶于油，不溶于水。

(3) 生产流程

① 制法 用 4-氨基二苯胺与环己酮在 $150\sim 180^\circ\text{C}$ 下先缩合，然后以甲酸还原，再经溶剂汽油结晶、过滤、洗涤、干燥、粉碎而得。



② 流程 生产流程见图 7.33。将规定量的 4-氨基二苯胺和环己酮加入配制釜，搅拌升温，当温度达到 110°C 时开始脱去部分水，然后打入缩合釜中，进一步升温到 $150\sim 180^\circ\text{C}$ 继续脱水，直至缩合反应结束，冷却物料，送还原釜。当温度降至 90°C 时，滴加甲酸进行还原，还原后，物料抽进含有 120 号溶剂汽油的结晶釜中，进行冷却结晶，待结晶完毕，放料进行吸滤、洗涤，抽干后湿料再送去干燥、粉碎，即为成品。

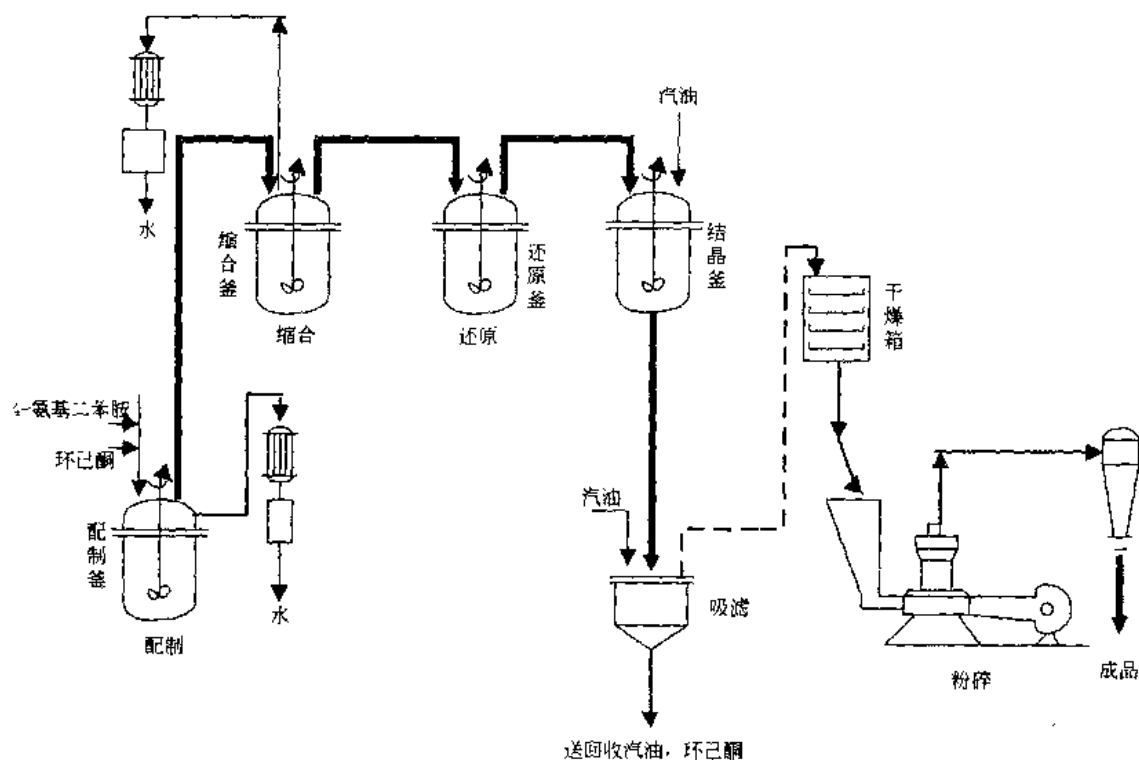


图 7.33 防老剂 4010 生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

4-氨基二苯胺	凝固点 68℃	甲酸	纯度 85%
环己酮	纯度 97.5%	溶剂汽油	120 号

② 消耗定额 (按生产 1t 防老剂 4010 计)

4-氨基二苯胺	930kg	甲酸	274kg
环己酮	620kg	溶剂汽油	450kg

(5) 产品规格

指标名称	一级品	二级品	指标名称	一级品	二级品
外观	青灰至淡灰色粉末		外观	青灰至淡灰色粉末	
干品熔点,℃≥	113	108	加热减量,%≤	0.4	0.4
灰粉含量,%≤	0.3	0.3	100 目筛余物,%≤	0.5	0.5

7.34 二月桂酸二丁基锡

(1) 产品用途

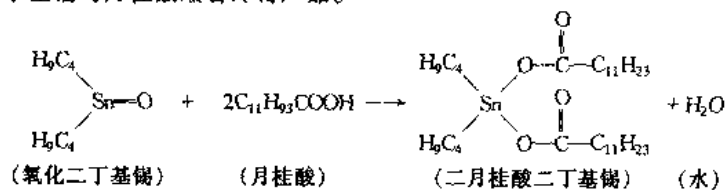
二月桂酸二丁基锡为聚氯乙烯塑料的稳定剂,透明性和耐候性好,耐硫化污染。该产品还可用作室温时硅橡胶的熟化剂、合成纤维稳定剂及聚氨酯材料合成时的催化剂。

(2) 性质

该产品为淡黄色透明油状液体。密度 1.047~1.049g/cm³,粘度(25℃) 0.05Pa·s,折光率(n_{25}) 1.468~1.470,凝固点 16~23℃,不溶于水,可溶于乙醇、乙醚、苯等有机溶剂。该产品有毒性,对皮肤有刺激作用。

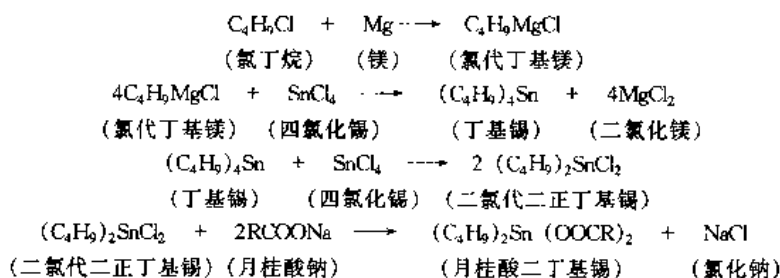
(3) 生产流程

① 制法 氧化二丁基锡与月桂酸缩合即得产品。

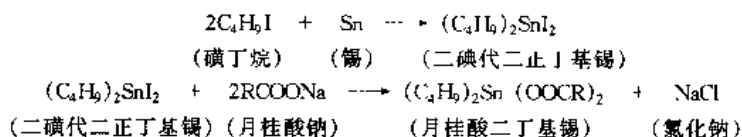


氧化二丁基锡工业上有两种生产方法。

a. 格式法



b. 直接法



② 流程 生产流程(直接法)见图 7.34。在常温下将红磷和丁醇投入碘丁烷反应釜, 然后分批加入碘。将反应温度逐渐上升, 当温度达到 127℃ 左右时停止反应, 水洗蒸馏得到精制碘丁烷。

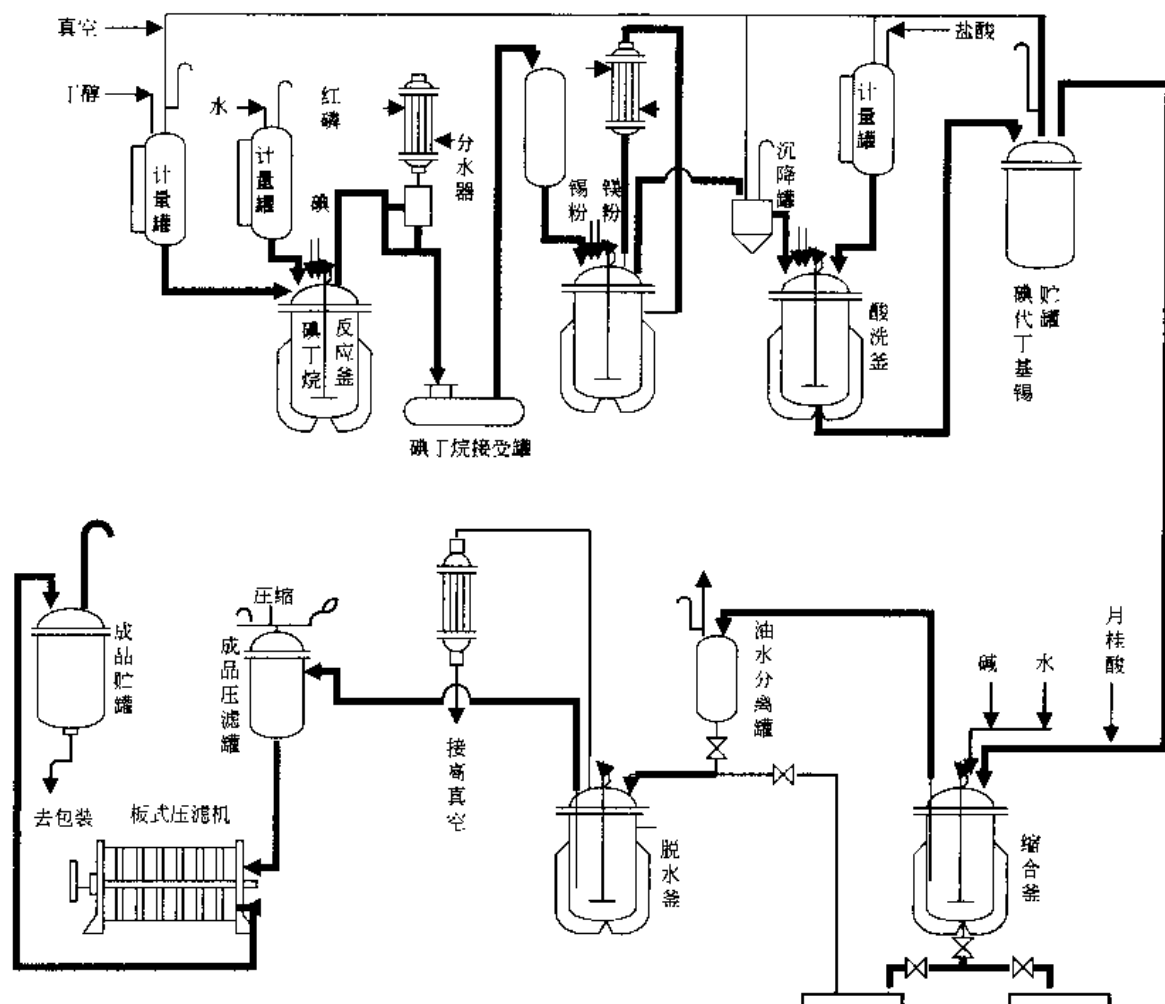


图 7.34 二月桂酸二丁基锡（直接法）生产流程图

将规定配比的碘丁烷、正丁醇、镁粉、锡粉加入锡化反应釜内, 强烈搅拌下于 120~140℃ 反应, 蒸出正丁醇和未反应的碘丁烷, 得到碘代丁基锡粗品。粗品在酸洗釜内用稀盐酸于 60~90℃ 洗涤精制二碘代二正丁基锡。

在缩合釜中加入水、液碱，升温到 30~40℃ 逐渐加入月桂酸，加完后再加入二碘二正丁基锡，于 80~90℃ 下反应 1.5h 后静置 10~15min，分出碘化钠，将反应液送往脱水釜减压脱水，冷却、压滤得成品。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

锡锭含量	≥99.5%	正丁醇密度	0.81g/cm ³
碘含量	>99.5%	沸程	114~119℃
红磷含量	>97.5%	月桂酸	工业品

② 消耗定额 (按生产 1t 二月桂酸二丁基锡计)

锡锭	220kg	红磷	30kg
碘	50kg	正丁醇	300kg
月桂酸	640kg		

(5) 产品规格

外观	浅黄色透明油状液体	锡含量	(18.6±0.6)%
密度	1.05g/cm ³		

7.35 氰基丙烯酸乙酯胶粘剂 (502 胶)

(1) 产品用途

氰基丙烯酸乙酯胶粘剂 (502 胶) 可对多种材料进行粘接，且固化时间短。在 -50~70℃ 范围内，适用于小面积零件的粘接与修理。

(2) 生产流程

生产流程见图 7.35。

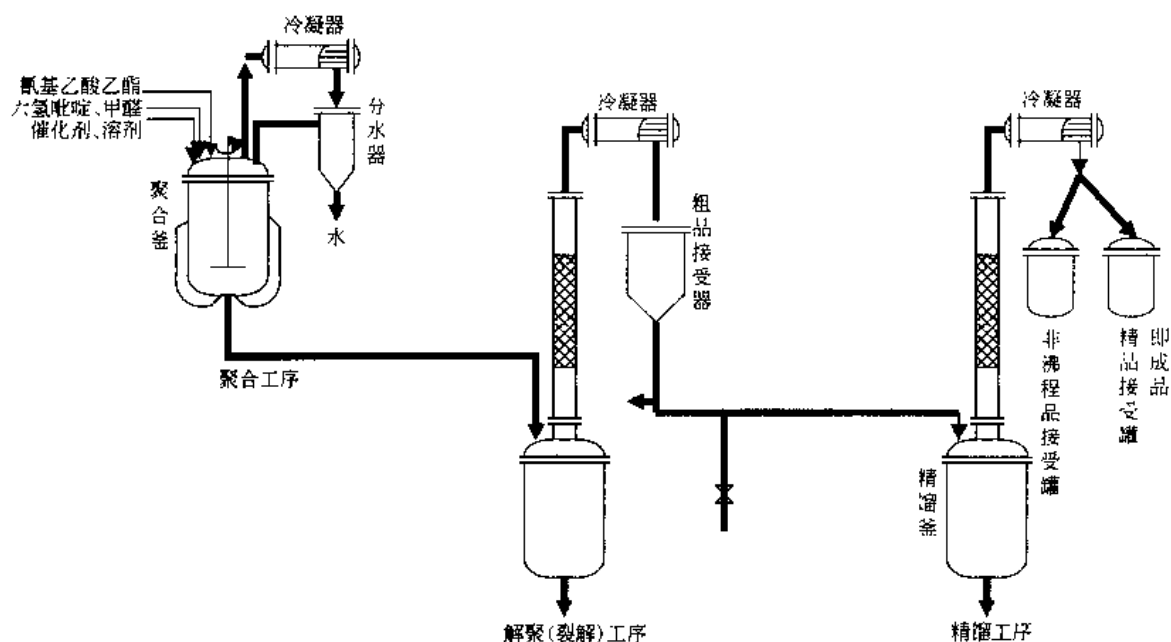


图 7.35 氰基丙烯酸乙酯胶粘剂制备简图

① 先将氰基乙酸乙酯与二氯乙烷加入反应釜中，搅拌并升温到 70℃。

② 然后慢慢滴加甲醛与六氢吡啶的混合物滴加速度以釜内温度稍低于回流温度为宜，在 30~60min 内加完。

③ 继续加热使之回流，通过分水器除水，使出水达 70~72 份后，加入邻苯二甲酸二丁酯及对甲基苯磺酸，再继续回流分水，直到蒸汽温度超过 83℃ 时，蒸去二氯乙烷。

④ 降温到 60~70℃ 加入五氧化二磷，对苯二酚搅匀后，在减压蒸馏装置中，并在二氧化硫气氛中，进行裂解，收集沸程为 90~120℃ 的粗品。

⑤ 在收集品中再加入五氧化二磷 2 份，对苯二酚 0.5 份，再进行精馏，收集 80~90℃ 下的馏分（仍在二氧化硫的保护下）即得产物 502 胶。

(3) 原料消耗

① 主要原料及其规格

氨基乙酸乙酯 >98%	工业级	邻苯二甲酸二丁酯	工业级
甲醛(37%水溶液)	工业级	对甲基苯磺酸	化学品
六氢吡啶	化学品	五氧化二磷	化学品
二氯乙烷	化学品	对苯二酚	化学品

② 消耗定额(投料比)

	质量份		质量份
氨基乙酸乙酯	126	对甲基苯磺酸	1.0
二氯乙烷	80	五氧化二磷	5.0
甲醛	82	对苯二酚	0.5
邻苯二甲酸二丁酯	0.4		

(4) 产品规格

外观	无色透明液体	粘接强度	金属-金属剪切 20MPa
粘度(25℃)	2~10mPa·s		

7.36 氯化石蜡(合成牛蹄油)

(1) 产品用途

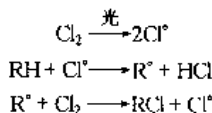
氯化石蜡(合成牛蹄油)与其他乳化油配合代替动、植物油。用于底革、轮带革、衬里革及植鞣革的加脂,能与阳离子、非离子加脂剂配合使用,成革柔软、丰满而无油腻感。

(2) 性质

该产品不溶于水和乙醇,能溶于多种有机溶剂。120℃以上要分解,放出氯化氢气体。具有优良的加脂性能,与皮纤维结合力强并有良好耐光性。

(3) 生产流程

① 制法 液体石蜡经过精制处理后,与氯气在光催化作用下进行氯代反应,生成氯代烷。



② 流程 生产流程见图 7.36。精制合格的液体石蜡泵送入高位计量槽,按配方计量放入氯化反应器中,开启反应器内日光灯,打开液氯汽化器蒸汽,然后开启氯气,保持一定流量,打开反应器内冷却水控制氯化反应温度 40~60℃,同时开启尾气吸收系统的抽风机和水喷射泵,及盐酸回收塔顶面的喷淋水。定时取样分析氯化产品的密度和氯含量,合格后停止氯气,关闭冷却水和日光灯,产物放入贮槽中,氯化产物在 45~50℃ 温度下,用压缩风脱气 3~4h,脱气后氯化石蜡泵送入中和反应器,升温 100℃ 左右,用 40% 烧碱进行中和,使 pH=6~7,搅拌直至 pH 不变,然后降温、过滤,即为成品。

(4) 原料消耗

① 液体石蜡

馏程	220~320℃	液氯	
平均碳数	C ₁₆	含量	>99.5%
密度	0.76~0.78g/cm ³	水分含量	<0.18%
折射率(<i>n</i> _D ²⁰)	1.433~1.434	杂质(机油)	无
碘值	<5		
芳烃	<0.03%		
色泽	无色洁白		

② 消耗定额(按生产 1t 氯化石蜡计)

液体石蜡	650kg	液氯	1300kg
------	-------	----	--------

(5) 产品规格

外观	浅黄色液体	pH 值	5.5~7
氯含量	30%~45%	碘值	<1.0%
密度	1.08~1.16g/cm ³	不挥发物	>96%

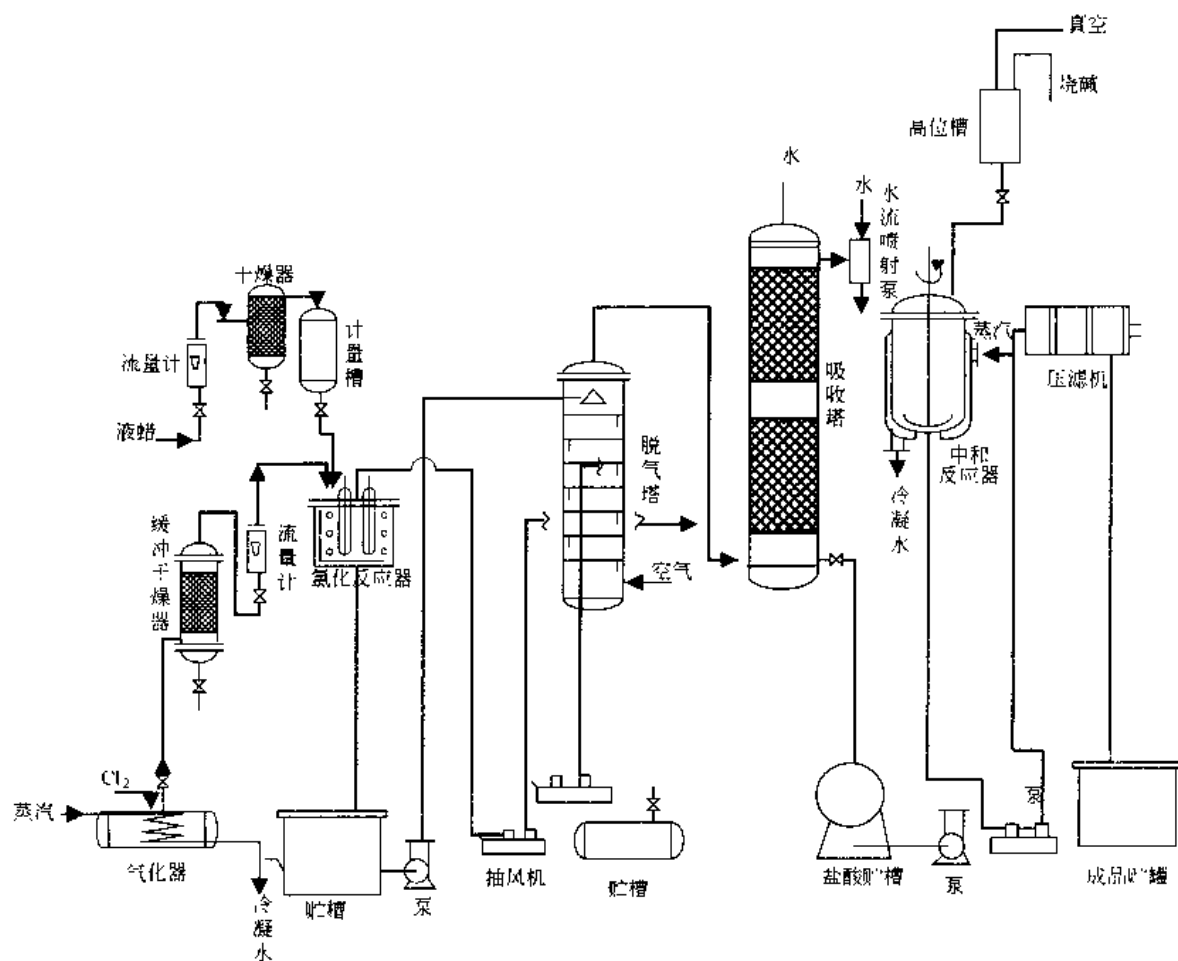


图 7.36 氯肥石蜡生产流程图

7.37 亚硫酸化鱼油

(1) 产品用途

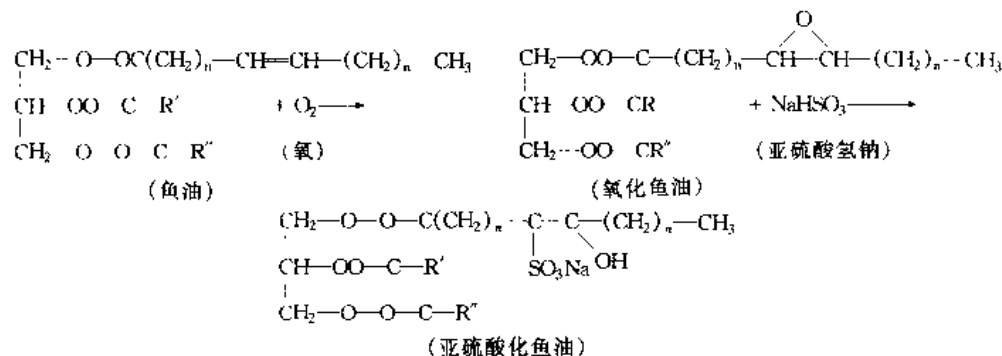
亚硫酸化鱼油适用于各种革的加脂，特别是软革加脂。

(2) 性质

该产品属阴离子型加脂剂。乳液稳定性好，在 pH=2~10 范围内，对酸、碱、盐溶液等电解质都稳定，渗透性能优良，能均匀分散入革内，使成革丰满，柔软而富有弹性。

(3) 生产流程

① 制法 鱼油在一定温度条件下，经催化剂作用，乳化剂分散，再进行氧化与亚硫酸氢钠反应，在鱼油的双键上发生磺酸根加成反应，生成含有羟基的亚硫酸化鱼油。



② 流程 生产流程见图 7.37。经烘房预热的鱼油，按配方计量泵送入亚硫酸化反应釜，开启搅拌，加入配方计量的亚硫酸氢钠、环烷酸钴、十二烷基硫酸钠及水。开启压缩机，空气经过滤稳定罐，流量计注入反应釜内。同

时,开始升温,控制反应温度 $80\sim 85^{\circ}\text{C}$,反应 $30\sim 40\text{h}$,取样分析。合格后,打开反应釜气孔,保持 $75\sim 80^{\circ}\text{C}$ 温度浓缩,直至含水量合格,即为成品。

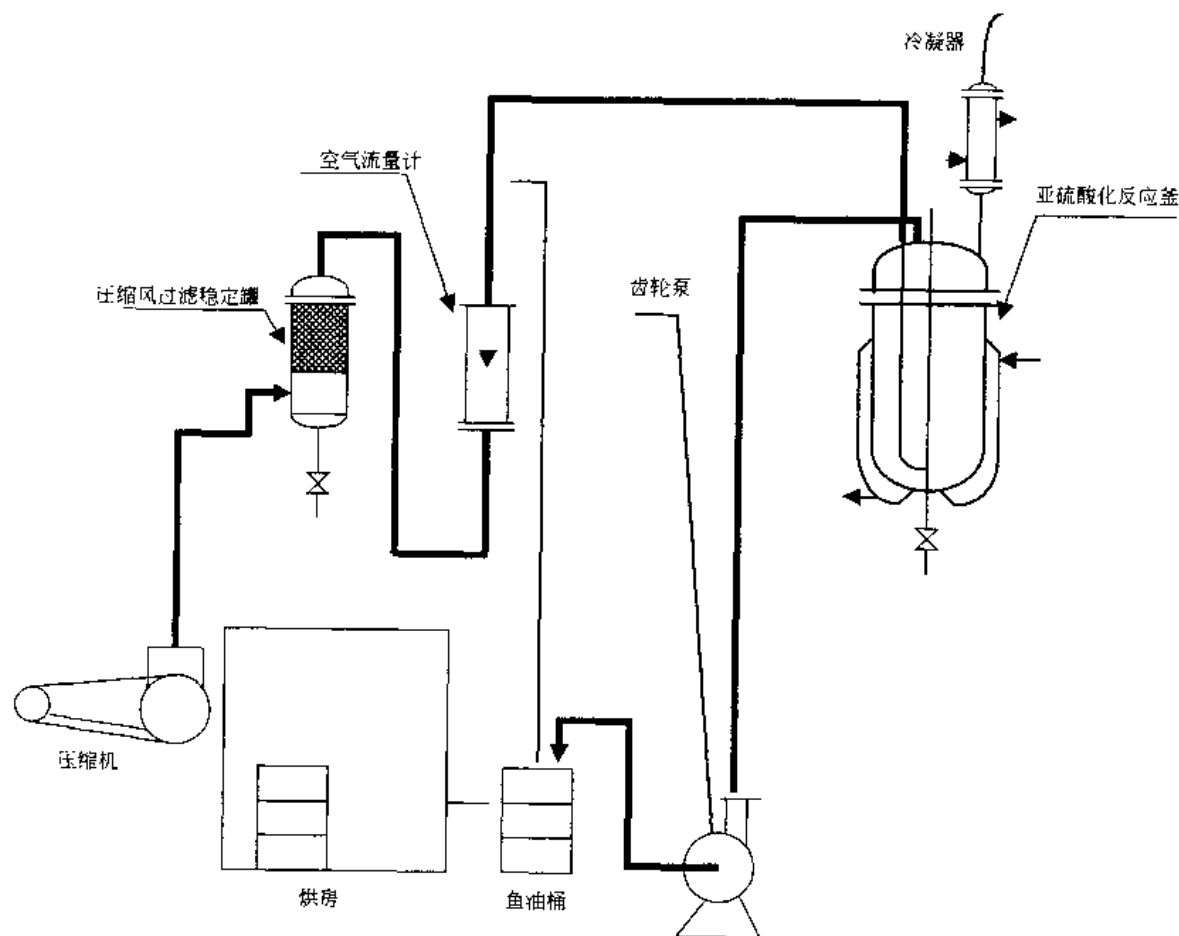


图 7.37 亚硫酸化鱼油生产工艺流程

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

鱼油		环烷酸钴	
外观	棕红色透明油液	外观	紫红色粘稠液
酸值	≤ 4	含钴量	7.5%~8%
碘值	140~170	十二烷基硫酸钠	
水分杂质	$\leq 1.0\%$	外观	白色粉末
亚硫酸氢钠		总醇量	$\geq 59\%$
SO_2 含量	64%		

② 消耗定额(按生产 1t 亚硫酸化鱼油计)

鱼油	610kg	十二烷基硫酸钠	12kg
亚硫酸氢钠	150kg	水	240kg
环烷酸钴	1.2kg		

(5) 产品规格

外观	棕红色稠厚油体	pH 值	5.5~6.5
含水量	20%~25%	乳化稳定性	24h 无浮油

7.38 酸法制 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$

(1) 产品用途

$\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 主要用于制造录音磁带、电影磁片、计算机磁带、计测带、软磁盘和磁卡片。

(2) 性质

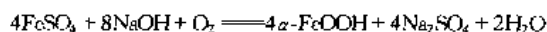
该产品为粉状磁性材料，立方晶系尖晶石型晶体结构，晶粒为针形，具有形状各向异性，居里点温度 575℃，加热、加压磁性稳定。

(3) 生产流程

① 制法 将氢氧化钠溶液和硫酸亚铁溶液混合进行中和和氧化反应，生成铁黄晶种 $\alpha\text{-FeOOH}$ ，经生长后制得大小符合要求的铁黄 $\alpha\text{-FeOOH}$ ，再经水洗、干燥、脱水、还原、氧化制得 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 。

反应过程：

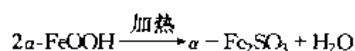
a. 制备铁黄晶种 $\alpha\text{-FeOOH}$



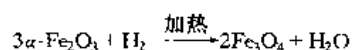
b. 晶种生长



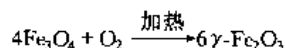
c. 脱水生成 $\alpha\text{-Fe}_2\text{SO}_4$



d. 还原生成 Fe_3O_4



e. 氧化生成 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$



② 流程 生产流程见图 7.38。先将经过提纯具有一定浓度的硫酸亚铁水溶液，按要求量放入带有搅拌器的反应槽中，之后放入适当浓度的氢氧化钠溶液，在 40℃ 温度下不断搅拌，使混合物逐渐由深蓝变绿、变棕黄直到黄棕色，晶种 $\alpha\text{-FeOOH}$ 生长，此时反应液的 pH 为 3。然后，将晶种悬浊液移到盛有硫酸亚铁、铁皮和水的生长槽中，升温至 60℃，吹空气进行氧化，新生成的 $\alpha\text{-FeOOH}$ 析出到晶种上，此时晶粒呈亮黄色。反应中产生的硫酸与铁皮生成硫酸亚铁，以补充硫酸亚铁的消耗。当 $\alpha\text{-FeOOH}$ 生长到所需尺寸时停止其反应。制好的铁黄悬浮液经过滤后，用沉降法或板框压滤机或转鼓式洗涤机等洗涤设备，加纯水（去离子水）洗去残存的钠离子、硫酸根或氢氧根等离子，经干燥、粉碎制成粉状铁黄。然后在转炉中于 200~300℃ 高温下进行焙烧脱水，生成红色 $\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$ ；然后向炉中通 N_2 气赶走空气，将温度升至 300~400℃，送入氢气进行还原生成

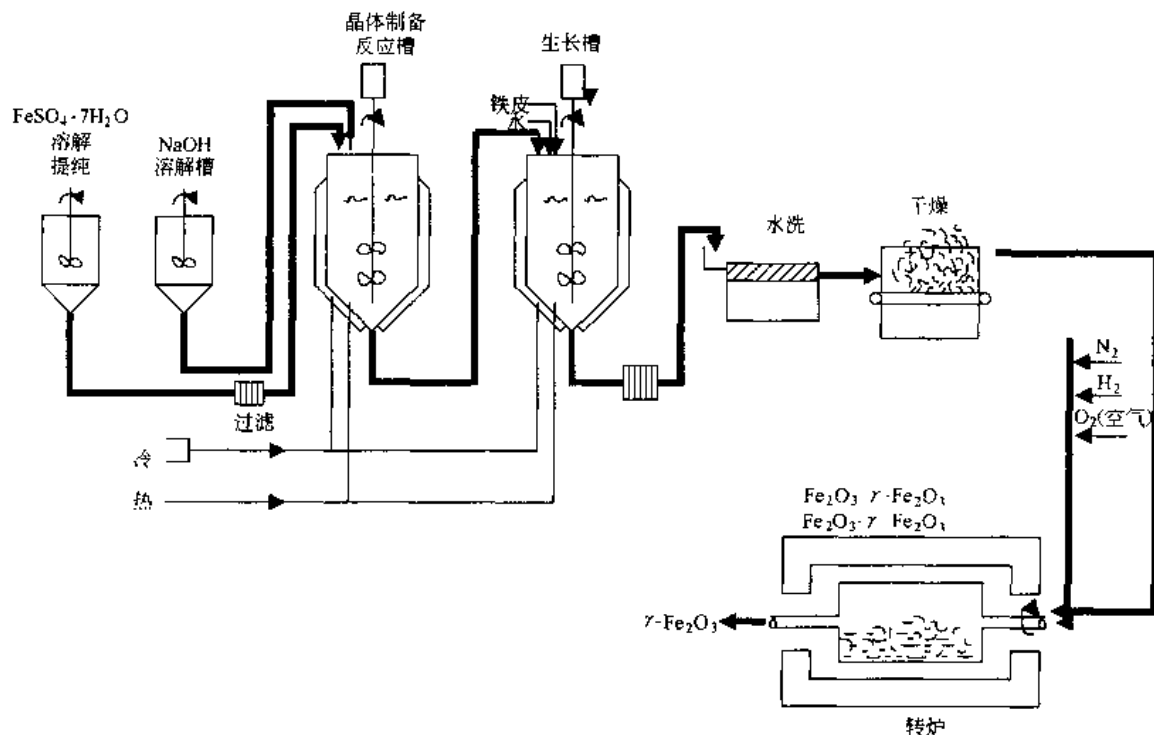


图 7.38 酸法制 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 生产流程图

黑色 Fe_3O_4 ；还原完成后停止送氢气，调节炉温至 $200 \sim 250^\circ\text{C}$ ；并用 N_2 气赶走炉内剩余氢气，通入空气进行氧化反应，生成褐色 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

硫酸亚铁($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	工业级	铁皮	搪瓷厂下角料
氢氧化钠	片碱工业级		

② 消耗定额 (按生产 1t $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 计)

硫酸亚铁($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	3500kg	铁皮	350kg
氢氧化钠	500kg		

(5) 产品规格

矫顽力 H_c	$24 \sim 32 \text{ kA/m} (300 \sim 400 \text{ Oe})$	粒长	$0.4 \sim 0.8 \mu\text{m}$
比饱和磁化强度 σ_s	$70 \sim 76 \text{ A} \cdot \text{m}^3 / \text{kg} (\text{emu/g})$	轴比	6~8 以上

7.39 4-正戊基-4'-氰基联苯

(1) 产品用途

4-正戊基-4'-氰基联苯用于显示材料。

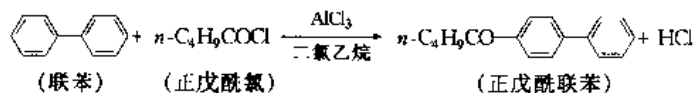
(2) 性质

该产品外形为乳白色液体，熔点 22.5°C ，清亮点 35°C ，能溶于己烷、石油醚、醋酸乙酯乙醇等，不溶于水。

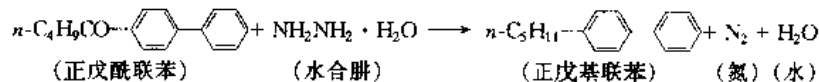
(3) 生产流程

① 制法

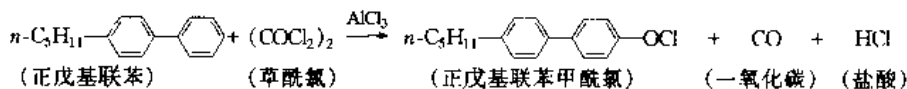
a. 正戊酰氯联苯的制备 用联苯与正戊酰氯直接反应



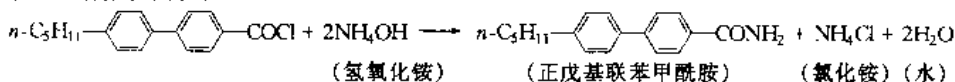
b. 戊基联苯的制备 正戊酰联苯与水合肼反应



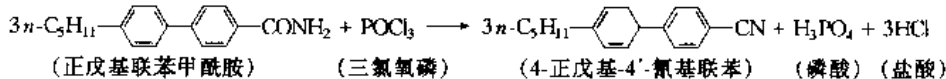
c. 正戊基联苯甲酰氯的制备 用正戊基联苯与草酰氯的反应



d. 正戊基联苯甲酰氨的制备



e. 4-正戊基-4'-氰基联苯的制备



② 流程 生产流程见附图 7.39。

a. 在戊酰基联苯的缩合锅 (1) 中加入二氯乙烷搅拌，加入联苯，搅拌，开动冷冻使温度降温到 10°C ，加入无水三氯化铝，继续降温到 -5°C 慢慢加入戊酰氯，并于 -5°C 左右反应 2h，将反应物放入冰槽 (1) 中 (槽中冰水体积为上述物料的 4 倍体积)。开动搅拌将物料混匀，然后停止搅拌，静止放置过夜分层，上层为有机层下层为水层，放出有机层并将其冷却到 -10°C ，析出结晶，用离心机甩干，将粗品于结晶槽 (1) 中用石油醚重结晶甩干后于干燥箱中烘干得微黄色光亮结晶，即正戊酰联苯。

b. 将干燥过的正戊酰基联苯加入到预先放有一缩乙二醇的还原锅中，慢慢加入水合肼并开动搅拌，加热回流，并用外回流法除去反应中的水分，温度升到 200°C ，保持反应 1h，冷却反应物，稍静止分层，上层产物放入洗涤分离槽中，经水洗涤后用 H_2SO_4 处理后用无水硫酸钠干燥，干燥的母液用过滤法除去无水硫酸钠，母液用泵 (1) 打入减压蒸馏釜 (1) 中，进行减压蒸馏，收集馏分 ($148 \sim 153^\circ\text{C} / 400 \sim 433 \text{ Pa}$)。

c. 在缩合锅 (2) 中，加入四氯化碳，冷到 10°C 在搅拌下加入无水三氯化铝和草酰氯，然后慢慢加入正戊基联苯，于 $13 \sim 15^\circ\text{C}$ 反应 1h，这时有大量的 HCl 气冒出，待反应完后将物料放入冰槽 (2) 中，同时搅拌 (冰

水槽中冰水用量为物料的总量的4倍体积), 半小时后, 静止分层, 除去水层。有机层经泵(2)打入减压蒸馏锅中, 减压蒸去溶剂得黄色固体。

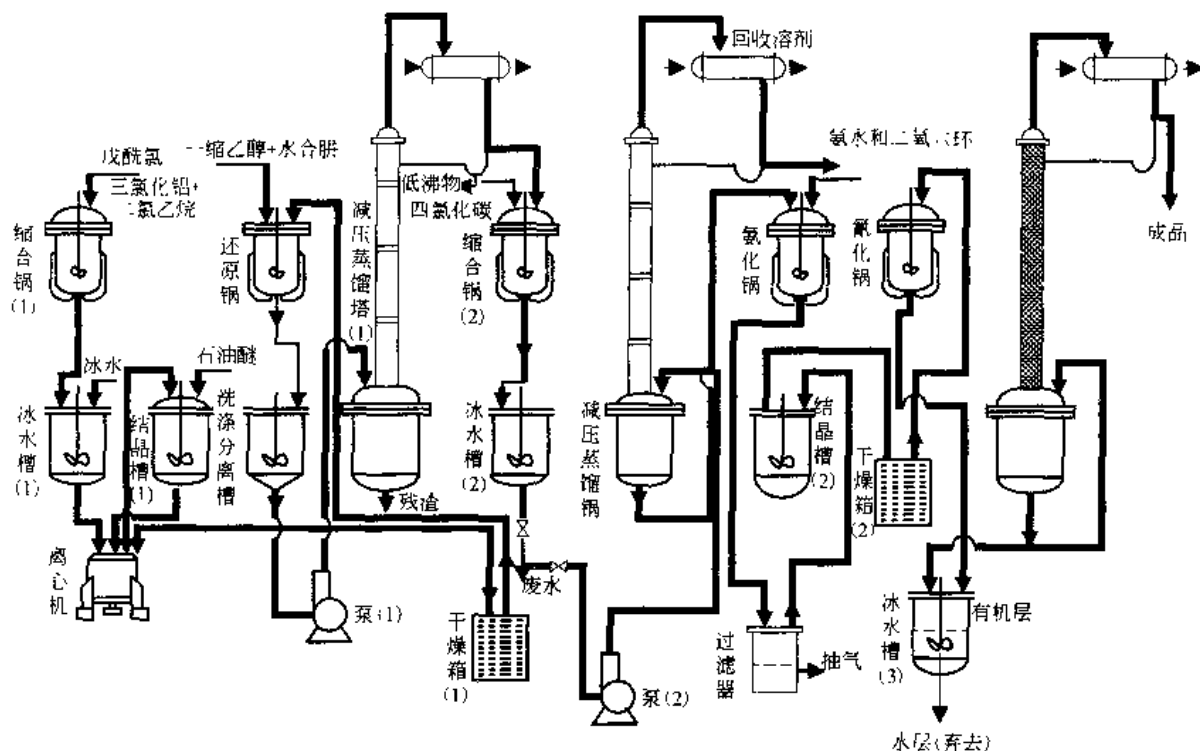


图 7.39 4-正戊基-4'-硝基联苯生产流程图(液晶)

d. 在一个氯化锅中, 加入氨水, 开动搅拌加入正戊基联苯甲酰氯与二氧六环的混合物, 搅拌反应 0.5h, 得黄色固体, 将反应物放入过滤器中进行过滤, 所得黄色固体于结晶槽(2)中进行重结晶, 结晶后置于干燥(2)中进行干燥, 干燥后的产物为正戊基联苯甲酰氯。

e. 将上述中间物入氯化锅中, 加入苯及三氯氧磷, 加热回流 4h, 将产品放入冰水槽(3)中(冰水用量为产物体积的4倍), 搅拌均匀, 静止分层, 上层为有机层, 抽出有机层用碳酸钠干燥几个小时, 过滤除去固体粗品, 置于精馏塔中精馏得 4-正戊基-4'-硝基联苯。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

三氯氧磷	试剂	戊酰氯	工业级(沸程 127~129℃)
四氯化碳	工业级(水分<0.05%)	石油醚	工业级(60~90℃, 水分<0.05)
无水氯化铝	工业级(浅黄色粉末)	浓硫酸	工业级(98%)
1,2-二氯乙烷	工业级(水分<0.05%)	水合肼	工业级(50%~70%)
草酰氯	工业级(沸程 62~66℃)	联苯	工业级

② 消耗定额(按生产 1t 4-正戊基-4'-硝基联苯计)

联苯	3380kg	一缩乙二醇	10100kg
正戊酰氯	800kg	无水三氯化铝	4800kg
二氯乙烷	16800kg	四氯化碳	15100kg
水合肼	300kg	三氯氧磷	1460kg
草酰氯	1800kg	苯	6550kg

(5) 产品规格

外观	乳白色液体	电阻率	$\geq 1 \times 10^{11} \Omega \cdot \text{cm}$
清亮点	34.5~35℃	含量	$\geq 98\%$

7.40 环氧灌封料

(1) 产品用途

环氧灌封料用于彩电输出变压器的绝缘灌封, 适宜引进生产线设备使用, 也可用于手工灌封及其他无线电

元器件的绝缘灌封。

(2) 性质

该产品为双组分，使用方便，粘度低，对线圈具有良好的浸渍性。固化物具有优良的热机械、电气性能。固化物阻燃性可达 V-0 级，毒性低、无污染、易清洗。

(3) 生产流程

① 制法 灌封料有配套主剂及固定剂，使用时按 1:0.3 配合使用。主剂的制备过程是将树脂、活性稀释剂、填料、偶联剂和防沉淀剂等混合后进行真空脱泡，再经研磨、过滤即得成品。固定剂的制备过程是将固化剂与促进剂在搅拌下混合均匀并混合好，然后静置、过滤、滤饼经洗涤等工序即得成品。

② 流程 生产流程见图 7.40。主剂 (A) 生产过程中，环氧树脂及添加剂在捏和机中进行混合，再进入真空烘箱进行脱泡，脱泡后物料在研磨机中进行研磨，而后在压滤机中进行过滤得主剂成品。固定剂 (B) 的制备过程是先将固化剂与促进剂在搅拌下（捏合机）混合，而后在静置过滤器中静置过滤，滤饼经洗涤后为成品。

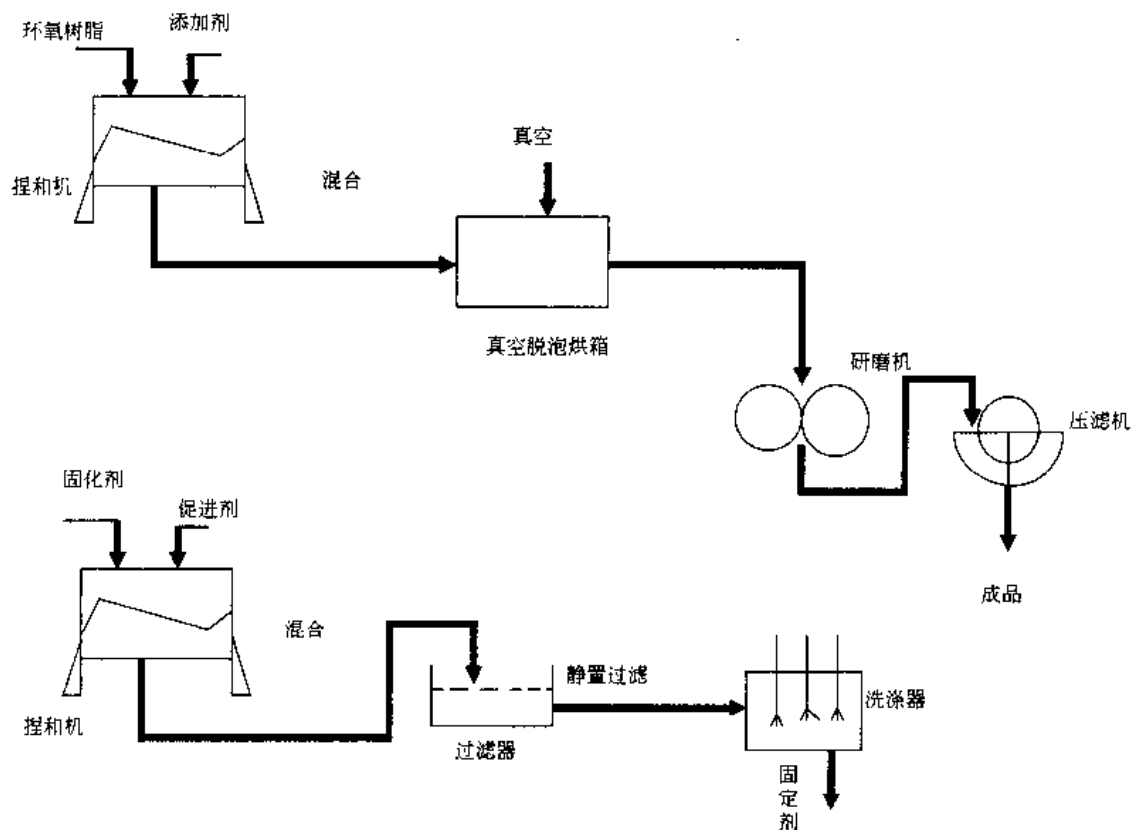


图 7.40 环氧灌封生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

环氧树脂	E-44 电工级	液体酸酐	阻燃级酸酐
Sb_2O_3	化学纯	硅微粉	电工级

② 消耗定额（按生产 1t 环氧灌封料计）

环氧树脂	580kg	液体酸酐	420kg
Sb_2O_3	50kg		

(5) 产品规格

外观	A	白色	粘度(25℃)	A	$8 \times 10^4 \pm 1 \times 10^4 \text{ mPa}\cdot\text{s}$
	B	淡黄色透明液体		B	70 ± 10
密度(25℃)	A	$1.84 \pm 0.02 \text{ g/cm}^3$	配比(质量)A/B	A + B	2200 ± 200
	B	$1.2 \pm 0.02 \text{ g/cm}^3$			100:30

固化条件,℃/h	75/2.5 + 升温/0.5 + 105℃/1.5		
适用期	>4.5h	凝胶时间(150℃)	120s
(6) 固化后固化物性能			
硬度(肖氏)(25℃)	90	线膨胀系数	$<4.5 \times 10^{-6}/^{\circ}\text{C}$
抗弯强度	80MPa	玻璃化温度	100℃
体积电阻率, $\Omega \cdot \text{m}$ (25℃)	$>10^{13}$	尺寸收缩率	$<0.5\%$
表面电阻率, Ω (25℃)	$>10^{14}$	热分解温度	$>24.5^{\circ}\text{C}$
介电常数(25℃)	2.8	抗冲击强度	9.8RJ/m ²
介质损耗(25℃)	1.2%	吸水率	$<0.15\%$
击穿电压(25℃)	$>25\text{kV/mm}$	耐电弧性	$>120\text{s}$
阻燃性,UL-94	V-0		

7.41 丙酸钙

(1) 产品用途

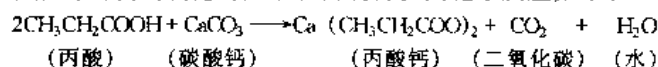
丙酸钙对霉菌、酵母菌及细菌等具有广泛的抗菌作用。可用作食品及饲料的防霉剂,用于面包及糕点的保存剂。作为饲料添加剂可有效地抑制饲料发霉,延长饲料保存期,若与其他无机盐配合,还可提高牲畜的食欲,提高奶牛的奶产量,其添加量为配合饲料的0.3%以下(以丙酸计)。我国规定作为食品添加剂时,按GB 2760—86执行,其使用范围仅面包、醋、酱油、豆制品,最大使用量2.5g/kg。

(2) 性质

该产品为白色轻质磷片状结晶颗粒或粉末,无臭、无味或略带异味。其一水物为无色单斜晶系片状结晶,易溶于水,微溶于乙醇和甲醇,几乎不溶于丙酮和苯。在潮湿空气中易潮解,加热至120℃时失去结晶水,200~210℃时发生相变,330~340℃分解为碳酸钙。

(3) 生产流程

① 制法 由丙酸及碳酸钙(或氢氧化钙)中和而制得。其化学反应如下:



以纯酸计收率为85%~90%。

② 流程 生产流程见图7.41。首先将原料碳酸钙制成水悬浊液,所用水要经过精制净化除去重金属镁等杂质。将 CaCO_3 水悬浊液定量投入中和反应釜内,保持釜内温度60~80℃,边搅拌边加入丙酸,中和反应历时2~3h,此时有大量的 CO_2 气体逸出,可经过冷凝器的放空管排出。通过调节外加热温度、加酸及搅拌速度使反应达到最佳条件,反应终点pH值应控制在7~8,此反应为可逆反应,应及时将 CO_2 气体排出才可更好地控制反应的终点。将中和后的水溶液经过真空过滤,所得滤液在蒸发釜中浓缩,然后放入结晶槽中在常温压下缓慢冷却结晶。母液可返回蒸发釜中套用2~3次后弃去。分离出的固体烘干成小颗粒经粉碎、计量、包装即得成品。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

丙酸	99.5%	轻质碳酸钙	98.5%
	96.5%		95%

② 消耗定额(按生产1t丙酸钙计)

丙酸(99.5%)	900kg	精制水	3000kg
(96.5%)	1100kg	一次水	20000kg
轻质碳酸钙(98.5%)	600kg	蒸汽	6000kg
(95%)	850kg		

(5) 产品规格

含量(以干基计)	$\geq 99.0\%$	镁(以 MgO 计)	$\leq 0.4\%$
水溶液(10%溶液)pH	7~9	砷(以 As_2O_3 计)	$\leq 0.0002\%$
水不溶物	$\leq 0.15\%$	重金属(以Pb计)	$\leq 0.001\%$
游离酸(以丙酸计)	$\leq 0.06\%$	水分	$\leq 9.5\%$
氟化物(以F计)	$\leq 0.003\%$		

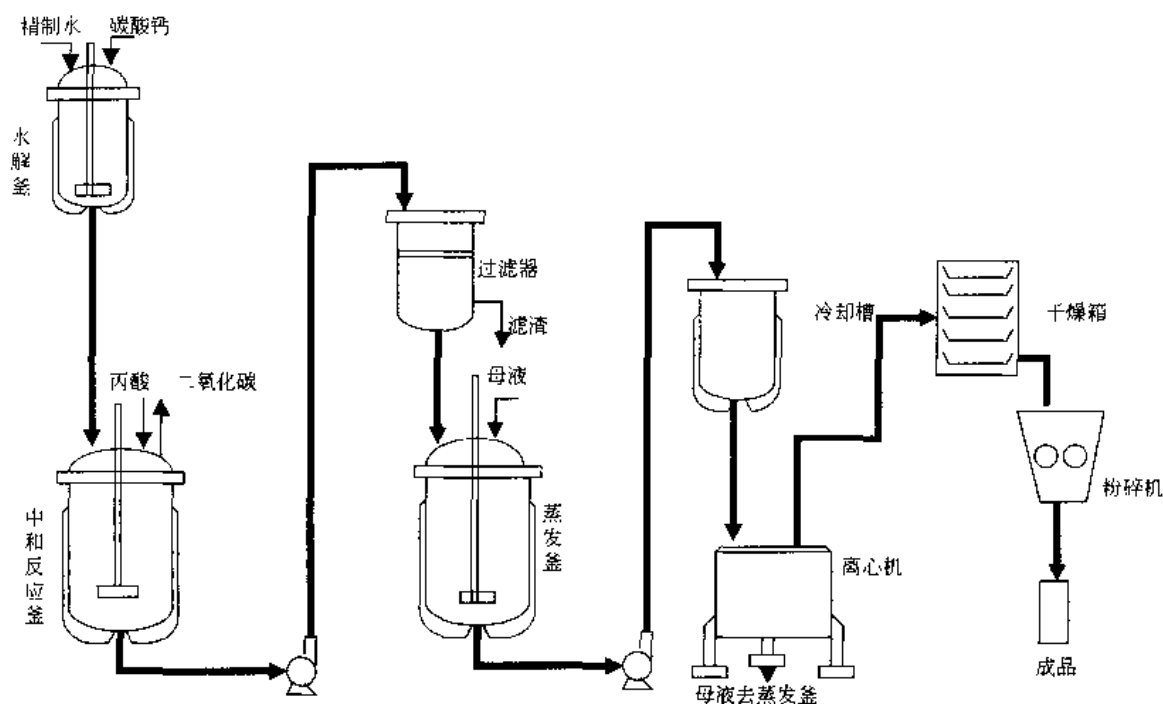


图 7.41 丙酸钠生产流程图

7.42 乙氧喹

(1) 产品用途

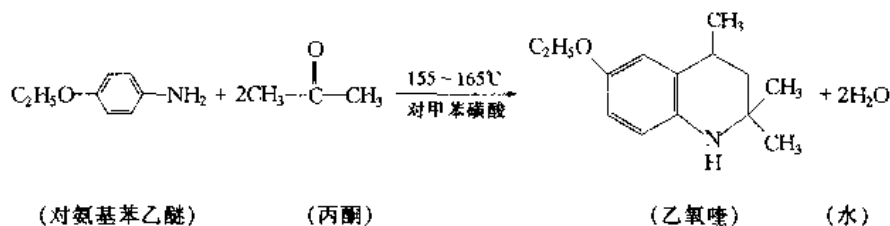
乙氧喹具有抗氧化性，用作食品和饲料的抗氧化剂，以防止食物和饲料在贮存过程中脂肪和蛋白质变质。此外也用于维生素 A 和 E 等药物的抗氧化剂以及梨和苹果等的保鲜剂。

(2) 性质

该产品为浅琥珀色油状液体，于日光和空气中色泽逐渐变深。不溶于水，但溶于油、脂肪和有机溶剂。在 263Pa 压力下沸点为 123~125℃， n_D^{25} 为 1.59~1.672。

(3) 生产流程

① 制法 乙氧喹主要通过以下的化学反应来制备。



② 流程 生产流程见图 7.42。整个制备工艺包括缩合、洗涤和蒸馏等三步骤。首先在缩合釜中加入对氨基苯乙醚、催化剂（对甲苯磺酸或碘）和脱水剂（甲苯）。接着加热搅拌，于 155~165℃（如用碘催化剂时为 120~130℃）温度下缓缓滴加丙酮。缩合反应生成乙氧喹和水。所生成的水与脱水剂甲苯共沸馏出，经冷凝器冷凝后在油水分离器中分层，然后甲苯流回缩合釜，水则放出。

缩合反应结束后，反应混合物压向洗涤罐，接着向洗涤罐中加入溶剂甲苯和适量的碱溶液以中和对甲苯磺酸。待静置分层后分出碱液并用清水洗涤数次，直至洗涤水的 pH 值为 7。

在洗涤完毕，分出洗涤水后，将余下的含有乙氧喹和甲苯的有机物压入蒸馏釜。首先在常压下蒸出甲苯并收集在甲苯受罐中，接着在减压的情况下，依次蒸出对氨基苯乙醚和乙氧喹，并分别收集在各自的受罐中。

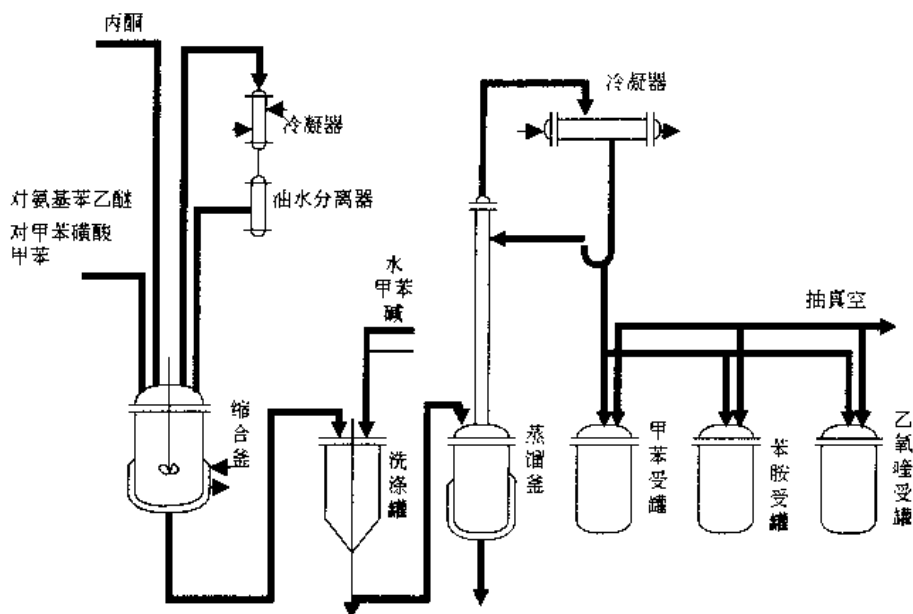


图 7.42 乙氧苯生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

对氨基苯乙醚	工业品	丙酮	工业品
对甲苯磺酸	工业品		

② 消耗定额 (按生产 1t 乙氧苯计)

对氨基苯乙醚	1000kg	丙酮	800kg
对甲苯磺酸	100kg		

(5) 产品规格

外观	浅褐色粘稠液体	相对密度(25℃/25℃)	1.029~1.031
沸点(1.466kPa)	169℃	折光率(25℃)	1.569~1.672

7.43 分子筛

(1) 产品用途

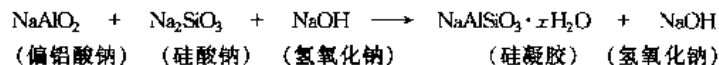
主要用于石油化工脱蜡、催化剂、气体净化、液体和气体的高速干燥剂、石油气和石油产品的脱硫和净化、富氧等。此外还可作土壤改良剂、废水处理以及用于造纸、橡胶、塑料、空间技术、电子工业等。

(2) 性质

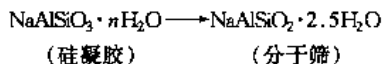
该产品一般为白色晶体粉末。粒度为 1~10μm, 具有大量均匀孔径以及晶穴, 有很大的比表面积。密度一般为 2.0~2.3g/m³。耐热性较好。具有可逆离子的交换能力和离子交换选择性、催化性质。

(3) 生产流程

① 制法 将偏铝酸钠、硅酸钠、氢氧化钠按一定比例混合。混合均匀后, 成为不透明的凝胶, 其反应式如下:

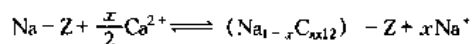


凝胶经晶化后得到分子筛沉淀, 反应式为:



沉淀物经过滤、洗涤、干燥、造粒等步骤得 4A 分子筛产品。

5A 分子筛可用氯化钙交换 4A 分子筛经过滤制得, 其他型号分子筛经相同交换也可以制得。其反应式如下:



Z 为分子筛非阳离子的缩写。

② 流程 生产流程见附图 7.43。

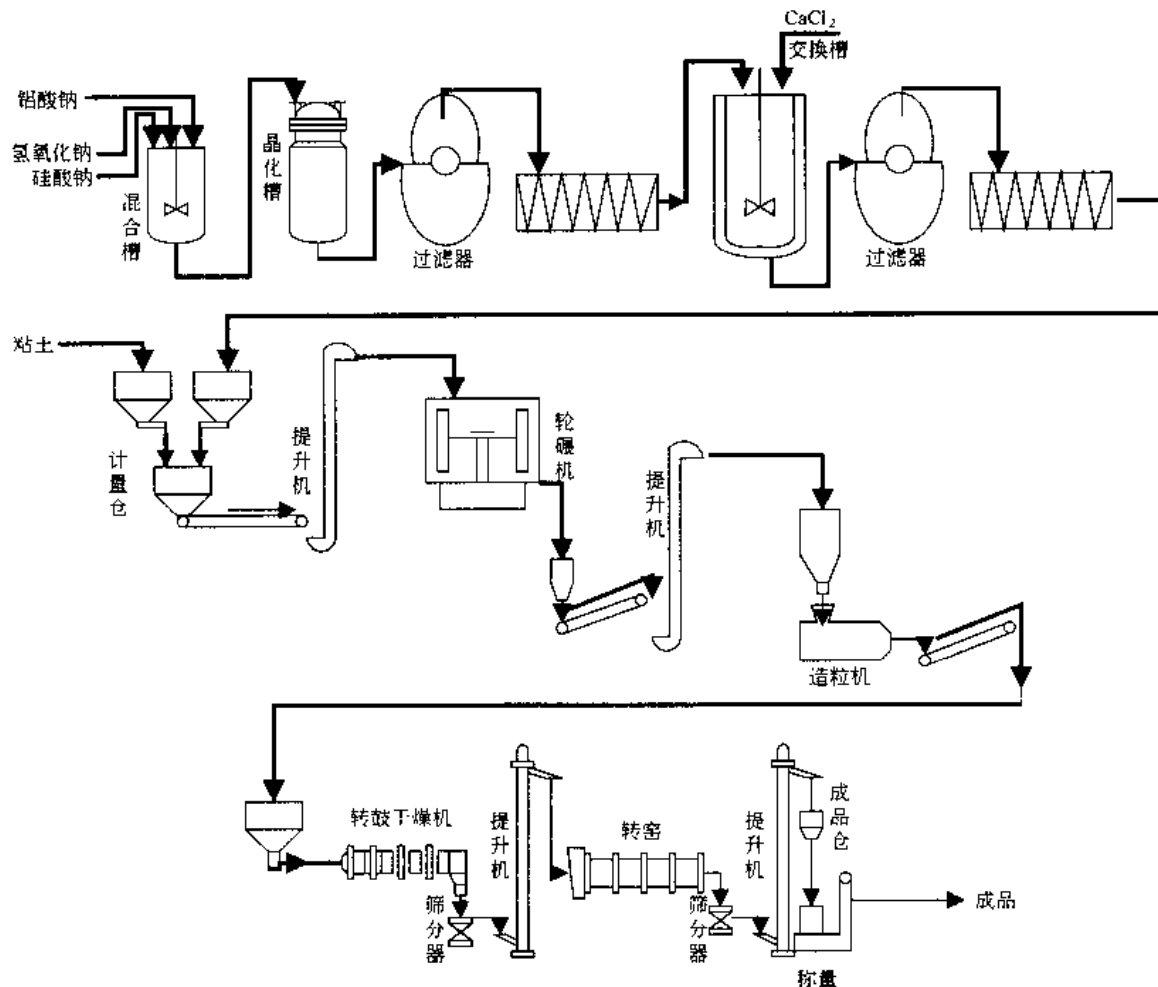


图 7.43 分子筛工艺流程图

a. 反应混合物配制成胶：按 $3\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 185\text{H}_2\text{O}$ 的配比，首先将偏铝酸钠（通常是由氢氧化铝和氢氧化钠配制成的水溶液）、氢氧化钠溶液和水放入混合槽中，温度约 30°C 时，迅速加入水玻璃，搅拌成均匀的凝胶。

b. 晶化：将凝胶移入晶化槽，约 100°C ，在常压下晶化 5h，得分子筛沉淀。晶化时，加入少量 4A 分子筛以催化结晶。

分子筛沉淀物送入转移真空过滤器分离，滤饼用水洗至 pH 9~10，母液循环使用。

c. 离子交换：将 4A 分子筛沉淀物送入离子交换槽，使其悬浮于加热的氯化钙水溶液中。调节温度和接触时间，保持 40% 离子交换率。离子交换溶液中加入少量铬酸钠，可防止由氯化钙水溶液对装置的腐蚀。其他型号制造方法也相同。

d. 造粒：分子筛沉淀物加入按制品质量 20% 的粘土，在轮碾机中混合，并送入挤压机造粒，可得到 $3.175 \times 10^{-3}\text{m}$ 或 $1.588 \times 10^{-3}\text{m}$ 棒状分子筛，再经转鼓干燥、筛分，并于转窑中 $450 \sim 600^\circ\text{C}$ 煅烧即得产品。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

硅酸钠	模数 3.0~3.3, 40°Be	铝酸钠 (溶液) Na_2O	2.0~2.7mol/L
氢氧化钠 NaOH	50%	Al_2O_3	1.0~1.3mol/L

② 消耗定额 (按生产 1t 4A 型分子筛计)

硅酸钠 (以 9.4% Na_2O , 28.4% SiO_2 为基准)	1350kg	氢氧化钠 (以 50% NaOH 计)	870kg
氢氧化铝	575kg		

(5) 产品规格

指标名称	4A	5A	指标名称	4A	5A
化学组成	$\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	$0.6\text{Na}_2\text{O} \cdot 0.4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	pH(5%悬浊液)	9~10	9~10
细孔径, nm	0.4	0.5	稳定 pH 范围	5~12	5~12
水吸附量, % (25℃, 2333Pa)	22.0	21.5	最高稳定温度, ℃	700	700
填充密度, g/h	720	690	传热系数, W/(m·K)	0.2	0.2

7.44 开斯汀法制二氧化氯

(1) 产品用途

二氧化氯是优良的漂白剂, 大量用于纸浆、织物、谷物制粉漂白; 又由于是高效氧化剂, 也用于自来水、食品、油脂净化剂、含酚污水处理剂等; 此外还是合成亚氯酸盐的主要原料。

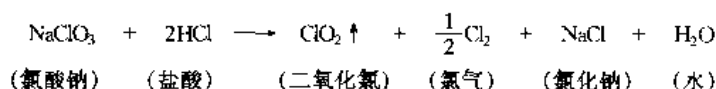
(2) 性质

二氧化氯为黄绿色气体, 密度 $2.37\text{g}/\text{cm}^3$, 沸点 11°C , 凝固点 -59°C , 有似氯和臭氧的特殊刺激性臭味, 毒性与氯相似。

二氧化氯不稳定, 高浓度、光照、与有机物接触均会引起爆炸分解。但是在气态时, 浓度在 10% 以下较为安全稳定, 易溶于水和冰醋酸、四氯化碳等溶剂。有效氯为 263%, 是氧化剂, 腐蚀性强。

(3) 生产流程

① 制法 以盐酸作还原剂, 与氯酸钠溶液发生反应得到二氧化氯和氯的混合气体, 用水吸收二氧化氯得到水溶液, 并与氯分离。反应式:



② 流程 生产流程见图 7.44。

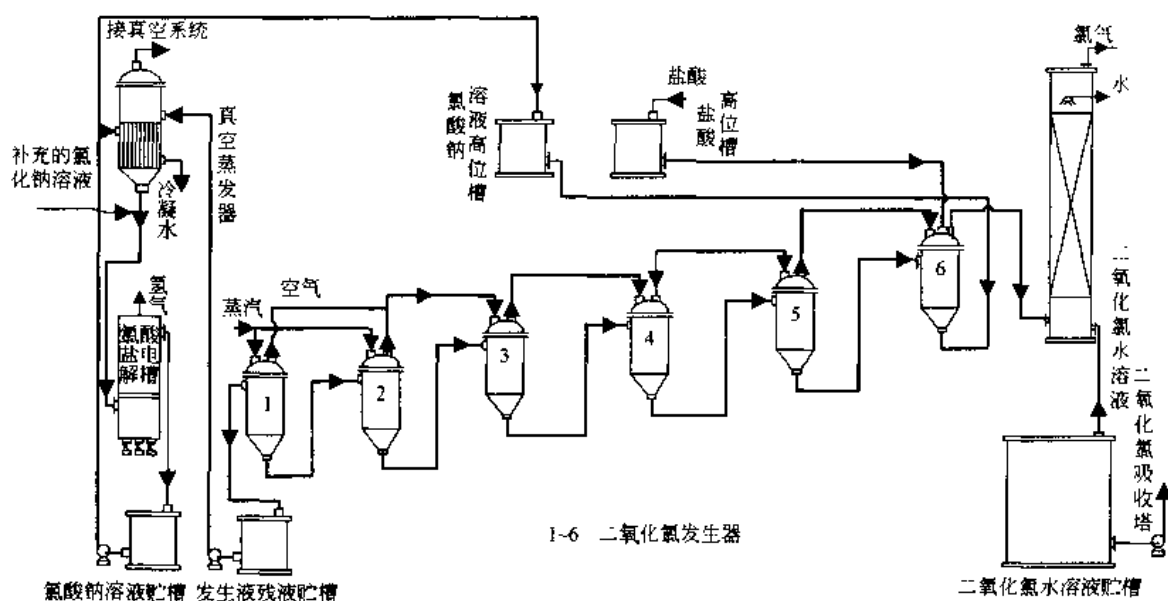


图 7.44 开斯汀法制二氧化氯工艺流程图

a. 二氧化氯发生: 来自氯酸钠电解槽的大约含 NaClO_3 400g/L, NaCl 90g/L 的混合溶液, 与浓度为 32% ~ 35% 的盐酸按比例送入六个呈梯形排列、串联组合的二氧化氯发生器中的第一个。盐酸与氯酸钠互相接触发生化学反应, 产生二氧化氯和氯的混合气体; 未反应的溶液依次进入第二、第三、第四、第五、第六发生器, 继续反应, 直至盐酸全部耗尽。

为了使反应充分进行, 于第六、第五发生器送入直接蒸汽, 保温 100°C , 其他各发生器的温度递降至第一发生器时仍维持在 $20\sim 35^\circ\text{C}$ 为宜。与此同时自第五、第四发生器吹入空气, 使产生的二氧化氯、氯混合气体自第六、第五、第四发生器逆流而上至第一发生器汇总成二氧化氯约含 10% 的混合气体。

b. 二氧化氯和氯气分离以及二氧化氯水溶液制备：发生器产生的混合气体，自二氧化氯吸收塔底部进入与自塔顶喷淋而下的水相互接触，被水吸收制成含二氧化氯 6~8g/L 的水溶液即可送往使用车间。

c. 氯气处理：未被吸收的氯气自二氧化氯吸收塔塔顶排出进入氯气吸收塔（图中未画）用烧碱溶液吸收制成副产品次氯酸钠。

d. 氯化钠电解制氯酸钠：自第六塔排出的主要含氯化钠的发生液残液，经真空蒸发器浓缩至 NaCl 300g/L，连同补充的氯化钠溶液一道进氯酸钠电解槽。电解完成液再送往发生器循环使用。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

氯酸钠(NaClO ₃)	≥98.5%	盐酸(HCl)	≥32%
--------------------------	--------	---------	------

② 消耗定额（按生产 1t100% 二氧化氯计）

氯酸钠(NaClO ₃ 100% 计)	1630kg	盐酸(HCl 100% 计)	1500kg
--------------------------------	--------	----------------	--------

(5) 产品规格

二氧化氯溶液	ClO ₂	8g/L
	Cl ₂	≤5%

7.45 离子膜法电解生产氯与烧碱

(1) 产品用途

氯气主要用于塑料、造纸、纺织、农药、有色冶金、卫生消毒剂以及作为有机、无机氯产品的原料。

烧碱主要用作化工原料，广泛用于造纸、纺织、人造纤维、冶金、橡胶、塑料、农药、肥皂、石油等工业部门。

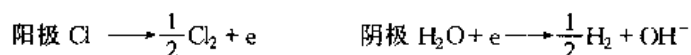
(2) 性质

氯气：在常温时是黄绿色的气体，具有使人窒息的气味，是一种有毒的气体。氯是很活泼的元素，可以和大多数元素（包括金属）化合，也能和大多数化合物起反应。

烧碱：纯净的 50% NaOH 的液碱为无色透明的液体。腐蚀性较强，能灼伤人的皮肤，随着温度与浓度的提高，腐蚀性与伤害性亦愈加剧。

(3) 生产流程

① 制法 离子膜法是电解食盐水溶液制造氯气和高纯度烧碱和氢气的新方法。使用一种不浸透性的阳离子交换膜，隔开阳极室与阴极室。膜本身只允许钠离子 (Na⁺) 通过去阴极室，而阻止氯离子 (Cl⁻)、次氯酸根 (ClO⁻)、氯酸根 (ClO₃⁻) 等阴离子通过。所以在阴极室可以得到高纯度的烧碱。当原料盐水加入阳极室并通电后在阳极发生反应生成 Cl₂，Na⁺ 向阴极室电泳，电泳的量与离子交换膜的阳离子选择性 (η) 成比例。同时，阴极室生成的 OH⁻，以 (1-η) 比例向阳极室电泳。因此，需在阳极室加入 (1-η) 的盐酸来中和过来的 OH⁻。主要反应：



② 流程 生产流程见图 7.45。

a. 盐水精制及电解流程 原盐由皮带输送机送至溶盐槽，以电解工段来的淡盐水溶解。饱和的粗盐水自流至第一反应槽，在此加入精制剂 (Na₂CO₃ 及 NaOH 溶液)，使粗盐水中的 Ca²⁺、Mg²⁺ 分别生成 CaCO₃ 与 Mg(OH)₂。然后与助沉剂经管道混合流入第一沉降槽，以除去 CaCO₃ 与 Mg(OH)₂（图中未示出）。澄清过的盐水中加入助滤剂，由泵送入管式盐水过滤器，把盐水中的悬浮固状物除去后，泵送入第一树脂塔及第二树脂塔，使盐水中的金属阳离子的总量在 0.1mg/L 以下，可供电解使用。

粗盐水进入氯气冷却塔中，与电槽阳极室出来的经分离过的氯气进行热交换后，进入阳极液循环槽，在此加入适量 35% 盐酸。泵送入电解槽阳极室进行电解。阳极产生的氯气与淡盐水一起进入氯气冷却塔的下部。分出的氯气经冷却后去氯干燥工序。淡盐水自流至阳极液循环槽，由泵送入第一脱氯塔，用蒸汽喷射抽真空脱氯。氯气经冷却后进入氯总管。淡盐水由泵送去第二脱氯塔用压缩空气吹出法脱氯，稀氢气经冷却后去废氯处理工段。脱氯后的淡盐水去盐水工段贮槽。

阴极室产生的氢气与阴极液一并进入氢气冷却塔下部，分离出的氢气在冷却塔中用冷凝水与补充纯水喷淋冷却后去氢气处理工段，在此补充纯水是为了调节碱液浓度。阴极液自流入阴极液循环槽，一部分阴极液作为热源与浓缩工段的第二、第三蒸发器之间进行循环，一部分与电解槽阴极室之间循环。一般维持电解液浓度含 NaOH 21%（质量）。阴极液循环槽取出的部分阴极液（电解液）去浓缩工序。

二氧化钛生产中，用量最大。此外，石油炼制、金属加工和有色金属冶炼、染料、医药等行业也都使用很多硫酸。

(2) 性质

纯净的硫酸是没有颜色、粘稠、油状的液体，不容易挥发。常用的浓硫酸中 H_2SO_4 的质量分数是 98%，密度为 $1.84\text{g}/\text{cm}^3$ 。浓硫酸有吸水性。硫酸对皮肤或衣服有很强的腐蚀性。

(3) 生产流程

生产流程见图 7.46。在熔硫槽内被蒸汽加热熔融的硫磺，和在干燥塔内被浓硫酸吸去水分的空气，一起送至焚硫炉。硫磺和空气在炉内反应。

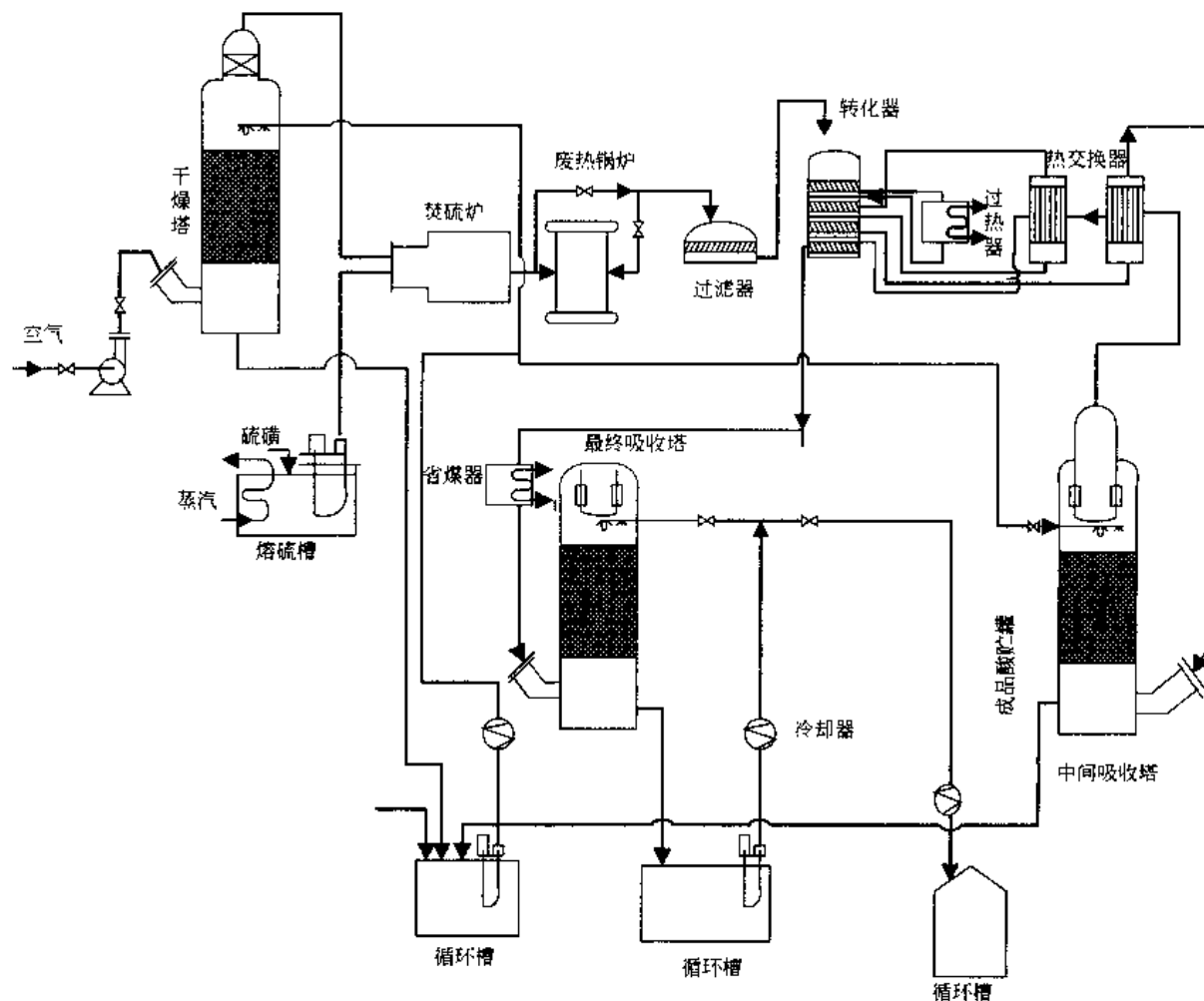
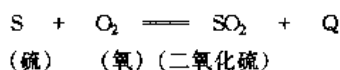
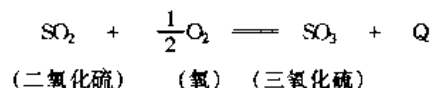


图 7.46 硫磺制硫酸流程



生成的二氧化硫气体浓度可达 9%~11%，经废热锅炉回收余热后，在气体过滤器内除去其中的粉尘。制酸系统采用中间吸收技术。二氧化硫在转化器内的钒触媒的接触下，其催化氧化反应为：



中间吸收的基础，是在两次转化的中间除去三氧化硫。由于三氧化硫的除去，可使上述方程式平衡移向完全氧化一边。这样，可使总的转化率比没有中间吸收塔时要高得多。

流程图所示的为“3+1”式转化器，其意即指中间吸收塔放在转化器第三段触媒和第四段触媒之间，并以此来表明每一次转化使用触媒的段数。

流程中，炉气由过滤器出来，首先进入转化器一段触媒层。由于反应热的产生，气体温度上升，经蒸汽过热器冷却后，送入二段触媒层反应。出来的气体经热交换器而入三段触媒反应。由三段出来的气体经热交换

器冷却后,送中间吸收塔吸收第一次转化过程中所产生的三氧化硫气体。经吸收 SO_3 以后的剩余气体从中间吸收塔出来,利用二、三段触媒出口炉气的热量在热交换器内加热至 410°C 左右,送入转化器的第四段触媒进行第二次转化。总的转化率可达 99.5% 以上。四段出来的气体经省煤器冷却后送入最终吸收塔进行吸收。吸收后的尾气经丝网过滤器除去酸雾后放空。

干燥塔是干燥空气的,可采用 93% 硫酸以上的浓酸淋洒。中间吸收塔和最终吸收塔是吸收三氧化硫的,淋洒酸浓度 98%~99%,操作时不得超过 99% 以上的硫酸浓度。由于干燥和吸收都是放热反应,出塔酸都需经酸冷却器冷却后才能返回塔内循环使用。

具有中间吸收的制酸系统,基建投资虽然高些,但是它能增加硫酸产量,可以使用较高的 SO_2 气体浓度。因此,足以抵偿其增加的投资费用。但是,采用中间吸收的主要意义,在于改善硫酸厂的环境。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

硫磺	砷	0.0004%
硫	99%	

② 消耗定额 (按生产 1t100% H_2SO_4 计)

硫	328kg	冷却水	50000kg
电	65kW·h		

7.47 电炉制磷

(1) 产品用途

黄磷的氧化物是强烈的干燥剂,加工成磷酸和磷酸盐后,是肥料、医药、试剂、洗涤剂 and 防火剂等工业原料。

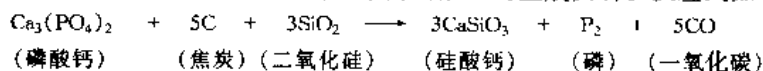
用黄磷制成的赤磷和硫化磷,可用于火柴和军事工业。制成氯化物,可用于制造农药、染料及其他有机合成产品。

(2) 性质

该产品为蜡状具有光泽的固体,由于光和杂质的影响,呈黄色、红色或绿色。熔点为 44.1°C ,沸点为 281°C ,在空气中易自燃,在水中溶解度很小,有剧毒。

(3) 生产流程

① 制法 利用电炉高温,用焦炭、硅石还原磷矿中的磷酸三钙生成黄磷。反应式如下:



加入二氧化硅的目的是使它与 CaO 结合。生成熔点低的硅酸钙,促使反应在较低温度下向生成磷的方向反应,其次加入二氧化硅使炉渣易于排出。

磷矿中含有的氧化铁杂质,也被还原为金属铁,金属铁与磷化合生成磷化铁(常称磷铁)。

② 流程 生产流程见图 7.47。磷矿、硅石及焦炭经过破碎至一定的粒度,烘干、筛选后按比例加入配料车内,再由料桶放置到料柜中,经加料管连续不断地加入电炉内。炉料在电炉内经加热熔融(炉温 $1500\sim 1600^\circ\text{C}$),发生还原反应生成磷蒸气、一氧化碳、炉渣和磷铁。含磷蒸气 and 一氧化碳经导气管,进入除尘器,然后进入三个串联的冷凝塔,与电喷头喷出的 50°C 到 60°C 的热水相遇,使磷蒸气冷凝为液滴,与粉尘一起随水落入塔低受磷槽中,即得粗磷。沉于受磷槽底部含有粉尘的粗磷定期放入带有搅拌装置的粗制锅,用夹套蒸汽保温($60\sim 80^\circ\text{C}$)使其静置分离。合格的液态黄磷放入置于冷凝池中的成型桶进行冷却,并按规定重量包装。精制锅内上层分离出的磷泥和热水槽底部沉积的泥磷含磷达 50% 以上(以干基计),应作单独的磷回收处理。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

磷矿(含五氧化二磷)	大于 80%	硅石	含二氧化硅
焦炭(含固定碳)	大于 95%	电极	石墨化电极或电极糊

② 消耗定额 (按生产 1t 黄磷计)

磷矿(含五氧化二磷 30%)	8500~9000kg	电极	15~30kg
焦炭(含固定碳 84%)	1500~1800kg	电炉用电	14000~17000kW·h
硅石(二氧化硅 100%)	1500~1800kg		

(5) 产品规格

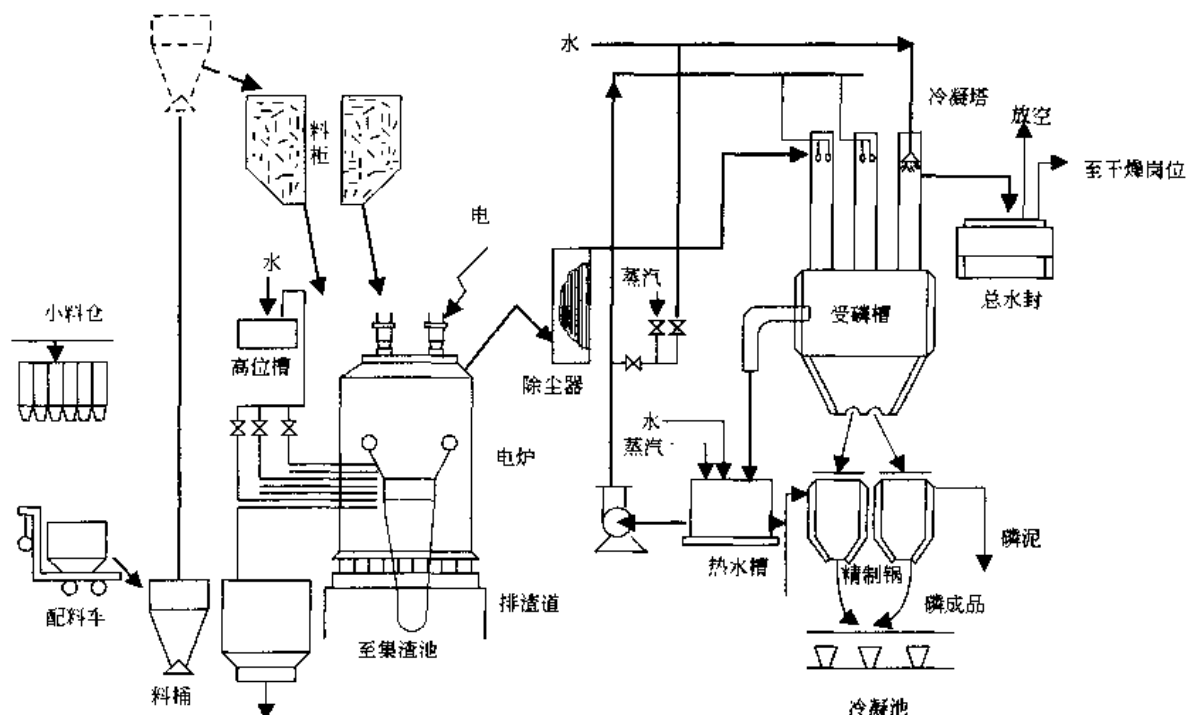
含磷 (P₄) 99% 以上。

图 7.47 电炉制磷流程图

7.48 热法磷酸

(1) 产品用途

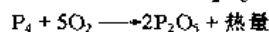
磷酸是多种合成洗涤剂 and 软水剂的重要原料，也可用于制造高浓度的磷肥。热法磷酸净化后，可用于医药和食品工业等。

(2) 性质

热法磷酸是稠厚的糖浆状液体，它含有磷酸为 80%~85%，对一般金属均有腐蚀性。

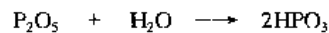
(3) 生产流程

① 制法 用大量空气对磷进行氧化，首先生成磷酸酐 P₂O₅，反应式为：



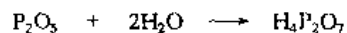
(磷) (氧) (五氧化二磷)

在 700℃ 时，五氧化二磷与一个分子水结合生成：



(五氧化二磷) (水) (偏磷酸)

在 450℃ 时，五氧化二磷与二个分子水结合生成：



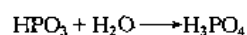
(五氧化二磷) (水) (焦磷酸)

在 230℃ 时，五氧化二磷与三个水分子结合生成：

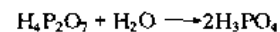


(五氧化二磷) (水) (正磷酸)

或者



(偏磷酸) (水) (正磷酸)



(焦磷酸) (水) (正磷酸)

② 流程 生产流程见图 7.48。用泵将液磷从贮罐输送至燃烧炉顶上的喷嘴中，并用压缩空气（一次空气）使磷雾化，同时用鼓风机鼓入二次空气。磷焰自上而下燃烧，气体从炉底进入气体冷却器中。燃烧炉外

壁淋水冷却,使壁温维持在 $80\sim 125^{\circ}\text{C}$ 。由冷却器出来的气体进入水化塔,气体在塔中冷却至 100°C 以下,然后进入电除雾器。水化塔流出的磷酸浓度为 $75\%\sim 95\%$ (H_3PO_4),电除雾器回收到的磷酸浓度为 $90\%\sim 95\%$ (H_3PO_4)。水化塔回收酸量占总酸量的 55% ,电除雾器则占 45% 。

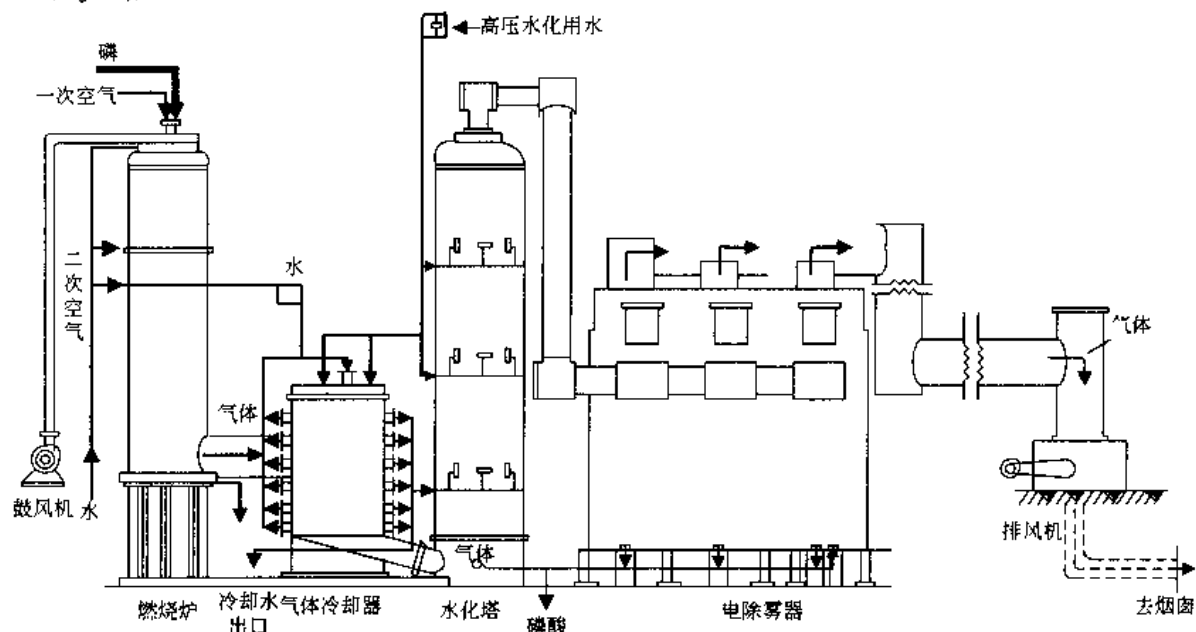


图 7.48 热法磷酸（水冷法）

(4) 原料消耗

① 主要原料及规格

黄磷 (P_4) 99.3%

② 消耗定额

黄磷	324kg	蒸汽	110kg
水	76000kg	压缩空气	155m ³
电	16kW·h		

(5) 产品规格

含磷酸 80%~85%

7.49 石灰氮（氰氨化钙）

(1) 产品用途

石灰氮主要用作肥料,是一种碱性肥料,宜用于酸性土壤。也可以用作除草剂、杀菌剂、杀虫剂(如利用它的毒性和独特的臭味,防治植物的病虫害及虫、蚊对动物的危害,可以防止血吸虫病的蔓延,预防根腐病、锈病、白霉病等,还可以杀死钉螺、蚂蝗等)和棉花落叶剂。同时,它也是有机合成工业及塑料工业的基本原料。

(2) 性质

化学纯的石灰氮是无色结晶体,工业上出产的石灰氮因含有碳素(石墨)等杂质而呈深灰色,不溶于水,有吸湿性,不宜久存。石灰氮对人体有毒,人吸入石灰氮后容易引起呼吸障碍发生痉挛。石灰氮也可以使皮肤发炎,并且刺激口腔和消化系统的粘膜。生产和使用过程中,要注意安全。

(3) 生产流程

① 制法 磨细的电石粉末在高温(1000°C 左右)下与氮气进行反应,就生成石灰氮,其化学反应式如下:



(电石)(氮)(石灰氮)(炭)

② 流程 生产流程见图 7.49。电石在颚式破碎机中破碎后,用斗式提升机送入原料仓中,然后进入管式磨机磨成细末。萤石由萤石料仓也送到管式磨机中与电石混合。

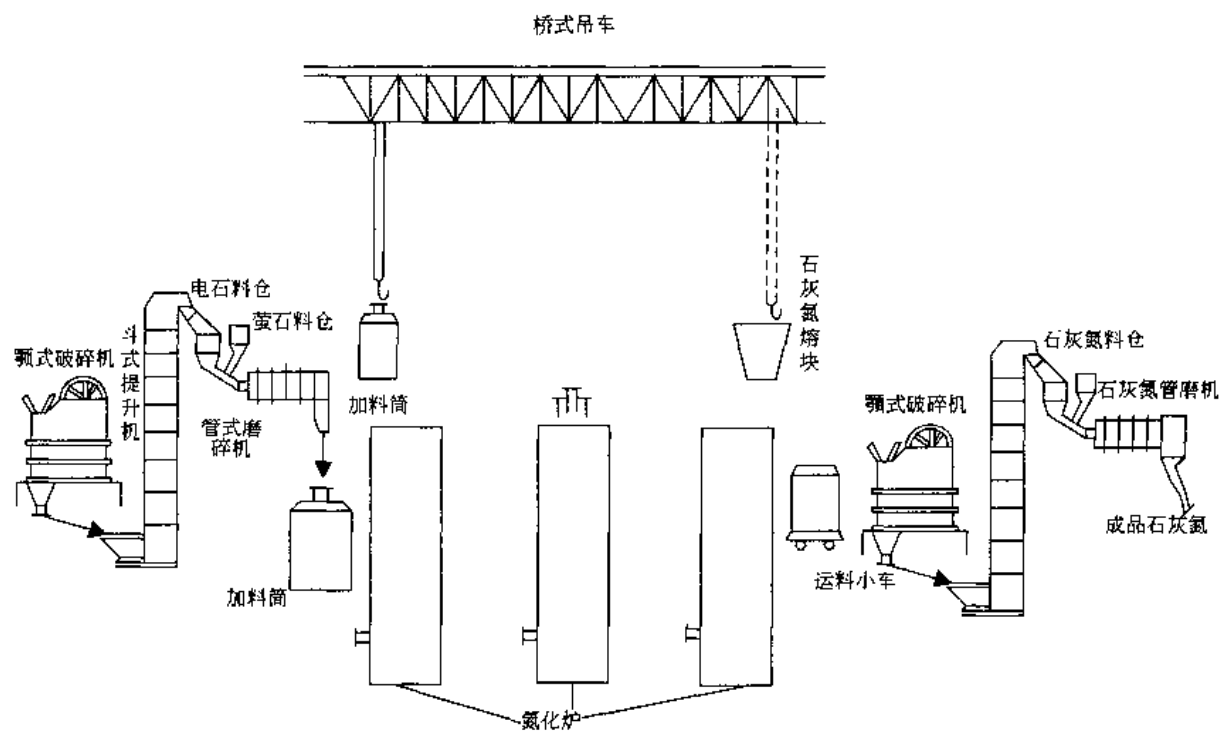


图 7.49 石灰氮生产流程

磨细的电石粉装入加料筒中，用吊车把加料筒吊起，送到氮化炉的炉顶，将原料加到炉内。

电石在氮化炉中加热到 1000°C 左右时，向炉内通入纯净的氮气。这时，氮气即与电石进行反应生成石灰氮（时间约需 42~48 h）。然后，把石灰氮熔块从炉内取出，用运料小车送入颚式破碎机粉碎后，经由斗式提升机、石灰氮料仓入石灰氮管磨机进行细碎，即为成品。

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

原料名称	规 格		原料名称	规 格	
	从制造电石开始	已有电石		从制造电石开始	已有电石
石灰石	碳酸钙大于 97%	—	氮 气	99.8%~99.9%	99.8%~99.9%
焦 炭	固定碳大于 80%	—	萤 石	氟化钙 85%~92%	氟化钙 85%~92%
电 石	—	发气量 230~280L			

② 消耗定额（按生产 1t 石灰氮计）

原料名称	消 耗 定 额		原料名称	消 耗 定 额	
	从制造电石开始	已有电石		从制造电石开始	已有电石
石灰石	约 1600kg	—	氮 气	约 600m ³	约 600m ³
焦 炭	约 700kg	—	萤 石	相当于电石用量 2%~3% 约 2800kW·h	相当于电石用量 2%~3% 约 350kW·h
电 石		850~1000kg			

(5) 产品规格

氮	19%~22%	游离碳	10%左右
氰氨基钙	62%左右	碳化钙	<0.2%
石灰	25%左右		

7.50 对苯二甲酸二辛酯 (DOTP)

(1) 产品用途

对苯二甲酸二辛酯 (DOTP) 主要用作软质聚氯乙烯制品的主增塑剂。能使制品具有良好的绝缘电性能、耐寒性、耐热性、耐抽出性、柔韧性，挥发性小。用于增塑糊时可降低粘度，增加保存寿命。可以与

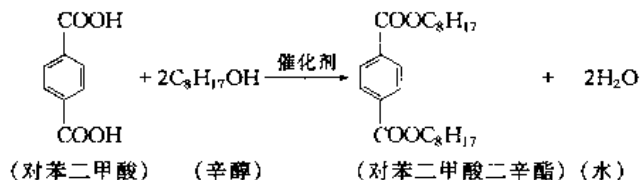
DOP 以任何比例掺合使用。

(2) 性质

该产品为无色透明的油状液体。溶于一定量的乙醇中。水中溶解度 0.1%。无毒。

(3) 生产流程

① 制法



② 流程 生产流程见图 7.50。在催化剂存在下，加入对苯二甲酸和辛醇进行酯化。然后反应混合物在中和器中用 3%~5% Na_2CO_3 水溶液混合，中和完后水洗，然后脱醇，之后加入活性炭精制、过滤，得成品。

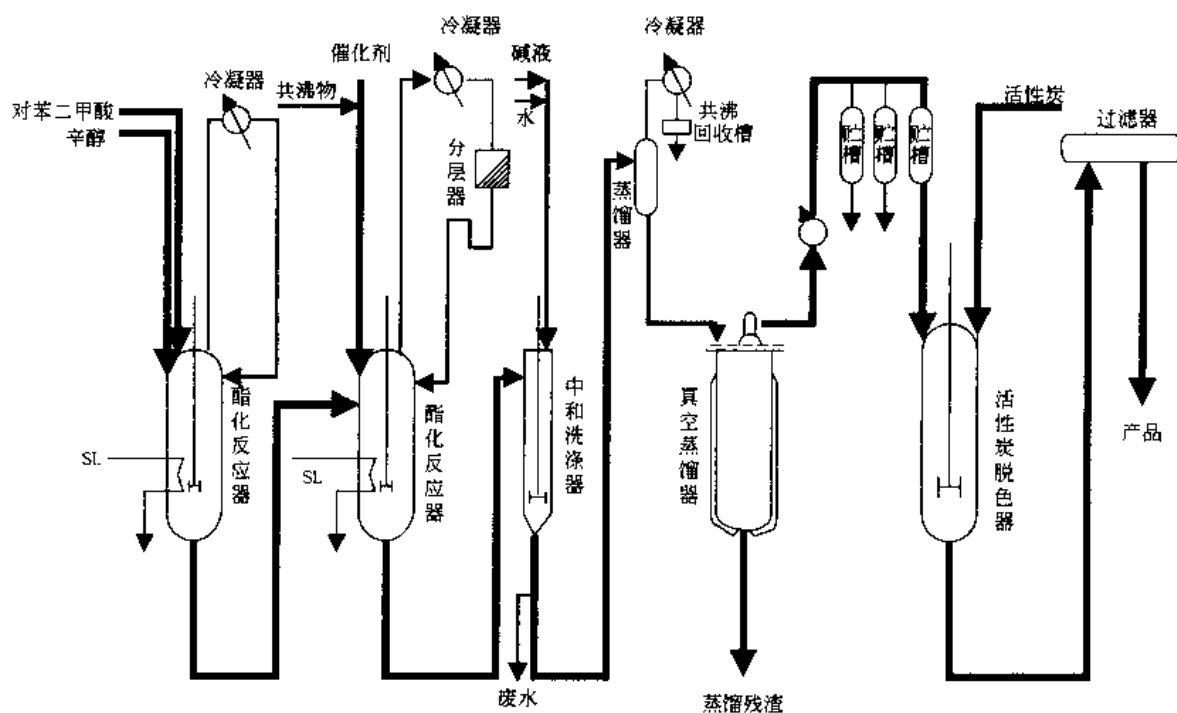


图 7.50 对苯二甲酸二辛酯生产流程图

(4) 原料消耗

① 主要原料及其规格

对苯二甲酸	工业品	辛醇	工业品
-------	-----	----	-----

② 消耗定额 (按生产 1tDOTP 计, 理论量)

对苯二甲酸	426kg	辛醇	660kg
-------	-------	----	-------

(5) 产品规格

色值(碘比色)	≤ 5	体积电阻	$\geq 1 \times 10^{12} \Omega \cdot \text{cm}$
酸值	$\leq 0.1 \text{mgKOH/g}$	加热减量(125℃ ± 2℃, 2h)	$\leq 0.2\%$
闪点(开杯)	$\geq 210^\circ\text{C}$		

7.51 氨、硫铵法排烟脱硫装置

(1) 适用范围及特点

氨、硫铵法排烟脱硫装置适用于钢铁厂的烧结炉、火力发电厂的大型锅炉、加热炉、克劳斯炉及其他含有 SO_2 气体的排烟脱硫。

该装置特点是利用亚硫酸铵水溶液来吸收除去硫的氧化物的方法,以应用于大型锅炉的排烟脱硫。吸收 SO_2 气体工序是用水溶液来进行的,因此不会发生网眼堵塞或结垢等故障。从排烟中带出的灰尘烟垢等也容易分开。不管排烟中 SO_2 气体的浓度高低,均得到较高的脱硫率,可用焦炉气、氨水、液氨等作氨源,其原料易得价廉。吸收液的盐浓度达到 30% 以上时,就被抽出,易于作为硫铵回收。

(2) 流程简述 (见图 7.51)

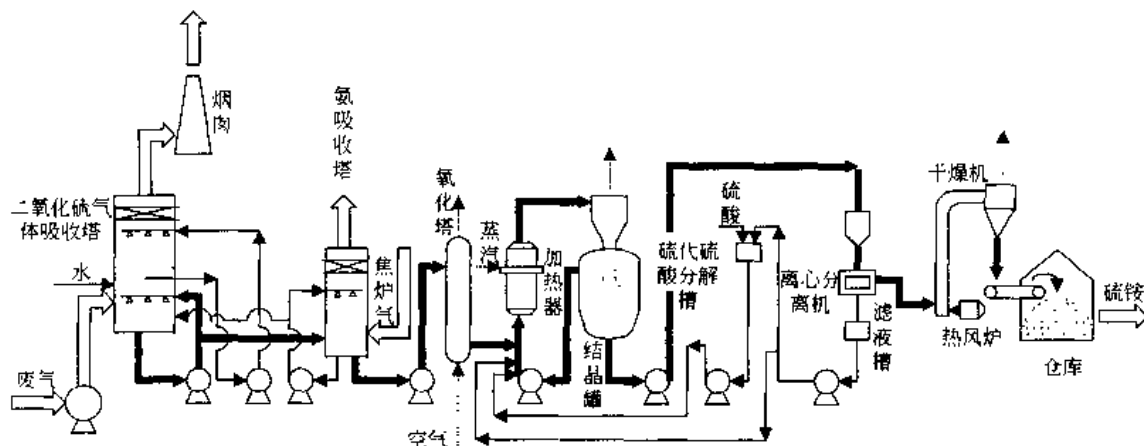


图 7.51 氨、硫铵法排烟脱硫装置

氨、硫铵法排烟脱硫流程以炼铁厂烧结炉排烟中的 SO_2 气体的脱硫为例。用炼铁厂内的焦炉气体氨源,其中含有 $8 \sim 9 \text{ g/m}^3$ 的氨。

排烟在 SO_2 吸收塔内被吸收液冷却并加以洗涤除去 SO_2 气体,然后从烟囱排出。

由于吸收 SO_2 气体而生成酸性亚硫酸铵的吸收液,在氨吸收塔还原成亚硫酸铵后再循环使用。

从氨吸收塔连续不断地抽出一部分吸收液,将吸收液中的亚硫酸铵在氧化塔内进行空气氧化之后,按传统方法回收硫铵结晶。另外,将硫铵母液抽出一部分,使呈硫酸酸性之后,吹入空气,将混有少量副产物的硫代硫酸铵分解除去。

7.52 有机化学工业废水处理流程

(1) 适用范围及特点

有机化学工业废水处理流程适用于处理有机化工废水,不论其污浊成分或其浓度如何,都能广泛适用。

采用二次处理法的古河-阿赞道尔夫式活性污泥法,是采用特殊空气注入器的循环式曝气槽,特别是在二次处理中可增加负荷。其流程特点如下:

- ① 通过预处理和一次处理后,能提高二次处理的效果;
- ② 二次处理(古河-阿赞道尔夫式)适应高负荷条件和负荷的变动;
- ③ 净化后可达到回收再利用的水平;
- ④ 整个流程紧凑,所以占地面积小,建设费用少;
- ⑤ 易于维修及管理;
- ⑥ 不产生恶臭和噪声等二次公害。

(2) 流程简述 (见图 7.52)

在预处理中,通过筛网除去机械杂质,再用油分离槽除油。其次,当剩余固体悬浮物含量特别多的时候,以及重金属含量超过一定程度的情况,需用凝聚沉淀法进行一次处理。

二次处理是进行生化处理,这时,根据需要应补充所缺少的 N、P、K、Ca、Na 等营养物质。

在这种情况下,用古河-阿赞道尔夫式活性污泥法,是采用曝气槽,其特点是用泵使槽内液进行循环,通过在管路中设置的喷射器注入空气,使其与槽底部的喷射器喷出的空气相接触,以达到有效地供氧气的目的。然后进行三次处理,通过高速过滤器除去残留的固体悬浮物,以降低 BOD 和 COD,提高净化度。

另外,设有活性炭接触器,以除去 COD,进行脱色、脱臭等,以期达到重新再利用的程度。

一次和二次处理过程中产生的污泥经浓缩后,通过离心脱水,作成滤饼排出系统外。

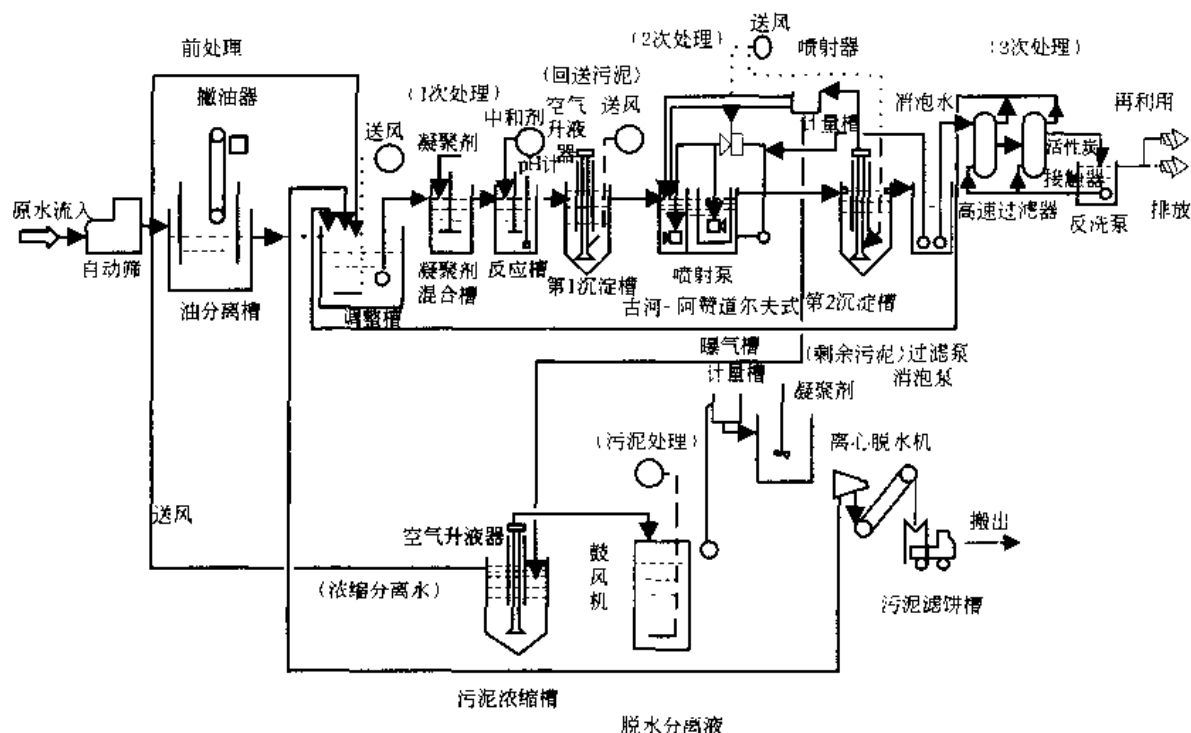


图 7.52 有机化工工业废水处理流程

本工艺处理废水效果见表 7.3。

表 7.3 氯乙烯原料厂废水（废水量 $50\text{m}^3/\text{d}$ ）

	原 水	处 理 水		原 水	处 理 水
pH	6.8	7.2	SS, mg/L	1100	8
COD, mg/L	8420	80	油分, mg/L	250	4.6
BOD, mg/L	12900	17			

注：1. 在二次处理过程中，用 14 倍清水稀释，不使用活性炭接触器。

2. COD 为化学需氧量。

3. BOD 为生化需氧量。

4. SS 为固体悬浮物。

7.53 活性污泥法处理废水

（1）适用范围及特点

活性污泥法适用于水产加工、畜产加工以及其他工厂等排出的含高蛋白质的有机废水的净化处理。除去废水中的 BOD、COD、SS、氮、磷、油分等，以防止排出后造成水质污染及产生富营养化，同时可以回收有效资源及重复利用。

该法特点是沉淀槽中的污泥不会上浮，保证处理能正常进行，而且可以将废水中的氮、磷清除干净。

（2）流程简述（见图 7.53）

该流程分为以下五个工序，概述如下。

① 前处理：工厂排出的废水先经筛网除粗大的悬浮物，再经沉淀池和油分离槽分离出沉砂和油分，然后在原水调节槽内进行曝气搅拌，对水温、pH 值进行调节与均化。

② 生物处理：经前处理的废水定量加入曝气槽内，通空气使之与活性污泥混合搅拌，其中的有机物被活性污泥吸附，经氧化生成二氧化碳、水及硝酸盐。

③ 脱氮：是将曝气氧化所生成的硝酸盐在厌氧菌的作用下，使其还原生成氮气而除掉。在脱氮槽内停止供应空气，向其中注入部分原水作为碳源，以保持厌氧状态，然后向脱氮槽中通入空气排除氮气，最后经沉淀槽进行固液分离。

④ 三次处理：生物处理后的处理水通过化学方法进行凝聚沉淀，以除去悬浮物质和降低 COD 与脱磷。然后再经过滤以达净化目的。必要时还可利用活性炭进行吸附处理，再经消毒后排放或再利用。

⑤ 污泥处理：由生物处理及凝聚沉淀工序排出的剩余污泥，经脱水、干燥后作为肥料，或经焚烧，使其无机化后再作处理。

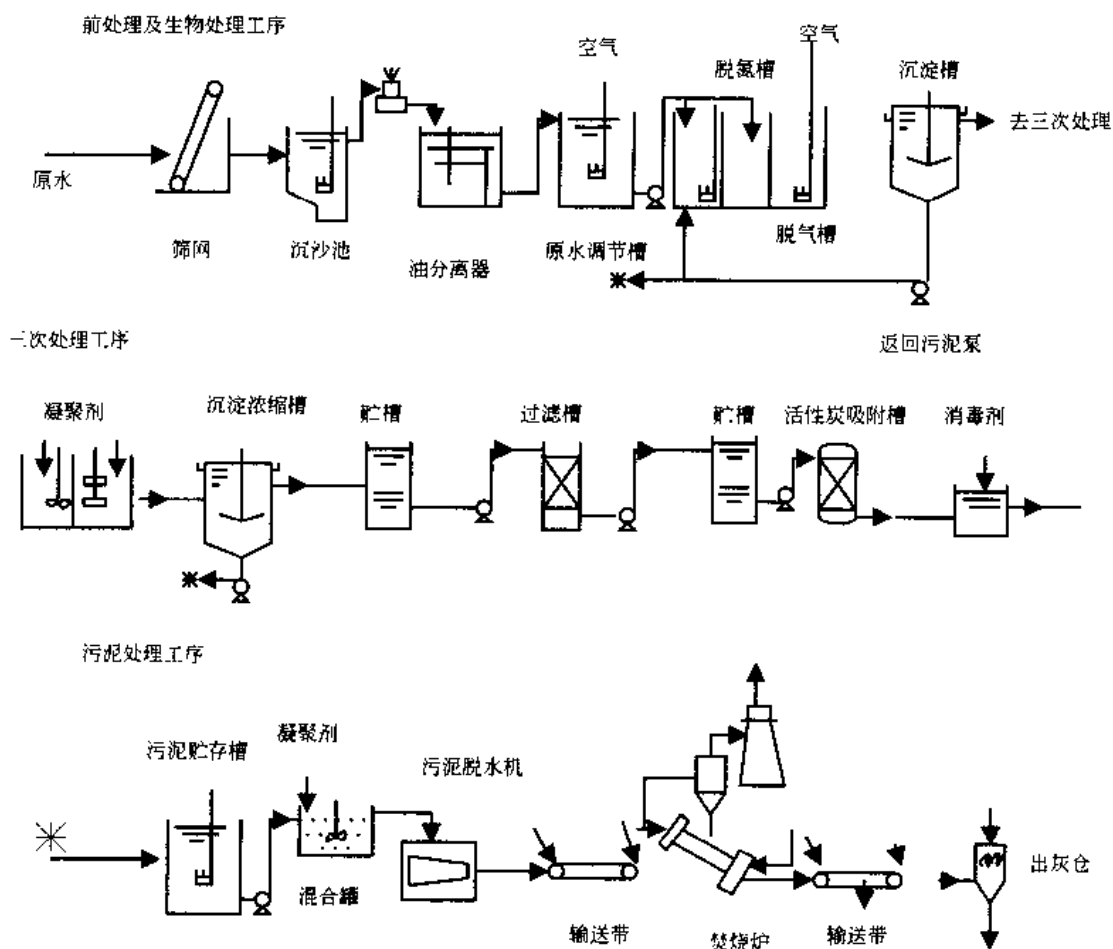


图 7.53 活性污泥法处理废水流程图

原水处理后，水中各组分的清除率（直到过滤为止）如下：

BOD	99% 以上	正己烷抽提物	98% 以上
COD	94% 以上	PO_4^{3-}	99% 以上
SS	98% 以上	有机氮化合物	390 以上

* BOD 为生化需氧量，COD 为化学需氧量，SS 为固体悬浮物。

参 考 文 献

- 1 化工生产流程图解(上册). 北京:化学工业出版社,1984
- 2 化工生产流程图解(下册). 北京:化学工业出版社,1984
- 3 王大全. 精细化工生产流程图解. 北京:化学工业出版社,1999

第 8 章 化学工业清洁生产

8.1 我国化学工业污染现状及原因分析

(1) 我国化工污染现状^[1-2]

我国化工生产种类繁多,已达 45000 品种。生产企业多为中小型,加之采用高消耗、低效益、粗放型生产模式,对环境构成了压力。化工排放的废水、废气、废渣分别占全国工业排放的 20%、5% 和 8%。废水居第二位,废气居第三位,废渣居第四位,排放的汞、铬、酚、砷、氟、氰、氨、氮等污染物居第一位。其中氮肥排放的废水占化工废水的 60%,而小氮肥废水又占氮肥废水的 70%,每年流失到环境中的氨氮达 100 万吨以上。染料工业每年排放工艺废水 1.57 亿吨,废气 $2.57 \times 10^9 \text{ m}^3$,废渣 28 万吨。农药主要以有机磷为主,每年排放上亿吨废水,这些有毒废水毒性高且难生物降解。铬盐工业每年排放废渣 13~14 万吨,全国堆存铬渣 200 万吨,流失到环境中的剧毒 Cr^{6+} 也达 1000 吨。磷肥工业污染主要是氟和磷石膏,每年排入大气的氟为 1~2 万吨,磷石膏约 1000 万吨,它们占用大量的土地,而且也污染了地下水。

尽管近十年来化工污染防治取得了很大的成绩,但小型化工企业的总数在上升,化工是污染大户的帽子一时难以摘掉,已成为制约化工持续发展的关键因素之一。

(2) 化工污染的原因

① 生产工艺落后 我国有很多的乡镇企业,大多为小型企业,它们采用的是 20 世纪 60 年代的生产工艺,从而会导致污染。如用氯醇法生产环氧乙烷;用有钙焙烧生产铬盐;染料生产中用混酸磺化、铁粉还原技术等。

② 高污染原料路线 如用电石-乙炔法生产聚氯乙烯。每吨产品副产 20kg 电石粉尘、2~3t 渣和 10t 碱性废水;用硫铁矿生产硫酸,1 吨产品生产 0.8~1.0t 烧渣。

③ 矿物原料品位较低 矿物品位低直接造成大量废弃物。用选矿等办法加以精制将导致大量废水生成。

④ 企业产品结构不合理 很多的中小型化工企业进行大吨位、高污染的基本化工原料的生产。如小硫酸厂有 400 家,小氮肥近 820 家。这些小型企业应该生产技术含量较高的、有一定市场容量的精细化工品。

⑤ 生产规模偏小 生产规模偏小,靠手工操作,无自动控制系统,必然能耗高,污染大。

⑥ 生产管理落后 由于工厂小,管理人员与工人的素质难以满足需要,工艺参数控制不严,原料管理不严,设备维修不及时,工作环境较差,废弃物基本上不处理就排入环境。

⑦ 化工是耗能大户 1994 年我国一次能源消费为 12.3 亿吨标煤,而化工则占 1.05 亿吨标煤。

⑧ 化工属重污染性质的产业 其原料与产品有许多是易燃、易爆、有毒的化学物质,在生产、储运、使用中,若发生暴露或泄漏,均会危及人类安全并污染环境。

⑨ 其他行业应用化学品带来的污染 如造纸用碱等产生的纸浆废液;冰箱生产和仪表生产中释放的 ODS 物质;纺织印染工业排放大量的印染废水;农业中化肥流失与农药施用引起土壤与水的污染等。

上述种种污染制约了化学工业持续发展。为使发展与环境取得平衡,人们提出了“可持续发展战略”。

8.2 清洁生产

(1) 清洁生产的定义

清洁生产 (Cleaner Production) 是由联合国环境规划署工业与环境规划行动中心 (UNEP IE/TAC) 提出的,用以表征从产品生产到产品使用全过程的广义污染防治途径,其定义如下:清洁生产是将综合预防的环境保护策略持续应用于生产过程和产品中,以期减少对人类和环境的风险。

对产品而言,清洁生产旨在减少产品整个生命周期中从原料的提取到产品的最终处置对人类和环境的影响。

(2) 清洁生产的方法

① 废物减量化 从“末端治理”转向“污染预防” (Pollution Prevention) 的主要工作是“废物减量化” (Waste Minimization),即减少有害物的体积和毒性,其中包括削减废物产生的活动,废物产生后进行回收利用,减少废物体积,毒性的处理、处置。

② 源削减 实现污染预防的重点是源削减 (Source Reduction),将注意力从削减排出后废物的目标转移开,集中到减少有害物的产生这个新目标上来。

③ 现场循环回收利用 即在生产现场对原料、水、能源等进行循环回收与重复利用。

8.3 化工清洁生产的内容

8.3.1 清洁原料^[3-8]

8.3.1.1 碳酸二甲酯 (DMC)

DMC 分子中具有甲基、甲氧基、羰基等多种基团,故有多种反应活性,能进行羰基化反应、甲基化反应、羰基甲氧基反应及酯交换反应,从而制备很多化工产品,在化工领域应用十分广阔。由于它毒性很小,可代替剧毒的硫酸二甲酯 (DMS)、光气和氯甲烷,在有机合成中应用很广,是一种清洁的化工产品。DMC 与 DMS、 COCl_2 、 CH_3Cl 物性比较见表 8.1。

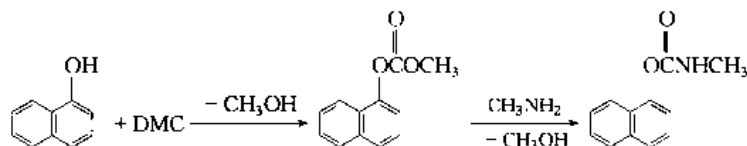
表 8.1 DMC 与 DMS、 COCl_2 、 CH_3Cl 物性比较

性 能	DMC	DMS	COCl_2	CH_3Cl
外观	无色液体	无色液体	无色气体	无色气体
分子量	90.07	126.13	98.92	50.49
熔点,℃	4	27	-118	-97.6
沸点,℃	90.3	188	8.2	-23.7
相对密度 (d_4^{20})	1.071	1.3322	1.432 (0℃)	0.921
折射率 (n_D^{20})	1.366	1.3874	—	1.3712
气味	无味无毒	刺激剧毒	刺激剧毒	刺激剧毒
水溶性,质量百分数	14.53 (40℃)	2.72 (18℃)	微溶	微溶
有机溶解性	溶于酸碱及各种有机溶剂	各种有机溶剂	各种有机溶剂	各种有机溶剂
毒性,mg/kg	小鼠经口 $LD_{50} = 6400 \sim 12800$	小鼠经口 $LD_{50} = 440$	小鼠吸入 $LC = 50$	小鼠吸入 $LC = 3150$

DMC 是绿色化工产品,它已应用于以下几个方面。

(1) 西维因合成

在西维因生产中,用 DMC 代替剧毒的光气和异氰酸酯,使生产安全性大为提高。反应如下:



(2) 苯甲醚合成



用 DMC 代替剧毒的 DMS,无需处理副产物,并保障了安全。

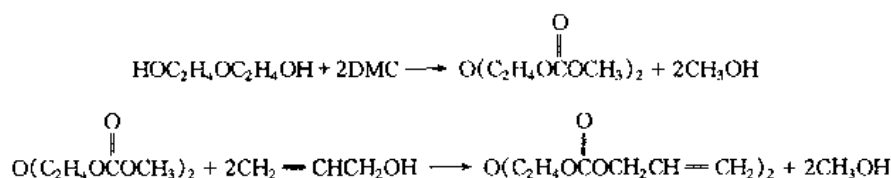
(3) 环丙沙星

环丙沙星是近年来开发的产品,为我国 DMC 第二大消费者,占总消费的 20%。

(4) 聚碳酸酯 (PC)

DMC 与苯酚生成碳酸二苯酯 (DPC),再与双酚在熔融状态下酯交换,生成 PC。用 DMC 代替光气,不用含氯原料,PC 质量更高,可用于生产光盘等电子材料。

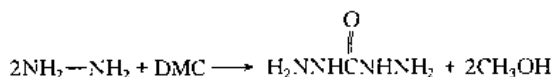
(5) 烯丙基二甘醇碳酸酯



该产品是透明的热固性树脂,有优良的光学性质,耐磨、耐腐蚀、重量轻,可生产眼镜片和光电子材料。用 DMC 代光气生产,安全无腐蚀。

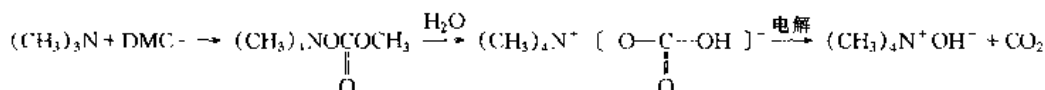
(6) 均二氨基脲

均二氨基脲可代替胼作锅炉清洗剂。胼有致癌和爆炸危险,而均二氨基脲是既方便又安全的锅炉清洗剂,已在欧美广泛使用。



(7) 四甲基醇铵 (TMAH)

TMAH 是一种挥发性强碱物质, 用于大规模集成电路制造的光刻工艺中。传统工艺采用氯甲烷与三甲胺反应合成氯化四甲胺, 再电解得 TMAH。产品中有少量氯化物, 影响产品质量, 而且 CH_3Cl 有剧毒。用 DMC 生产 TMAH 为绿色工艺:



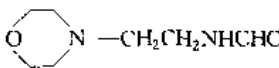
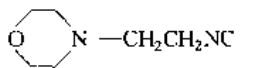
(8) 三光气

DMC 可用于制造“三光气”。“三光气”即三氯甲基碳酸酯, 可以由 DMC 氯化制得。三光气能与伯醇形成碳酸酯, 可以与氨或苯胺形成脲或其衍生物。同时, 它也可以替代光气进行有机合成。三光气在亲核试剂作用下, 在较低温度即可实现光气化反应。三光气是稳定的固体结晶, 熔点在 81°C 以上, 容易运输和贮藏, 避免了直接使用光气所带来的危险。

三光气替代光气的主要反应见表 8.2。



表 8.2 三光气替代光气的主要反应

A	B	Nu	反应条件		收率, %
			t, h	$T, ^\circ\text{C}$	
$\text{Cl}_3\text{CC}(\text{CH}_3)_2\text{OH}$	$\text{Cl}_3\text{CC}(\text{CH}_3)_2\text{OCOC}\text{Cl}$	$\text{C}_5\text{H}_5\text{N}$	96	20	91
$(\text{ClCH}_2\text{CH}_2)_2\text{NH}$	$(\text{ClCH}_2\text{CH}_2)_2\text{NCOC}\text{Cl}$	$\text{C}_5\text{H}_5\text{N}$	72	20	85
$\text{O}-\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2$	$\text{O}-\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{NCO}$	Et_3N	2	70	82
$\text{CH}_2(\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2-p)_2$	$\text{CH}_2(\text{C}_6\text{H}_4\text{NCO}-p)_2$	A	2	130	92
			1	180	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CO}_2\text{H}$	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{COC}\text{Cl}$	痕量 DMF	24	60	71
		Et_3N	8	20	74
$\text{C}(\text{CH}_3)_2\text{OCOCHNHC}\text{O}-\text{CH}_2\text{CH}(\text{CH}_3)_2$	$\text{C}(\text{CH}_3)_2\text{OCOCHNHC}\text{O}-\text{CH}_2\text{CH}(\text{CH}_3)_2$	Et_3N	2	20	94

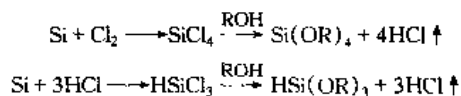
(9) 作清洁溶剂

由于 DMC 自身的物化特性, 不但与其他溶剂的相容性好, 而且蒸发速度快, 与水有一定的互溶度, 混进的水容易分离, 脱脂能力比石油系烃高, 因此可以成为性能优良的溶剂。众所周知, 在电子工业中大量以氟氯烃为洗净剂、干刻剂, 以三氯乙烷作为洗剂, 这两种物质都会破坏臭氧层, 为维护生态环境, 它们被逐步限制使用, 可以考虑用 DMC 代替。欧洲 1992 年把 DMC 列为非毒性化学品后, 也扩大了 DMC 在特殊领域作溶剂、溶媒等新用途的范围, 例如作为医药品制造的溶媒介质、特种快干油漆涂料生产中的溶剂, 作为 CO_2 的载体用于喷雾器溶剂, 还可用作无水锂电池的电极液成分。

另外, 由于 DMC 分子含氧率高达 53.3% (质量), 比甲基叔基醚 (MTBE) 高 35%, 在汽油及柴油中加少量即可提高氧含量, 提高燃烧效率, 降低排放污染, 所以可作为燃油添加剂, 这又是一个巨大的潜在应用领域。

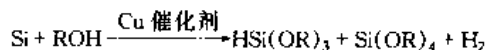
8.3.1.2 有机硅

烷氧基硅烷 $\text{HSi}(\text{OR})_3$ 或 $\text{Si}(\text{OR})_4$ 是有机硅的基础原料, 一般工业生产为间接法, 即两步法:



该法使用 Cl_2 , 并放出 HCl , 对环境不利。

新开发的为直接法, 用无毒 ROH 为原料:

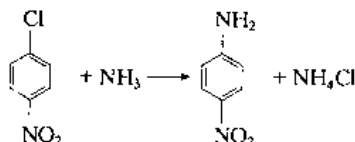


该法有以下特点:

- ① 反应过程短, 选择性高, 产品纯度高;
- ② 游离 ROH 浓度低, 有利分离, 减少操作费用和设备投资。
- ③ 反应副产 H_2 , 原子利用率高, 不用 Cl_2 , 不放 HCl, 因而是绿色工艺。

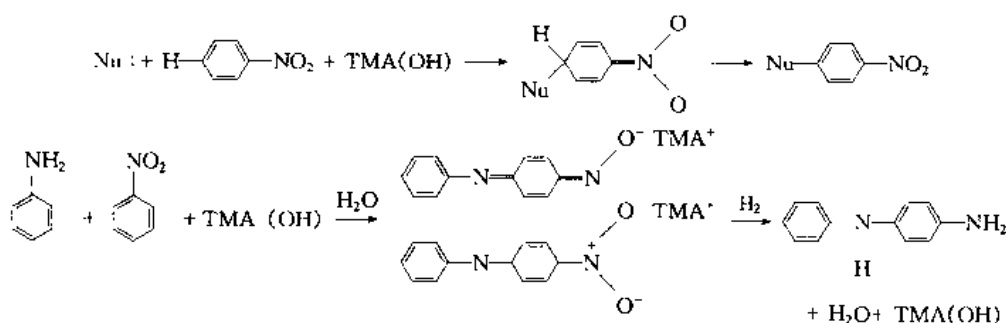
8.3.1.3 芳香胺

通常芳香胺采用氯代芳烃为原料, 用氨进行亲核取代而合成:



而已知氯代芳烃对环境累积性是有害的。

Monsanto 公司的 Stern 等用芳烃代替氯代芳烃为原料, 即直接用胺亲核取代芳烃的方法, 而发展了 NASH (亲核芳烃氢取代) 的方法, 原子利用率高:

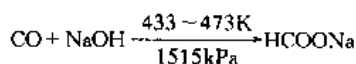


式中 TMA(OH) 为氢氧化四甲铵。

在温和条件下, 苯甲酰胺与硝基苯反应可高收率地生成 4-硝基苯甲酰替苯胺。这是通过 NASH 直接生成芳香酰胺键的第一例, 是硝基苯胺化的新路线。

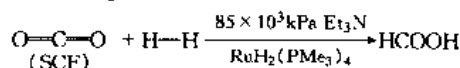
8.3.1.4 甲酸

通常甲酸是用 CO 与 NaOH 在压力锅内合成:



酸化后获甲酸。

另一新工艺则用无毒原料 CO_2 , 不需 H_2SO_4 则可合成。



8.3.1.5 硫酸

用硫铁矿制硫酸产生大量的废渣, 若用硫磺制酸, 则无固体废物。

8.3.1.6 氮肥

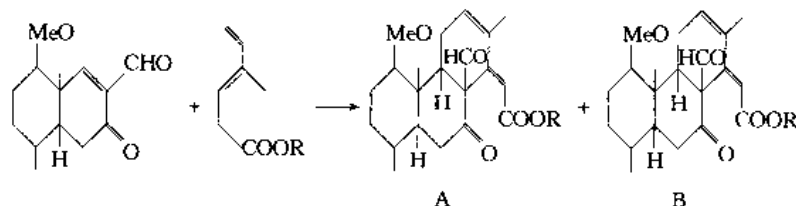
我国很多氮肥厂均用煤作原料, 煤燃烧时排放大量的 SO_2 , 不仅造成设备腐蚀, 生产成本低, 也污染环境。另外, 它也排放大量废渣。

采用天然气作原料制氮肥, 则无上述缺陷, 因为天然气是清洁原料。

8.3.2 清洁的溶剂

(1) 以水作溶剂

水价廉、无毒、不危害环境。此外, 水溶剂特有的疏水效应对一些重要的有机转化是十分有益的, 有时可提高反应速率和选择性, 更何况生命体内的化学反应大多是在水中进行的。



R	反应条件	产率	A:B
Et	甲苯, 室温, 288h	52 %	0.85:1
H	H ₂ O, 室温, 17h	85 %	1.5:1
Na	H ₂ O, 室温, 5h	100 %	3:1

1980年 Breslow 发现用水为溶剂, 环戊二烯与甲基乙烯酮环加成反应在水中较以异辛烷为溶剂的反应快 700 倍。以后 Grieco 在水相环加成反应也做了许多开创性的研究。从上面反应式可见, 水相反应可同时提高选择性与反应速率, 而且获得了两种异构体, 可用于目标产物合成。

很多有机反应物在水中溶解度较低, 此时, 可采用相转移催化技术, 便可解决。

(2) 超临界流体作溶剂

SCF—CO₂ 作反应介质有以下特点: 它无毒、价廉、不燃烧、对环境不污染; 它的一些性质, 如密度、介电常数、粘度、电导率和溶解能力可通过改变温度、压力、共溶剂而连续改变, 以适应不同反应条件的需要; 它可改变压力分离产物, 大大提高产物的时空收率。因此 SCF—CO₂ 用于合成是十分有前途的。目前, 它已广泛用于酯化反应、自由基反应、羰基化反应、加成和环加成反应、酶催化反应等方面。

(3) 固相反应

固相化学反应是在无溶剂的环境中进行的反应, 有时它比液相反应更有效, 并达到更好的选择性。

① 新的多酸化合物的合成 此类化合物具有抗病毒、抗癌、抗艾滋病等作用。

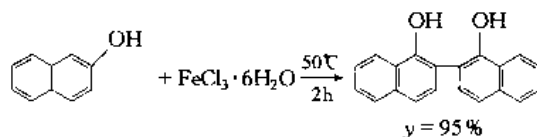
② 配合物合成 Cu(OAc)₂·H₂O 与邻氨基苯甲酸以 1:2 mol 充分研磨, 室温下放置 1 h, 就可获邻氨基苯甲酸铜, 产率达 95%。

③ Baeyer-Villiger 反应 酮在固相中进行 Baeyer-Villiger 氧化反应比在 CHCl₃ 中快。将酮与过氧酸均匀混合, 室温下放置 5 天即可, 收率比 CHCl₃ 溶剂中高。

④ 硼氢化钠反应还原 将酮与过量硼氢化钠充分混合, 在室温下放置 5 天, 收率很高。

⑤ 频哪醇重排反应 一般此反应在 H₂SO₄ 中进行。现可在固相中进行, 反应条件温和, 选择性高。

⑥ 酚的偶联反应 在固相反应中, 并辅以超声, 可进行以下反应:



若在 50% CH₃OH 水溶液中进行, 回流 2 h, 收率仅为 60%, 且副产物多, 难分离。

8.3.3 清洁的产品^[10-12]

(1) 环境友好的塑料

- ① 光降解型塑料, 包括共聚型光降解塑料和添加型光降解塑料。
- ② 生物降解塑料, 包括通用塑料与淀粉共混型和完全生物降解塑料。
- ③ 双降解塑料。

(2) 氟氯烃的替代物

氟氯烃已广泛用于冰箱制冷、化妆品喷雾剂、灭火剂与清洗等方面, 但它已构成对臭氧层的严重破坏。已开发的氟氯烃替代物有:

- ① HCFC-22、HFC-134a 和 HFC-152a 替代 CFC-12。
- ② HCFC-22、HCFC-141b、HCFC-142b、HFC-125 替代发泡剂 CFC-11。
- ③ HCFC-225ac、HCFC-225cb 混合物替代清洗剂 CFC-113。
- ④ HFC-227ea、PEC-410、HFC-23 替代灭火剂 Halon-1211、Halon-1301。

(3) 清洁涂料

- 高固含量溶剂涂料
- 水基涂料 (水分散型、水溶性型、乳胶型)
- 粉末涂料
- 辐射固化涂料

(4) 绿色环保农药

① 微生物农药 目前进行批量生产的有 30 多种, 它们是中生菌素、武夷菌素、杀枯肽、宁南霉素、华光霉素 EB-82 杀虫剂、BT 制剂、NPV 杀棉铃虫剂、绿僵菌杀虫剂、卵孢白僵菌杀虫剂、广谱增产菌粉剂、丰收菌、B 系列生物菌剂、荧光 93 制剂, 其中苏芸金杆菌和井冈霉素杀菌剂已成为年产数万吨的生物农药。

产品。

② 高效、低毒、低残留的化学农药：

a. 第三代、第四代（拒食剂、信息素）、第五代（脑激素）农药，它们用量少，效果好。

b. 手性农药、仿生农药，它们使用量为外消旋的一半，减少使用成本和环境污染。

③ 新型制剂 改变以甲苯、二甲苯、甲醇为溶剂，而用水基作溶剂，如微乳剂、悬浮剂、水溶剂、缓释剂等类型。

(5) 化肥新品种

① 缓效化肥 它可大幅度提高化肥利用率（约 30%~40%），减少对环境的污染，如尿素硝钙、尿素加木质素磺酸钙、尿素加尿素酶抑制剂、尿素硝酸磷肥、长效碳铵、涂层尿素。

② 生物复合肥 它含有活性菌剂 5%~10%，无害有机肥 70%~80%，N、P、K、Mg 等 5%~10%，微量元素及稀土 <1%，它不仅对人畜安全，也不污染环境。

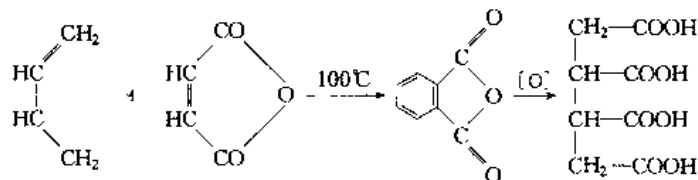
(6) 环保型的印染助剂

① 以淀粉为主的浆料。

② 用二乙烯三胺五（甲撑膦酸 DTPMP）取代 NTA、EDTA、DTPA 作 H_2O_2 稳定剂。

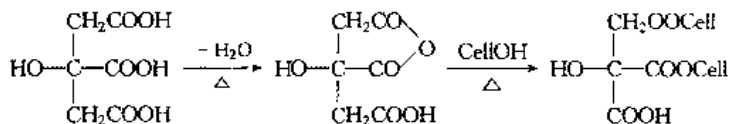
③ 用 Setamol E 代替含醛的分散剂。

④ 低醛或无醛树脂整理剂 通过醚化反应使 DMDHEU 甲醚化、乙醚化和多元醇醚化改性；加入甲醛捕集剂（如碳酰肼）；发展无醛树脂，如丁烷四羧酸 BTCA，它耐洗、不泛黄、无 HCHO。它由 1,3-丁二烯与马来酐通过 Diel-Alder 反应得顺 1,2,3,4-四氢化邻苯二甲酸酐，然后氧化生成：



BTCA 由 NaH_2PO_3 为催化剂高温下与纤维交联。

三元羧酸可用于防皱整理，其交联反应为：



⑤ 易降解的清洗剂。

⑥ 印花浆中尿素取代物。

⑦ 易降解柔软剂 TubingalB、Tubingal BND。

⑧ 用 Pyrovatex CP 代替有剧毒、疑致癌的 APO、THPC、TDBPP 阻燃剂。

⑨ 用有机硅季铵盐抗菌剂 DC5700 取代有致癌性的 TBZ、THDE、BCA、TDBPD 作抗菌防臭整理剂等。

(7) 绿色洗涤剂^[10]

① 天然表面活性剂 天然表面活性剂是具有表面活性的天然物或衍生物，它可分为四类，其中第一、二类为磷脂、蛋白质类表面活性剂，它们去污力、分散性、渗透性、起泡性不佳，而不宜作洗涤剂。第三、四类中用于洗涤剂中的有烷基多糖苷（APG）、甲酯磺酸盐（MES）、葡萄糖酰胺（GM）、脂肪醇硫酸盐（FAS）、蔗糖酯（SE）以及它们的衍生物，如酰基葡萄糖酰胺（AGM）、烷基葡萄糖酯（AGE）。APG 是以天然品为原料，在酸催化下由脂肪醇和碳水化合物乙缩醛而制得。MES 由天然油脂经酯交换后再磺化而得。GM 由葡萄糖酰胺缩合后面制得。FAS 由脂肪醇硫酸化后制得。SE 由蔗糖与食用脂肪酸合成。

② 无磷洗衣粉、洗衣膏 用新型助洗剂 4A 沸石、有机羧酸、聚羧酸（EDTA 钠盐，氮川三乙酸、柠檬酸、聚丙烯酸的钠盐）取代三聚磷酸钠。进一步开发新的酶助剂。

(8) 新型医药

- 手性药物
- 基因药物
- 天然药物
- 受控释放药物
- 中药及制剂

(9) 饲料添加剂

① 控制释放的驱虫、杀虫、抗球虫剂和抗生素。

② 酶制剂 加入酶制剂的饲料因为能将难以消化的蛋白质、脂肪、碳水化合物分解为对动物有营养价值的葡萄糖、氨基酸、游离脂肪酸等,大大提高饲养效益。

③ 基因工程产品。

④ 益生菌 益生菌又称促生素,是选择有益微生物经加工制成的生态制剂。它可保护动物肠内微生物结构,使肠内有益微生物数量增加,潜在致病菌减少,改变微观和宏观生态环境。它安全、无残毒、无抗药性、无环境污染,用量小,使用方便。

⑤ 抗病毒剂。

(10) 食品添加剂

① 天然食用色素 如辣椒红,它是一种 β -胡萝卜素,属维生素 A 源,作为无毒色素,还是一种营养强化剂。此外还有红柚红,具有防腐和降血脂功效。我国还有以黄酮为主体的天然色素,并有抗氧化功能。

② 抗氧化剂 从茶叶中提取茶多酚以代替传统的 BHA 和 BHT。维生素 C 钠用于果汁、肉类加工。

③ 食用香精 辛香料和天然香精有防腐性能,如桂醛就是一种水果保鲜剂。

④ 天然甜味剂 从天然原料氨基酸合成的蛋白糖和植物提取的甜菊糖和甘草素,甜度为蔗糖的 200 倍,作为无热量甜食品使用。

⑤ 天然增稠剂 如琼脂、果胶、海藻酸钠、黄原胶等。高甲氧基的果胶不仅能阻止外因性胆固醇吸收,还能促进中性胆固醇的排泄,对血清胆固醇有强的抑制作用。

(11) 清洁燃料

- 无铅汽油
- 低硫低芳烃柴油
- 甲基叔丁基醚
- 甲基叔戊基醚
- 柴油乳化剂
- 柴油燃烧添加剂
- 煤水浆

(12) 水处理剂

(13) 其他

① 多氯联苯 (PCB) 替代物 PCB 作绝缘介质可使电器性能改善,但 PCB 为致癌物质。

② 在制浆造纸中用 ClO_2 或不含氯的 H_2O_2 、 O_3 代替 Cl_2 作漂白剂。

③ 化工设备焊接中用 C_3 为原料的焊割气代替高能耗、污染大、易爆炸的乙炔气。

8.3.4 清洁的催化剂^[14-17]

已知很多反应均用液体酸或碱作催化剂,但是液体酸和碱催化剂有如下缺陷:

- ① 对反应器和反应装置腐蚀,污染环境;
- ② 很难从反应混合物中分离出来;
- ③ 催化剂难以重复使用;
- ④ 通过中和后排放,处理费用较高。如每生产 1 t 高辛烷汽油,需要处理 100 kg 废硫酸。

因此,人们开发了一些固体酸催化剂,它们是固体氧化物、复杂氧化物、沸石、杂多酸、夹层化合物、金属硫酸盐、金属磷酸盐、固体超酸等。

(1) 一些重要的固体酸催化工艺 (见表 8.3)

表 8.3 利用固体酸催化剂新开发出的一些有代表性的重要酸催化工艺

反应类别	过 程	催 化 剂	开 发 公 司
烷基化	苯 + 甲醇 \rightarrow 甲基苯 酚(苯胺) + 烷基苯 \rightarrow 烷基酚(烷基苯胺)	HZSM-5, 460℃ 多种分子筛	Hoechst Mobil 石油
异构化(歧化)	甲苯 \rightarrow 苯十二甲苯 甲苯 + C_3 芳烃 \rightarrow 二甲苯	HZSM-5 分子筛 DeH-7, DeH-9	Mobil 研究与开发 UOP
加成/消除	脱水: MTBE \rightarrow 2-甲基丙烯 + 甲醇 TAME \rightarrow 2-甲基丁烯-1 + 2-甲基丁烯-2 水合: 环己烯 + 水 \rightarrow 苯酚	固体酸 HF/粘土 H + 树脂	UOP/Huels/住友 Exxon 化学 旭化学

续表

反应类别	过 程	催 化 剂	开 发 公 司
加成/消除	醚化: 甲醇 + 烯烃 → MTBE 混合 C ₅ + 甲醇 → TAME	新型分子筛 酸性树脂 Dow/Rohm & Haas 酸性树脂	Arco 化学 Exxon 化学
缩合/聚合/ 环化	乙醇 → 乙醚 乙醚 + 甲醇 → 汽油 C ₃ , C ₄ 烯烃 → 芳烃, 烷烃	ZSM-5 ZSM-5 DHCD-2, CHCD-4	Mobil 研究与开发 UOP/BP
裂 解	烃类裂解 重烃馏分裂解	UCCLZ-210 Flexicat ARTCAT 焙烧高岭土	UOP Exxon 研究与工程 Engelhard Ashland 石油

(2) 沸石

在六亚甲基亚胺存在下, 烷基化用沸石催化剂有比 HY 沸石更高的选择性, 平均提高了 30% 左右, 产物中三甲基戊烷 (TMP) 含量也较高, 而 C₉⁺ 馏分含量又低, 因而油品质量得到提高。沸石孔道直径 (UCS) 对异丁烷/丁烯烷基化反应活性影响较大, 当 UCS 在 2.435~2.445 nm 之间时, 丁烯的转化率最大, 而 UCS 小于 2.435 nm 时, 丁烯转化率急剧下降, 且产物分布也会改变 (表 8.4 中 DMH 为二甲基己烷)。

表 8.4 孔道直径对产物分布的影响

样 品	UCS, nm	产物分布, %			C ₈ 的组成, %				TMP 的异构体组成, %			
		C ₅ ~C ₇	C ₈	C ₉ ⁺	TMP	DMH	烯烃	TMP/DMH	2,2,4-	2,2,3-	2,3,4-	2,3,3-
USY-1	2.450	24.0	59.5	16.5	70.0	23.1	6.9	3.03	34.2	7.4	28.3	30.1
USY-2	2.435	19.2	54.4	26.4	63.0	30.6	6.4	2.06	32.9	6.3	31.6	29.2
USY-3	2.428	10.9	49.3	39.8	11.9	55.3	32.8	0.22	22.6	18.1	36.8	22.5
USY-4	2.426	13.3	39.6	47.1	18.2	55.6	26.6	0.22	26.3	15.3	36.2	22.2

注: 反应条件为 $T = 50^{\circ}\text{C}$, $i\text{-C}_4/\text{C}_4^+ = 15$ 。

由表 8.4 可见, UCS 较大时, 产物中 C₈ 含量高。而当 UCS 较小时, C₉⁺ 含量就相对较高。

(3) 固体超强酸

用 ZrO₂、TiO₂、SiO₂ 为载体, 负载 H₂SO₄、H₃PO₄ 等而制成的超强酸已用于异丁烷/丁烯烷基化反应的催化剂。它们制备简单, 酸强度高。用 SO₄²⁻/ZrO₂ (SZ) 催化剂时, 丁烯转化率达 100%, 产物中 C₈ 含量可达 80% 以上, 其中 TMP 大约占 C₈ 烃类的 90%。与 H β 沸石催化剂相比, 利用 SZ 催化剂时, 烷基化反应产物中 C₅~C₇ 馏分含量较高 (见表 8.5), 说明在 SZ 催化剂上存在更强的酸位, 加快了烃类的催化裂化反应。

表 8.5 以 SZ 和 H β 为催化剂时, 异丁烷/丁烯烷基化反应的产物分布

温度, $^{\circ}\text{C}$	催化剂	丁烯转化率 %	产物分布, %			C ₈ 的组成, %			
			C ₅ ~C ₇	C ₈	C ₉ ⁺	TMP	DMH	Olefins	TMP/DMH
50	H β	96.3	24.9	45.3	29.8	67.2	27.7	5.1	2.4
	SZ	92.4	65.9	27.8	63.0	72.6	21.3	6.1	3.4
0	H β	62.0	2.7	69.4	27.9	16.4	23.0	60.6	0.7
	SZ	65.0	37.4	53.4	9.0	91.2	3.8	5.0	24.0

注: 反应条件为 $p = 2.5\text{MPa}$, $i\text{-C}_4/\text{C}_4^+ = 15$ 。

异丁烷/丁烯的烷基化反应也可在固体催化剂 H₃PO₄-BF₃-H₂SO₄/ZrO₂ 和 H₃PO₄-BF₃-H₂SO₄/SiO₂ 上进行。

(4) 水滑石

水滑石以及杂多酸水滑石对异丁烷/丁烯的烷基化反应也有明显活性。其中 Na₆Al₂(OH)₁₆CO₃·*n*H₂O 比 Zn₆Al₂(OH)₁₆CO₃·4H₂O 和 Mg₆Al_{2.28}(OH)_{16.56}(CO₃)_{1.14}·6H₂O 具有更高的活性。用 H₈[Si(W₂O₃)]·*n*H₂O 柱水滑石可使催化剂稳定性提高。

固体酸和碱催化剂已成功用以下工业过程：

- 用杂多酸催化剂从异丁烷生产叔丁醇；
- 用沸石催化剂从氨和甲醇合成二甲胺；
- 用磷酸铈催化剂从单一醇胺制氮丙啶；
- 用固体超碱从乙烯基降冰片烯制亚乙基降冰片烯；
- 用分子筛催化剂从甲醇制烯烃；
- 用酸性树脂从甲醇和异丁烯制甲基叔丁基醚；
- 用 ZSM 催化剂从甲苯制二甲苯与苯。

8.3.5 化工反应过程的合理评价指标

8.3.5.1 化工反应过程的合理评价指标

(1) 产物选择性 (S) 或产率 (Y)

通常采用产物选择性或产率来评价某化工反应过程或某一产品合成工艺优劣的标准。这种做法已沿用上百年来，迄今许多化学工程师还在致力于改进工艺，以期提高产率。这种指标是建立在追求最大经济效益基础上提出的，它不考虑对环境的影响，无法估计所排放的废物数量和性质。有些 Y 值高的过程对环境的破坏实例不胜枚举。显然，再把 Y 当成唯一的评价指标已不能满足现代化工发展的需要。为贯彻可持续发展战略，在发展生产的同时兼顾环境与生态效益，必须提出新的评价指标，并采用先进的催化技术，以满足新指标要求。

(2) E-因子和原子利用率

近年来，Sheldon 提出以下新的评价指标^[18~21]。

① E-因子 (E-factor) E-因子定义为每产出 1 kg 产物所产生的副产物的千克数，而这种副产物是我们不需要的。它们主要是 NaCl、Na₂SO₄、(NH₄)₂SO₄、CaCl₂ 等无机盐、重金属化合物和各种反应中间体等。

表 8.6 为各类化工领域中的 E-因子。

表 8.6 E-因子

化工领域	产物吨位数, t	副产物(kg)/产物(kg)	化工领域	产物吨位数, t	副产物(kg)/产物(kg)
石油化工	10 ⁶ ~10 ⁸	约 0.1	精细化工	10 ² ~10 ⁴	5~>50
大宗化工产品	10 ⁴ ~10 ⁶	<0.5	医药品	10~10 ³	25~>100

由表可见，从石油化工到医药品，其 E-因子逐步加大。其主要原因是精细化工和医药品在生产过程中常广泛采用化学计量式反应，反应步骤较多。如果在精细化工中更多地采用化学催化和生物催化技术，则可减少反应步骤，使 E-因子大为下降。E-因子必须从实际生产过程中所取得的数据方可算出。

② 原子利用率 (Atom Utilization) AU 定义为：

$$AU = \frac{\text{目标产物的摩尔质量}}{\text{化工过程产物的所有物种摩尔质量和}} \quad (8.1)$$

AU 用来估算不同化工过程在不同工艺路线中原子利用程度，由理论反应式算出。AU 大，副产物则少，反之亦然。它不是指产物的选择性，而是原子的选择性。

表 8.7 化学计量式反应与催化反应中的 AU 值

化学计量式反应	催化反应
还原： $4\text{PhCOCH}_3 + \text{NaBH}_4 + 4\text{H}_2\text{O}$ \downarrow $4\text{PhCH(OH)CH}_3 + \text{NaB(OH)}_4$ <div style="border: 1px solid black; padding: 2px; display: inline-block;">120/145 = 82 %</div>	$\text{PhCOCH}_3 + \text{H}_2$ \downarrow PhCH(OH)CH_3 <div style="border: 1px solid black; padding: 2px; display: inline-block;">100 %</div>
氧化： $3\text{PhCH(OH)CH}_3 + 2\text{CrO}_3 + 3\text{H}_2\text{SO}_4$ \downarrow $2\text{PhCOCH}_3 + \text{Cr}_2(\text{SO}_4)_3 + 6\text{H}_2\text{O}$ <div style="border: 1px solid black; padding: 2px; display: inline-block;">120/270 = 44 %</div>	$\text{PhCH(OH)CH}_3 + 1/2\text{O}_2 (\text{H}_2\text{O}_2)$ \downarrow $\text{PhCOCH}_3 + \text{H}_2\text{O} (2\text{H}_2\text{O})$ <div style="border: 1px solid black; padding: 2px; display: inline-block;">120/138 = 87 % (120/156 = 77 %)</div>

续表

化学计量式反应	催化反应
羟基转化为羧基 $\begin{array}{c} \text{PhCH(OH)CH}_3 + \text{HCl} \\ \downarrow \\ \text{PhCH(CH}_3\text{)Cl} + \text{H}_2\text{O} \\ \begin{array}{cc} \text{1. Mg} & \downarrow & \text{2. CO}_2 \\ & & \text{3. HCl} \end{array} \\ \text{PhCH(CH}_3\text{)CO}_2\text{H} + \text{MgCl}_2 \\ \boxed{148/243 = 61\%} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{PhCH(OH)CH}_3 + \text{CO} \\ \downarrow \\ \text{PhCH(CH}_3\text{)CO}_2\text{H} \\ \boxed{100\%} \end{array}$

表 8.7 为几种典型化学计量式反应与催化反应中的 AU 值。由图可见, 在还原、氧化和羟基转化为羧基反应中, 催化法比化学计量式反应 AU 显著提高, 这意味着排放到环境中去的废物大为减少。

可见催化技术即为重要的清洁工艺。

由 (8.1) 可见, 利用 AU 值可计算理论的 E-因子 ($E_{\text{理}}$ -因子), 而实际 E-因子 ($E_{\text{实}}$ -因子) 则复杂得多。显然 $E_{\text{实}} > E_{\text{理}}$, 其原因如下:

a. 由于一般化学反应并非是进行到底的不可逆反应, 因而存在一个化学平衡, 故实际产率总小于 100%, 必然有废物排放, 它对 E 的贡献为 E_1 ;

b. 为使一昂贵的反应物充分利用, 往往将另一反应物过量, 此过量物必然会排入环境, 它对 E 的贡献为 E_2 ;

c. 在分离产物时往往采用化学计量式的中和步骤, 加入一些酸与碱, 从而生成无机废料, 它们对 E 贡献为 E_3 ;

d. 由于反应步骤多, 或常用引入基团保护试剂或除去保护基团试剂带来的对 E 贡献为 E_4 ;

e. 即使对只有一个产物的反应, 由于存在不同光学异构体, 必须将无用且有害的异构体压舱物 (isomeric ballast) 分离并且抛弃, 这在医药工业是很常见的, 由此引起对 E 的贡献为 E_5 ;

f. 由于分离工程技术限制, 常常不可能达到完全分离, 以致部分产物随副产物进入环境, 对 E 贡献为 E_6 ;

g. 在分离单元操作中使用一些溶剂, 因部分不能回收而对 E 的贡献为 E_7 。

故
$$E_{\text{实}} = E_{\text{理}} + E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_5 + E_6 + E_7 \quad (8.2)$$

在缺乏 E_1 、 E_2 、 E_3 、 E_4 、 E_5 、 E_6 、 E_7 等实际数据时, 我们就用 AU 计算 $E_{\text{理}}$ 值。由上可见, E-因子不仅与反应有关, 也与其他单元操作有关。

③ 环境系数^[22] 上述 E-因子、AU 值往往从排放废物数量角度进行评价, 它没有考虑这些废物质的区别。显然, 不同的物质对环境的影响是大不相同的。对于某些 AU 值较高的反应, 尽管排放物数量少, 但毒性高, LD_{50} 小。而无机物如 NaCl、 Na_2SO_4 、 Al(OH)_3 、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 等则毒性极低。为此, 必须建立另一新的评价指标, 即环境系数。

我们规定低毒无机物对环境不友好系数 $Q = 1$, 而重金属、一些有机中间体和含氟化合物等的 Q 值可在 100~1000 之间, 具体视 LD_{50} 值而定。

环境系数 (Environmental Quotient) 定义为:

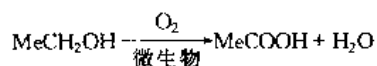
$$\text{环境系数} = E \times Q \quad (8.3)$$

可见, 在运输、贮存和生产中应尽量少用危险溶剂、有毒试剂 (如光气、硫酸二甲酯、卤素、叠氮化钠、HF、二异氰酸、甲苯等), 改变反应路线并采用绿色合成技术 (如催化技术、太阳能化学合成、力化学合成、固相化学合成) 和高效分离手段。另外, 还必须考虑到化工过程使用的能量形式不同带来的影响。利用煤、石油作燃料会产生废气、废渣和尘埃气溶胶, 放出的 SO_2 、 NO_2 也会形成酸雨, 从而影响 Q 值。

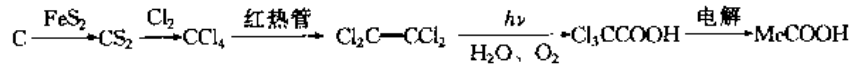
8.3.5.2 某些化工反应中的原子利用率与催化关系

(1) 醋酸合成

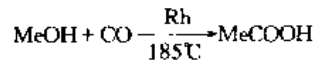
① 发酵法



② Kolbe 合成 (1845 年)



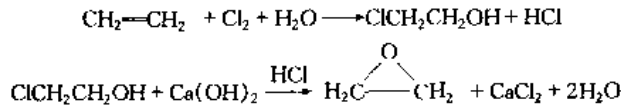
③ Monsanto合成法 (1966)



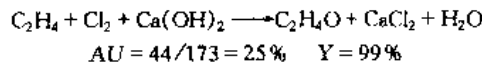
①法生产率为 $1.5\text{g}/(\text{L}\cdot\text{h})$; ②法共五步反应, $AU < 10\%$, 生产率 $0.1\text{g}/(\text{L}\cdot\text{h})$; ③法生产率 $500\text{g}/(\text{L}\cdot\text{h})$, $AU = 100\%$, 实际产率高达 $>99\%$ 。故③法最先进。

(2) 环氧乙烷

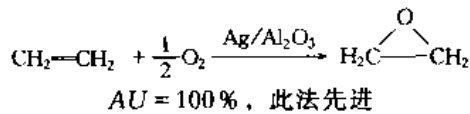
① 氯醇法



总反应:

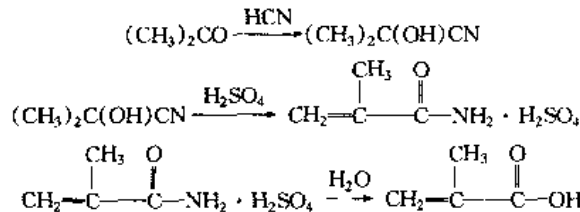


② 氧化法



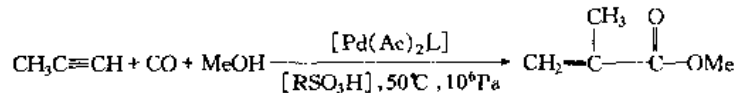
(3) 甲基丙烯酸 (MMA)

丙酮氰醇法



MMA 是重要单体, 年产量达 $1.8 \times 10^6\text{t}$ 。目前大约 80% MMA 用此法生产。此法 $AU = 46\%$, $E_{\text{环}} = 2.5$, 而且需要剧毒 HCN, 对环境十分不利。

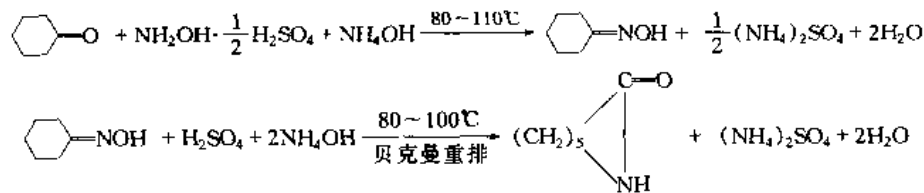
近来, shell^[23] 发展新的合成方法:



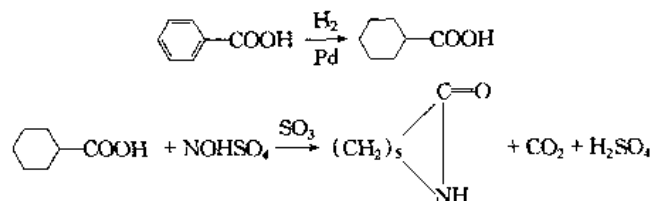
催化剂活性高, MMA 选择性达 99%, $AU = 100\%$, 这一实例生动说明催化在减少废物排放中的关键作用。

(4) 己内酰胺

① 肟法



② 甲苯法

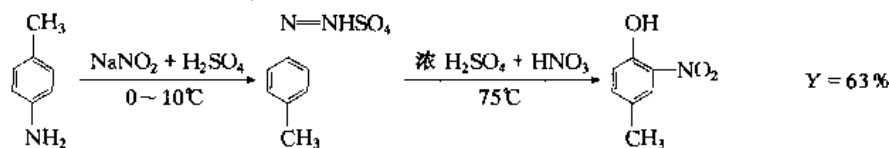


①法 $AU = 29.5\%$, 而②法第一步 $AU_1 = 100\%$, 总 $AU = 44.3\%$, 没有无机盐排放, 且甲苯资源丰富价廉, 该法有发展前途。

(5) 邻硝基对甲酚^[24]

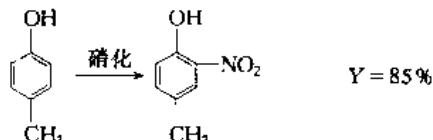
邻硝基对甲酚用于荧光增白剂 DT 制造。合成工艺分两部分, 第一步为邻硝基对甲酚合成, 有以下几种方法。

① 对甲苯胺法 对甲苯胺经重氮化、硝化和水解



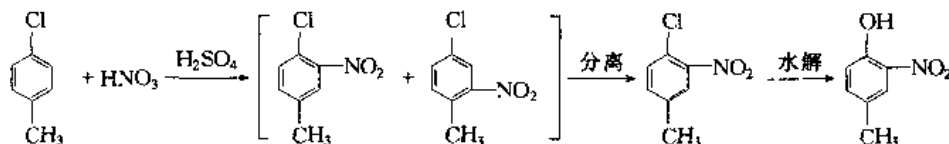
此法成本高、废水多、耗能大。

② 对甲酚法



此法工艺短、收率高、三废少、成本低。

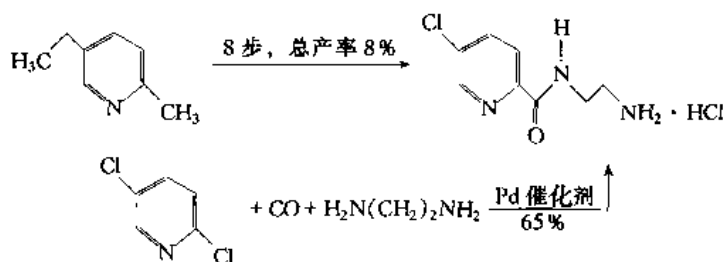
③ 对氯甲苯法 经硝化、分离异构体、高压水解



此法异构体难分离间位体用途少，流程长，成本高， $Y = 62\%$ 。

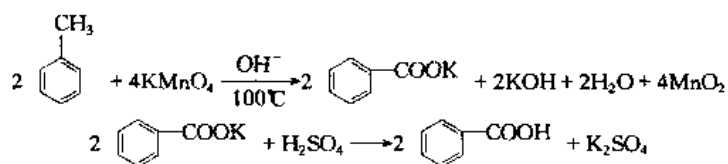
(6) 抗帕金森药物 lazabemide

传统的合成方法是从 2-甲基-5-乙基吡啶出发，经过 8 步合成，总产率只有 8%。不仅耗能，原子利用率极低。由 Hoffmann-La Roche 公司发展的催化羰基化反应，由 2,5-二氯吡啶出发，仅用一步合成了拉扎贝胺，其 AU 达 100%。



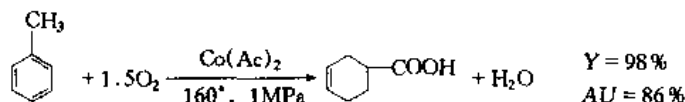
(7) 苯甲酸

① 化学氧化



此法产生固体 MnO₂ 废物和废水，AU = 21%。

② 液相催化氧化

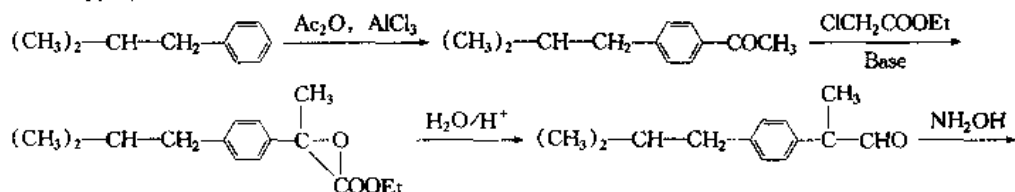


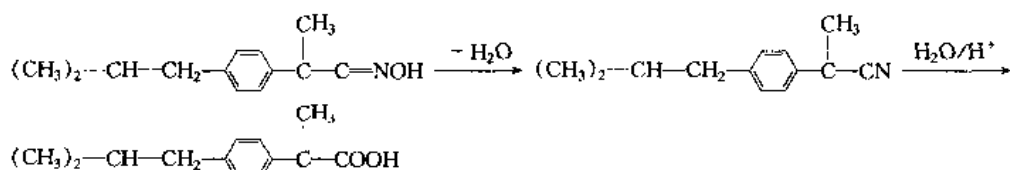
此法先进。

(8) 布洛芬

布洛芬有 96 种合成方法。其中有两种主要方法。

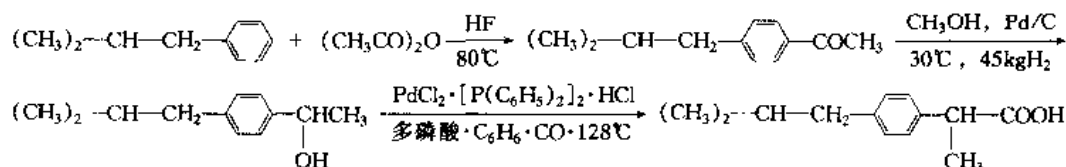
Roots 公司生产方法





共6步反应, 用化学计量式进行芳环的 Friedel-Craft 乙酰化, 产生大量废物, AU 很低, 因此法已淘汰。

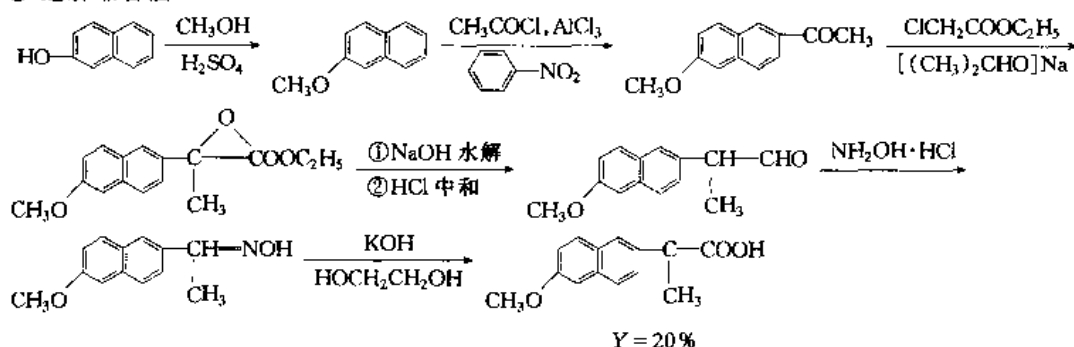
Hoechst-Celanese 工艺



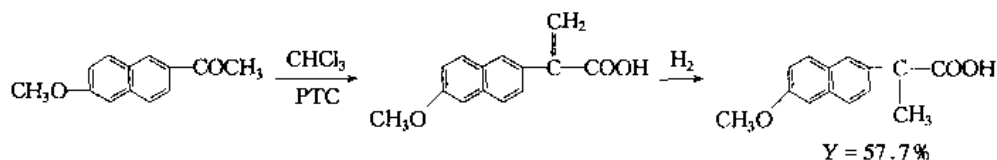
该工艺仅有3个反应, 其中两步为催化, 它们 AU=100%。HF 可回收利用, 是目前最先进的方法。

(9) 蔡普生

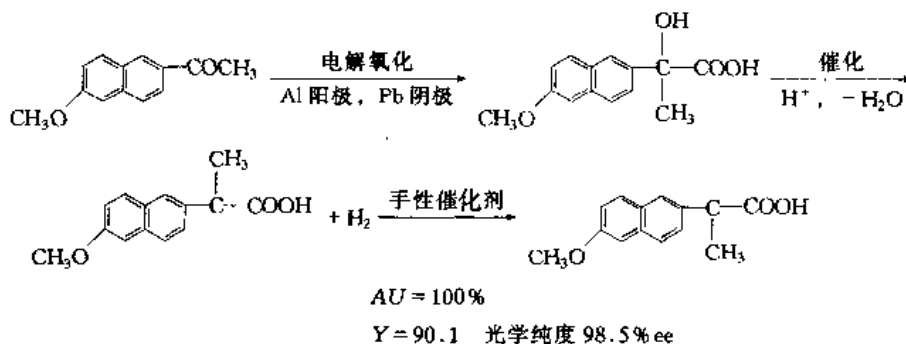
① 达森缩合法



② 直接烷基化法



③ 电解法 (孟山都公司)



③法是目前最先进的工艺。

由上可见, 催化在改变反应途径、减少反应步骤、降低活化能、提高反应速度、节能降耗、增加 AU 值, 减少 E-因子等方面均显示出强大的生命力, 在减少废物排放的清洁工艺中是否采用催化是一个关键。

从以上分析可见, 在化工生产中应建立全面考核反应过程、反应路线的科学指标, 才可达到清洁生产规定的目的。

8.3.6 清洁的化工高技术^[25]

8.3.6.1 化学合成技术

为使化学合成选择性高、产率高、原子利用率高、反应速度快、反应条件温和, 已发展一系列新的合成方法与技术。

(1) 新合成方法

- 声化学合成
- 室温和低热温度下固相化学合成
- 力化学固相合成
- 光化学合成
- 电化学合成
- 手性合成
- 冲击波化学合成
- 微波电介质热效应合成
- 利用太阳能进行化学合成
- 等离子体下合成
- 超临界状态下化学合成

(2) 新的催化技术

- 配位催化
- 钛化合物催化
- 杂多酸催化
- 晶格氧选择氧化
- 相转移催化
- 纳米粒子催化
- 胶束催化
- 非晶态合金加氢催化
- 超强酸超强碱催化
- 光催化
- 氟离子催化

(3) 一锅合成法

传统的有机合成是一步一步地进行反应, 步骤多、产率低、选择性差, 且操作繁杂。一锅合成法可将多步反应或多次操作置于一锅内完成, 不再分离许多中间产物, 因而具有高效、高选择性、条件温和等特点, 是一种清洁的合成技术。

(4) 生物化工合成

① 发酵工程: 米来生物化工的支柱, 合成乙醇、食品、抗生素、有机酸、氨基酸、核酸、甘油、溶剂、甾体化合物等。

② 酶工程: 化工新动力, 酶反应效率高, 在常温、常压、近中性下反应; 反应速度比常规非催化反应高 $10^8 \sim 10^{20}$ 倍; 专一性强, 因而节能、节原材料; 利用酶可合成光学活性物质。

③ 基因工程: 医药工业新突破口, DNA 重组技术开发新药, 如胰岛素、人生长激素、干扰素。

④ 细胞工程: 利用细胞融合技术, 把不同细胞优良遗传特性合成在一起, 用于育种、有机酸、苯甲醛、单克隆抗体等生产。

(5) 计算机辅助的绿色合成的设计 (CAOS)^[26,27]

现有的计算机程序中, 有些在运行中需要进行人机对话, 称一步 (one-step) 合成程序。有的则不需要人中间干预, 输入目的产物 T 后机器自动求出合成路线, 称多步 (multi-step) 合成程序。两种程序各有优点。

① LHASA 程序 由 Corey 完成的 LHASA 程序规模很大, 1976 年就有 30000 行 Fortran 代码、400 个子程序和超过 600 个通用化学反应。

a. 图形 用光笔硬件输入分子结构图, 显示屏上则显示。在程序运行中模拟进行变换得出前体时, 屏幕上的图也相应变为前体的结构, 同时还显示合成树。

b. 辨认 (Perception) 结构中的化学信息, 如环、官能团、立体化学信息等, 程序必须识别并记录。

c. 合成策略 LHASA 数据库中的反应分为单官能团反应、双官能团反应、官能团交换、加入官能团、与环有关的反应、还有战略键有关的策略。程序运行中, 需人介入时, 屏上会出现表, 列出可能的策略、方法, 故 LHASA 是一步合成程序。

d. 反应的选择与评价 选择哪些反应属于指定的合成对象? 程序对反应的选择和评价原则。

e. 化学反应数据库 这是程序的核心。其内容有名称、性质、子结构、反应条件、限定语、分值等。

② SYNCHEM 程序 SYNCHEM 是一个多步合成程序。使用时, 目标分子用 Wiswesser 线性表达输入, 程序对之进行分析, 找出与合成有关的官能团及其他结构特征, 对应于各种结构的特性, 程序中存在一定数量的相应化学反应, 还有一些方法对反应进行评估, 估计价格、产率、反应和分离难易程度来取舍。由合格的反应即可得出前体。之后, 考虑所得各前体的复杂程度、价格等, 得出一系列下一步的目标, 依次对之重复上述步骤, 即可得出合成树。

除以上程序外, 还提出了 CICLOPS、EROS、ASSOR。

8.3.6.2 高新分离技术^[25]

采用高新分离技术可以使产品纯度提高, 其使用价值和经济效益也会提高; 分离越彻底, 向环境排放物越少, 副产物回收利用机会增加; 高新分离技术使产品收率提高, 从而提高经济效益; 有些分离技术 (如膜分离) 是在无相变情况下实现的, 具有节能减污特性。新分离技术有:

① 膜分离技术, 如液膜分离、渗透气化膜分离、反渗透膜分离、电渗析、超滤、微滤、纳滤、气体膜分离;

- ② 超临界流体技术, 如 SCF 萃取、SCF 重结晶、SCF 干燥、SCF 色谱;
- ③ 新蒸馏技术, 如反应蒸馏、吸附蒸馏、加盐蒸馏、分子蒸馏、膜蒸馏;
- ④ 新萃取技术, 如双相萃取、膜萃取、电泳萃取、酶膜反应-萃取;
- ⑤ 新结晶技术, 如熔融结晶、加压结晶;
- ⑥ 毛细管电泳。

8.3.6.3 新型化工设备

高选择性及高转化率的反应装置、集不同功能于一体的反应装置, 将达到节能、降少污染的目的, 新化工设备如下。

① 多功能反应器:

- a. 反应-传质结合的反应器, 如色谱反应器、催化蒸馏反应器、膜反应器等;
- b. 反应-传递热量结合的反应器, 如流化床反应器-传热结合、催化反应-蒸馏塔结合、周期换向操作的绝热固定床反应器;

c. 反应-反应偶联反应器, 如膜反应器中催化反应偶联、固定床反应器中反应偶联。

d. 其他新反应器, 如反相胶束微反应器、流化床电化学反应器、管道反应器。

② 其他设备

- 干燥-过滤机
- 超声过滤机

8.3.7 清洁化工生产工艺

清洁的生产工艺应尽量少用和不用有毒有害的原料; 采用无毒、无害的中间体; 选用少废和无废工艺; 尽量减少生产过程中的各种危险性因素, 如高温、高压、低温、低压、易燃、易爆、强噪声、强振动等; 采用高效设备; 采用可靠和简单的生产操作和控制; 完善生产管理; 对物料进行内部循环等, 尽量少排放或不排放废弃物。

8.3.7.1 清洁的化工合成单元反应

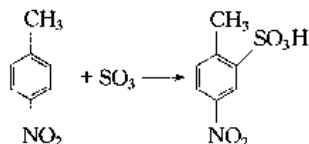
下面只介绍几个常见的单元反应: 磺化、硝化、氧化、还原、甲基化等。

(1) 三氧化硫磺化^[28]

用发烟硫酸磺化工艺的缺点是需耗用大量的发烟硫酸。以对硝基甲苯磺化为例, 其对硝基甲苯与硫酸配比为 4:14, 除少量发烟硫酸参与反应外, 其余成为废酸。

采用 SO_3 进行磺化可以解决废酸问题。

用 SO_3 作磺化剂时, 磺化过程中不产生水, 其用量接近理论量, 用 SO_3 磺化反应速度快, 由反应式可见, 该反应呈原子节约特性:



由上可见, SO_3 磺化是一种无废少废的清洁工艺。

(2) 硝化过程^[29]

芳香族硝化物 (ANC) 广泛用于染料、农药、医药中间体和炸药。在硝化过程中会产生硝烟、焦油、硝化母液和洗涤水等三废, 其危害性大且难以处理。

清洁的硝化过程如下。

a. 硝化剂的筛选 为解决 H_2SO_4 污染, 已经使用的一些硝化剂有纯硝酸、醋酐和硝酸盐、醋酐和硝酸、硝酸酯、亚硝酸和四氧化二氮等。近年来研究较多的是以强酸性树脂和 HZSM 分子筛为代表的催化剂。这些替代物的应用不仅杜绝了废硫酸的污染, 而且提高了硝基定位的选择性, 大大地降低了副产物的产生。表 8.8 列出了不同催化剂和硝化剂对 ANC 对、邻位异构体比的影响。

b. 采用先进的硝化技术 我国先进企业已采用绝热硝化、非均相硝化、连续式硝化和四釜硝化先进技术。它可使废酸得到循环利用, 自行浓缩, 而且能减少副产物生成 (表 8.9)。

c. 回收与循环利用 可用萃取、吸附等方法回收废水中的 ANC; 洗涤水循环套用; 废酸作成品酸的代用品, 用于中和、酸析等工序; 废酸用于制化肥等。

通过上述措施, 可实现清洁生产。

表 8.8 不同催化剂、硝化剂对 ANC 对、邻位异构体比的影响

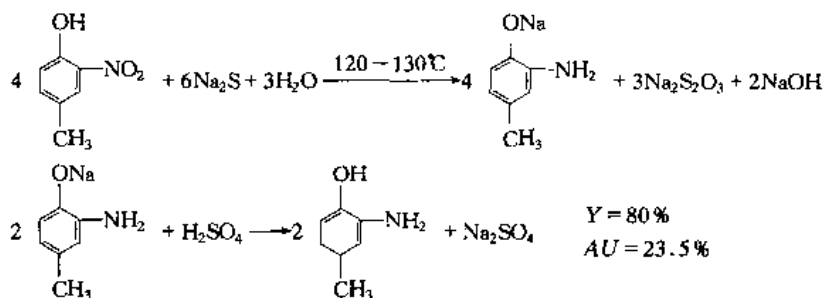
原 料	产 物	催 化 剂	硝 化 剂	对位:邻位
苯酚	硝基苯酚	冰醋酸	硝酸铜	1:99
苯酚	硝基苯酚	无	硝酸	1:1
苯酚	硝基苯酚	无	乙酰硝酸酯	1:1.2
苯酚	硝基苯酚	先酯化	后硝化	99:1
苯胺	硝基苯胺	醋酐	硝酸铜	1:99
苯胺	硝基苯胺	醋酐	硝酸锂	99:1
氯苯	硝基氯苯	硫酸	硝酸	1.7:1
氯苯	硝基氯苯	HZSM-5	硝酸	3.3:1
甲苯	硝基甲苯	无	硝酸铜	0.8:1
甲苯	硝基甲苯	活性炭	硝酸铜	1.2:1
甲苯	硝基甲苯	氧化铝	硝酸铜	1:1
甲苯	硝基甲苯	焦磷酸	硝酸	1.33:1
甲苯	硝基甲苯	焦磷酸	硝酸新戊酯	2:1
甲苯	硝基甲苯	硫酸	PHCO ₂ NO ₂	0.56:1
甲苯	硝基甲苯	HZSM-11/NBUZ	PHCO ₂ NO ₂	49:1

表 8.9 我国化工企业采用的先进硝化技术

原 料	产 物	硝化技术	成 效	实 施 企 业
间二甲苯	硝基二甲苯	绝热硝化	废酸自行浓缩, 循环使用	湘潭化工设计院
苯	硝基苯	绝热硝化	产率 98%, 废酸循环利用, 二硝物 300mg/L 以下	吉化染料厂
萘醌	1-硝基萘醌	非均相硝化	节约工序 6 道, 收率提高 3%, 成本下降 40%	吉化染料厂
二苯醚	对硝二苯醚	相转移催化	产率高, 污染少	华东理工大学
氯苯	硝基氯苯	连续硝化	反应快, 好控制, 副产品减少 30%	上海染化九厂
萘醌	2-硝基萘醌	高压管道	产率达 84%, 纯度达 89%	上海染化九厂
		连续化生产		
间二甲苯	硝基二甲苯	管式连续	提高收率, 减少二硝物	湘潭化工设计院
苯	硝基苯	四釜硝化	吨产品废水量减少 2/3	南京化工厂

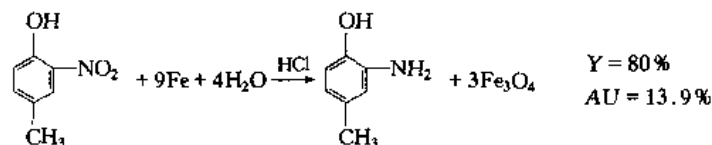
(3) 催化加氢和电解还原过程

化工重要的中间体之一为芳香胺。有很多生产方法, 下面以邻硝基甲酚还原为例说明。

① Na₂S 还原

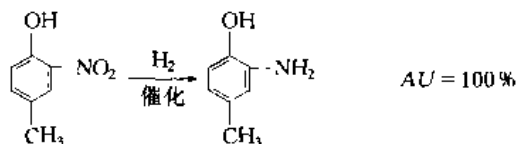
此法工艺成熟, 但产生恶臭废液和因化学计量式中中和反应产生的无用无机物。

② 铁粉还原



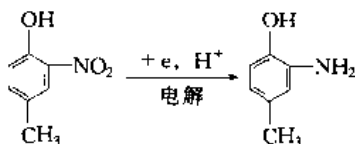
此法产生大量铁泥和有毒废水。

③ 催化加氢



此法产率高，三废少，纯度高。

④ 电解还原



此法是正在研究开发的新工艺， $AU = 100\%$ ， $Y = 81\%$ 。

由上可见，对甲酚直接硝化-催化加氢（或电解还原）是一条先进的合成工艺路线。

(4) 催化氧化^[30]

化工反应中常遇到氧化反应，所用的氧化剂见表 8.10 所示。从污染角度看， O_2 和 H_2O_2 是最理想的， O_2 最价廉，其余的几种则副产物多而且有毒。

表 8.10 氧化剂

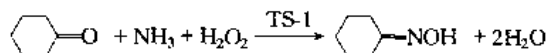
氧化物	活性氧, % (质量)	副产物	氧化物	活性氧, % (质量)	副产物
O_2		O_2	$t\text{-BuOOH}$	17.8	$t\text{-BuOH}$
H_2O_2 (100%)	47.0	H_2O	NaOCl	21.6	NaCl
HNO_3	25.4	NO_x	$\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$	21.8	Cr_2O_3
PhIO	7.3	PhI	KMnO_4	20.2	MnO_2

利用 O_2 或空气作氧化剂必须采用适当的催化剂，才有可能获得高的选择性。如乙烯氧化乙酰化生产醋酸乙烯，选择性达 93% 以上。Wacker 法生产乙醛用 CuCl_2 旧工艺，由于 Cl^- 浓度高，会产生百分之几的氯代有机物，并难以处理。现已开发成功含 V 的杂多酸后，氧化效果相同，但 Cl^- 浓度减少了 400 倍，从而减少了有机氯化物。

利用晶格氧代替氧气进行烃的选择氧化是一个重大技术进展，它是控制深度氧化、节约资源和保护环境的有效催化氧化技术。

H_2O_2 作氧化剂过去需要有机过氧化物和 $\text{Mo}(\text{CO})_6$ 等作催化剂，反应在有机溶剂中进行，20 世纪 80 年代中期发现了 Ti/Si 分子筛 (TS-1)，用它作催化剂使 H_2O_2 氧化有了重大突破。它应用面广（见图 8.1），可用 30% 的 H_2O_2 并在水相中进行氧化。

环己酮肟是己内酰胺生产中的一个中间体。传统的生产方法有拉西法、NO 还原法和 DSM/HPO。三种方法分别存在产生硫酸铵及稀 HNO_3 等副产物的不足。Enichem 公司开发了用 Ti/Si 分子筛催化剂进行环己酮肟化的新技术：



环己酮转化率达 99.9%，环己酮肟选择性为 98.2%，以环己酮计，收率达 99%。此工艺反应条件温和，氧源安全易得；选择性高，副产物少；过程干净，副产物为 H_2O 。

利用 Ti/Si 分子筛进行苯酚羟基化制对（邻）苯二酚时，产物二酚浓度为 17.1%，二酚选择性接近 100%，产物中邻与对位之比为 1:1。

在医药等精细化工中常果用高价铬、高价锰盐进行化学计量氧化。此时，可采用媒质电解氧化法，可减少环境污染，降低生产成本^[34]。

(5) 甲基化反应^[31-34]

用 DMC 代替硫酸二甲酯对酚类、胺类进行甲基化。

在催化剂作用下，DMC 与苯酚反应，可获得几乎高达 100% 的

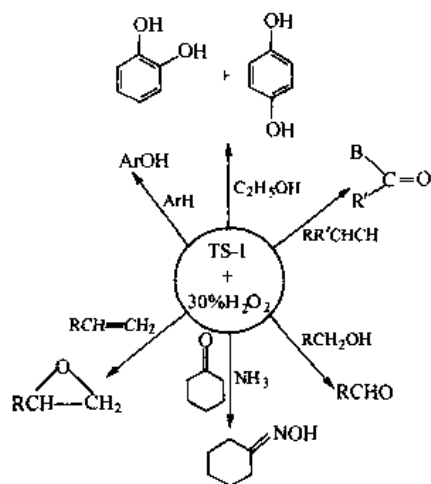
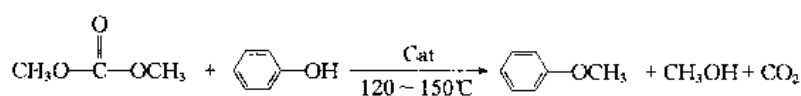


图 8.1 TS-1 催化工艺示意图

转化率和选择性。



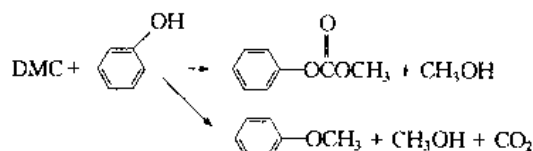
产物苯甲醚是一种香料，也用于食品贮藏、塑料加工等方面。

DMC 与对苯二酚反应，可获得对二甲氧基苯，它广泛用于医药、香料、染料等行业。

(6) 羰基化反应

在农药、医药及中间体的合成等方面，已开始用 DMC 来代替光气进行羰基化反应。

如用 DMC 与苯酚合成碳酸苯甲酯 (PMC) 的反应：

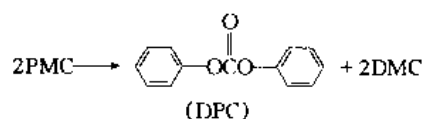


随着催化剂的不同，反应产物有不同的选择性 (表 8.11)。反应温度 $98 \sim 100^\circ\text{C}$ ，压力 0.1MPa ，时间 5.8h ， $\text{DMC}/\text{PhOH} = 5\text{mol/mol}$ ，催化剂/ $\text{PhOH} = 0.05\text{mol/mol}$ 。

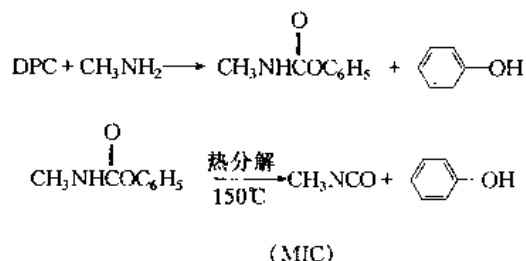
表 8.11 催化剂不同时反应产物的不同选择性

催化剂	苯酚转化率 %	PMC 选择性 %	苯甲醚选择性 %	催化剂	苯酚转化率 %	PMC 选择性 %	苯甲醚选择性 %
AlCl_3	15	95	5	TiCl_4	24	>99	<1
BF_3	4	45	55	$\text{Ti}(\text{OPh})_4$	21	>99	<1
SnCl_4	8	93	7				

PMC 进一步反应，则得到碳酸二苯酯 (DPC)。



DPC 是生产芳香聚碳酸酯、异氰酸酯、尿素、氨基酸甲酯等的重要中间体。如甲基异氰酸酯 (MIC) 的合成：



(7) 烯烃的环氧化

用 $\text{TS}/\text{H}_2\text{O}_2$ 清洁催化使丙烯、氯丙烯、苯乙烯环氧化。反应在常压、低温 ($30 \sim 80^\circ\text{C}$) 下进行。丙烯环氧化中， H_2O_2 的利用率及产物选择性均可达到 97% 以上。氯丙烯环氧化反应较易进行， H_2O_2 的转化率和产物选择性分别达 98% 和 92%。苯乙烯环氧化、大环烯烃的环氧化研究均获较佳结果。

8.3.7.2 清洁化工生产工艺

(1) 氮肥

- ① 改变原料路线，以天然气造气。在用煤炭时要消除污染，利用水煤浆加压气化技术。
- ② 大型尿素厂中尿素解吸液采用高压水解技术，可使解吸液中含氮 $1 \sim 3\text{mg/L}$ ，尿素 $1 \sim 2\text{mg/L}$ 。
- ③ 采用酞菁钴脱硫代替氨水液相催化脱硫。
- ④ 小氮肥实现“两水”闭路循环。

(2) 磷肥

- ① 采用硫磺制酸新工艺，不产生废渣和砷污染。

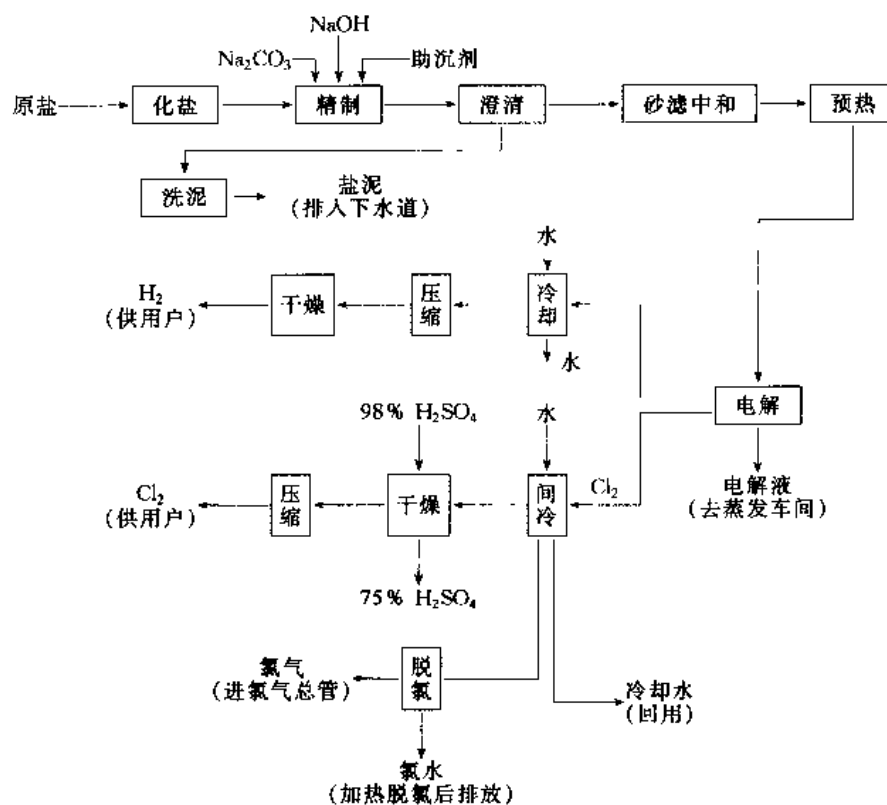


图 8.2 隔膜法制碱工艺流程

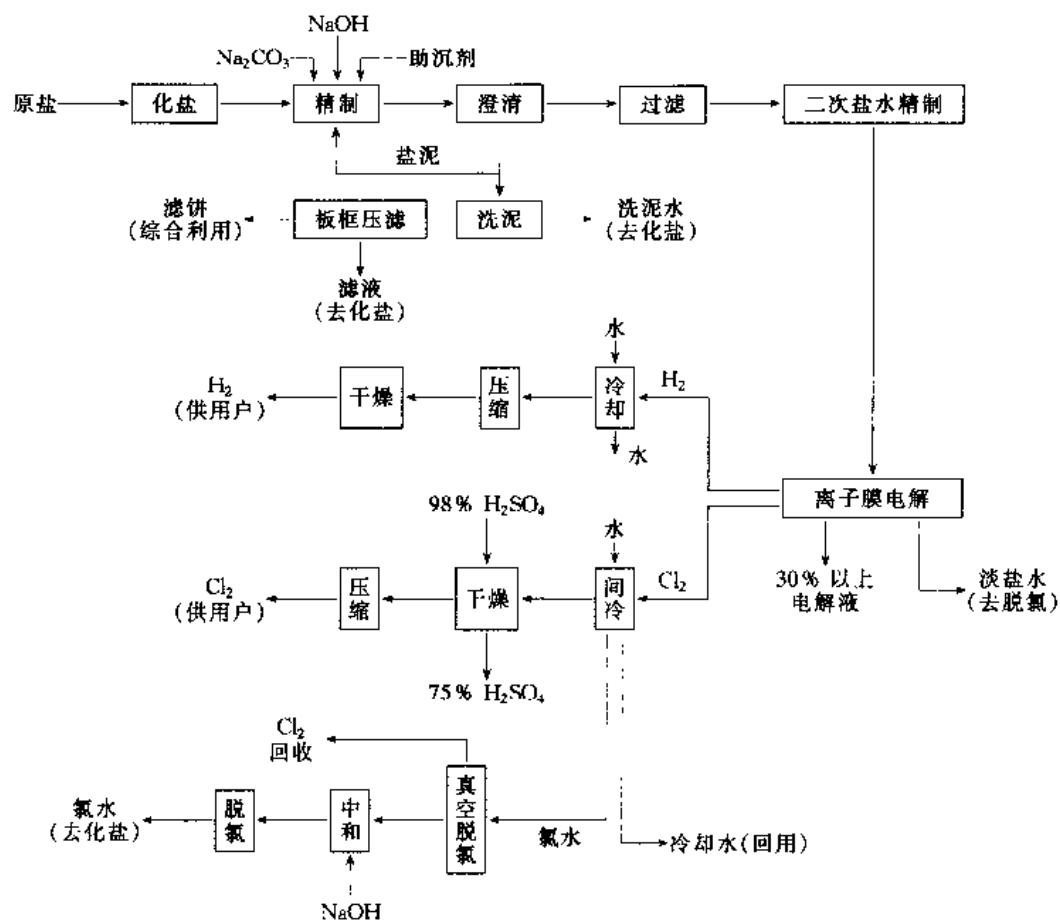


图 8.3 离子膜法制碱工艺流程

- ② 用酸洗净化 SO_2 代替水洗工艺, 可使废水量降低 100~300 倍。
 ③ 用两转两吸工艺使尾气中 SO_2 含量达到 $100\text{ml}/\text{m}^3$, SO_2 转化率达 99.67%。
 ④ 增加冶炼烟气制酸和采用硫精矿为原料制酸可使矿渣大为减少。

(3) 炭黑

传统的炭黑生产污染严重。可采用等离子体, 利用天然气生产炭黑和氢气, 实现清洁生产。它不产生 CO 、 CO_2 , 炭黑生产尾气用直接燃烧法处理, 并回收热能。

(4) 氯碱工业^[35]

电解 NaCl 制 NaOH 方法有三, 即汞阴极法、隔膜法和离子膜法。汞法制 NaOH 质量好, 但由于汞污染严重, 目前该法在工业发达国家已被淘汰, 在我国汞法也为离子膜所取代, 现在主要应用隔膜法和离子膜法。

隔膜法中电解槽是采用石棉纤维或石棉纤维添加聚合物作隔膜。此法无汞污染, 但存在石棉和铅的污染。其工艺见图 8.2。

离子膜法是采用高聚物作成的离子交换膜。可获 30% 以上的 NaOH 和 99.5% 的 Cl_2 、99.9% 的 H_2 , NaOH 纯度较高, 其工艺见图 8.3 所示。

三种制碱工艺对比见表 8.12。

表 8.12 电解食盐制烧碱方法比较

项 目	汞 法	隔 膜 法	离 子 膜 法
产品质量	好, 浓度约 40%	差, 浓度约 10%, 浓缩至 40%~50% 时 NaOH 溶液中仍含有 1%~2% NaCl	较好, 浓度为 30%~36%, 其中 NaCl 含量为 0.02%~0.20%
能耗	电 2500kW·h/t 碱	电 3500kW·h/t 碱 汽 4t/t 碱	电 2300kW·h/t 碱
工艺过程	比离子膜法简单	工艺流程较长, 但易配套, 盐水需纯化	盐水质量要求高, 精制系统较复杂
投资	需有治理汞污染的配套设施	投资大, 需锅炉、蒸发等辅助设备	盐水精制系统设备投资较大
环境影响	汞污染, 1t 碱流失 5~10g 汞	存在石棉绒和铅的污染	对环境污染较小

由表可见, 离子膜法具有以下特点:

- ① 离子膜法生产烧碱较隔膜法的产品质量要好, 能耗较低, 经济效益可观;
- ② 离子膜法不存在隔膜法的石棉绒污染问题;
- ③ 对生产中产生的盐泥, 采用极框压滤机压滤处理是可行的;
- ④ 离子膜法氯气冷却塔出来的氯水, 经真空脱氯后可进入生产系统的闭路循环管线, 回用于化盐;
- ⑤ 离子膜电解技术的引进和配套设施的建立, 既有经济效益, 又有环境效益和社会效益, 是烧碱行业实行清洁生产的首选工艺。

(5) 季戊四醇

有机中间体季戊四醇是以 HCHO 、 CH_3CHO 为原料, 在碱性条件下缩合而成的产品。旧工艺中, 一套 2000t/a 的季戊四醇装置, 每年排出 6000 m^3 结晶母液, 其中含 HCOONa 25%、季戊四醇 6%~8%, 其他有机物 15%, 不仅造成环境污染, 而且损失大量化工产品。

新工艺 (见图 8.4) 是从季戊四醇生产中排放的结晶母液中, 采用分步结晶法回收 HCOONa 和季戊四醇。一套 2000t/a 的装置, 每年回收 1300t HCOONa 和 350t 季戊四醇。

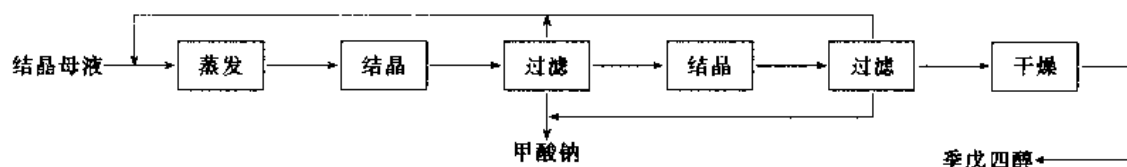


图 8.4 从结晶母液回收甲酸钠和季戊四醇的工艺流程

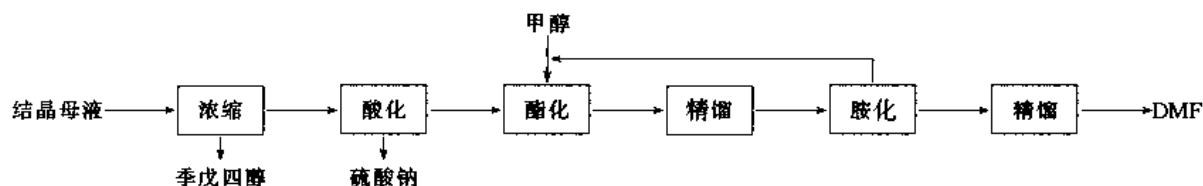


图 8.5 用结晶母液制取 DMF 的工艺流程

另一种新的工艺流程如图 8.5 所示,是用结晶母液制取二甲基甲酰胺(DMF)。该工艺是先将母液进行浓缩,以回收季戊四醇,然后加入硫酸,进行酸化反应,同时加入甲醇进行甲酯化反应,生成的甲酯甲酯再和二甲胺反应,最后得到 DMF。

年产 2000 t 季戊四醇的生产装置,可用结晶母液制取 DMF 1200 t,回收硫酸钠 1000 t、季戊四醇 160 t。由此可见,改革工艺,综合利用,其经济效益和环境效益是非常显著的。

(6) 苯胺^[36]

苯胺是重要的有机中间体。旧工艺采用苯为原料,用混酸硝化制硝基苯,然后将酸与硝基苯分离。产生的废酸用苯萃取其中的硝基苯,返回硝化系统,得到的硝基苯用 NH_3 进行净化,除去其中的酸和硝基酚。由于用 NH_3 水净化后仍需大量水洗涤,故产生大量废水。

制取 1t 硝基苯产生 0.9~1.0t 浓度为 73%~93% 的废酸,其中含有 HNO_3 (0.25%~0.50%) 和有机物等杂质。

旧工艺流程见图 8.6 和图 8.7。每生产 1t 苯胺产生 4t 废水和 2.5t 氧化铁渣。

采用催化加氢还原新工艺(见图 8.8),则可使原料消耗和能耗下降,废水量大为减少,且废水组成单一,只含少量苯胺,无无机盐类。

表 8.13 为两种工艺的比较。

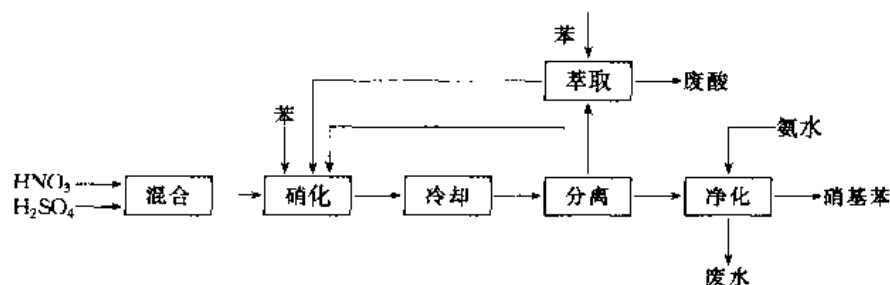


图 8.6 苯硝化制取硝基苯的工艺流程

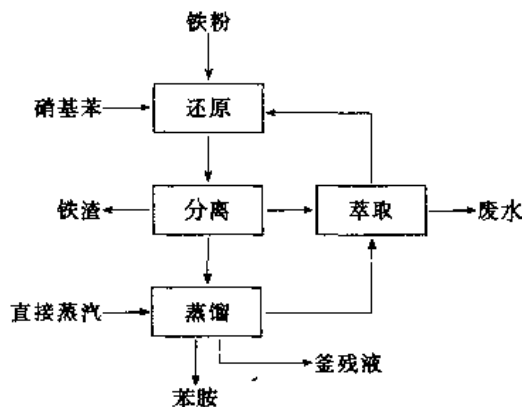


图 8.7 铁粉还原法制苯胺的工艺流程

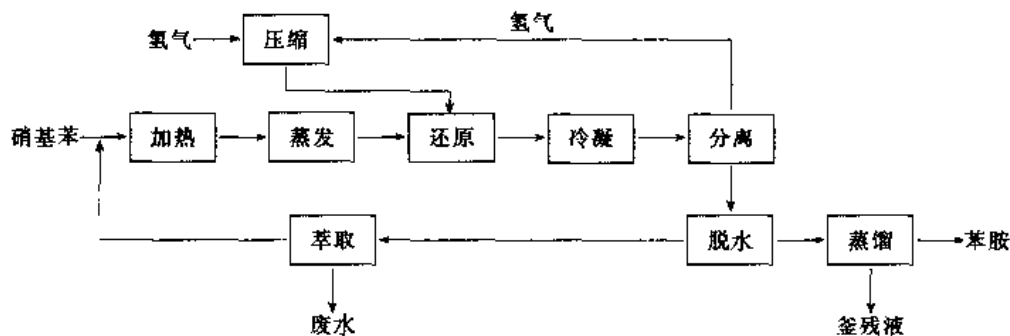


图 8.8 催化加氢还原法制苯胺的工艺流程

表 8.13 硝基苯还原工艺的比较

指 标	铁粉还原法	加氢还原法	指 标	铁粉还原法	加氢还原法
硝基苯, kg	1350	1350	电, kJ	0.324	1.296
铁粉, kg	1400	—	蒸汽, kJ	16.3	5.4
氨气, kg	—	75	能耗总费用 (相对值)	100	79.5
盐酸, kg	150	—	废水, kg	4000	400
铜, kg	—	0.7 ~ 1.0	废渣, kg	2500	—
原料总费用 (相对值)	100	83.5	成本 (相对值)	100	83.5

注: 消耗指标以生产 1t 苯胺为基准。

由表可知, 新工艺效果显著, 但仍产生大量的有机废水 (难降解的硝基苯) 和废酸。要使工艺变成少废和无废工艺, 必须从原料和工艺路线进行改革。图 8.9 为以苯酚为原料的新工艺。该流程基本上是闭合的, 只排出釜底残液及反应中生成的水。每吨产品仅产生 0.19m^3 废水, 废水中除苯胺外, 不含其他污染物, 经抽提后可进行生物处理。流程简单, 设备投资仅为硝基苯还原装置的 25%, 产品质量明显提高, 生产成本可降低 10% ~ 15%。

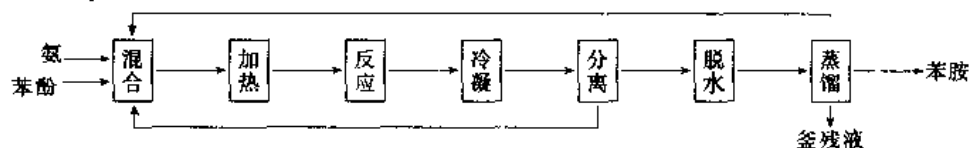
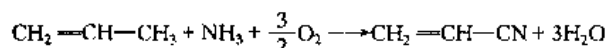


图 8.9 苯胺生产新工艺流程

(7) 丙烯腈^[39]

丙烯腈是由丙烯氨氧化制得, 反应式为:



原料气进入反应器后在催化剂作用下进行反应, 除产物外, 还有少量的 HCN、乙腈等副产物。该工艺有废水、废气和废渣排放。

对于一个丙烯腈为 6000t/a、副产物 HCN 6500t/a, 乙腈水 6000t/a, 硫铵液为 32000t/a 的企业, 其废物排放见表 8.14 ~ 表 8.16。

减少水处理量, 降低废水废气带走的丙烯腈, 合理利用四效处理废水蒸气, 是实施清洁工艺的重点。为此, 提出施行清洁工艺方案 (表 8.17)。

表 8.14 废水排放情况

装置名称	废水排量	COD 排量		CN ⁻ 排量		去向
	总量 10kt/a	平均 mg/L	总量 t/a	平均 mg/L	总量 t/a	
丙烯腈	6.67	2675	178.4	4.5	0.3	污水处理

表 8.15 废气排放及组分情况

装置名称	废水来源	排放量 kg/h	组 分	去向
丙烯腈	焚烧废气	31080	CO, CO ₂ , SO ₂ , H ₂ O, N ₂	大气
	吸收尾气	46387	CO, CO ₂ , ACN, HCN	大气
	精制尾气	48	AN, HCN	大气

表 8.16 废渣排放量及组分情况

装 置	废 渣	废 渣 量	废渣组分及含量 mg/kg	处理方式
丙烯腈	催化剂 聚合物	24t/a	钼 2.1×10^5 铈 3.4×10^4 钴 4.5×10^4 铁 1.9×10^4 其他 6.29×10^5	焚烧

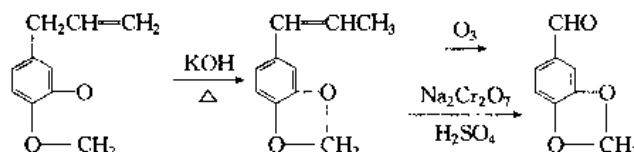
表 8.17 主要技改内容及相关清洁生产方案

序号	主要技巧内容	相关清洁生产方案
1	增设急冷塔 (T-101) 上段汽提塔	将急冷塔上段物料送到新建汽提塔进行汽提, 汽提物返回急冷塔, 塔釜硫铵液送往硫铵单元
2	增设急冷塔 (T-101) 下段汽提塔	将急冷塔下段物料送入新建汽提塔进行汽提, 汽提物返回急冷塔, 釜液送往焚烧炉
3	精制系统尾气回收塔	将真空泵排气及各分层器的排气线合并后送入新建回收塔, 塔上通贫水冷却吸收, 塔釜物送回急冷后冷器
4	增设制冷系统, 用换热器冷却贫水	将吸收塔贫水进一步冷却, 返回吸收塔, 吸收丙烯腈等有用组分
5	增设污水浓缩装置	经技术改造, 把废弃蒸汽通入污水浓缩装置, 对废水进行浓缩, 减少废水焚烧量, 节约燃料及雾化蒸汽
6	泵封水改用四效凝液	将原来泵封脱盐水改用四效凝液
7	向冷却器 (E-140) 及乙腈塔 (T-110) 投加阻聚剂	在回收系统加阻聚剂 HQ, 减少丙烯腈聚合物损失
8	装置伴热线及装置内暖汽改造	将汽暖改水暖, 利用装置产生的蒸汽凝液为热源, 使用优质疏水器, 科学配备伴热线
9	降低空压机蒸汽消耗	优化空压机操作方法, 降低空压机 4.0MPa 蒸汽消耗
10	贫水缓冲罐 (V-138) 加碳酸钠溶液	调整大循环系统 pH, 降低外排废水中有机物含量, 提高丙烯腈回收率

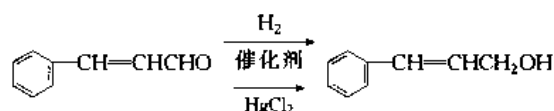
通过清洁生产, 降低了物耗、能耗, 提高了原材料利用率, 取得了良好的经济效益与环境效益。

(8) 香料

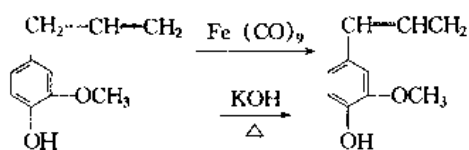
① 洋茉莉醛 旧工艺用黄樟油素为原料, 用浓 KOH 液进行异构化反应, 生成的异黄樟油素再用 H_2SO_4 和 $\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ 进行氧化而获洋茉莉醛。合成中生成了大量的含铬废水, 污染环境。新工艺采用臭氧氧化, 根除了废水污染



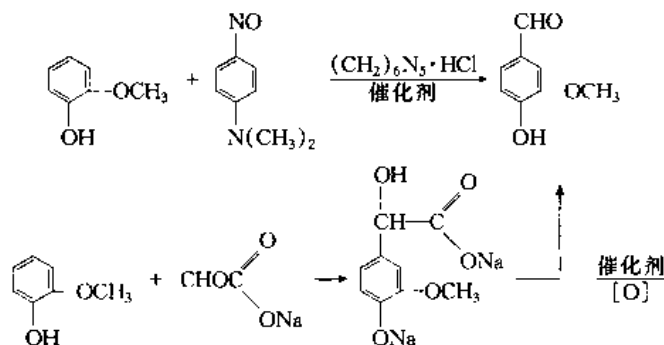
② 桂醇 旧工艺将桂醛在 HgCl_2 催化下还原制取桂醇, 产生含汞废水污染环境。新工艺采用氢化工艺, 无三废产生。



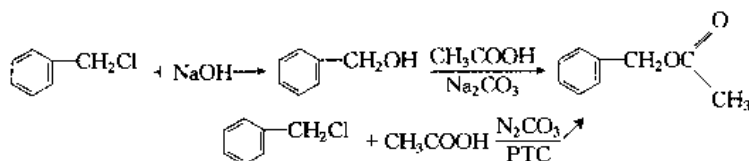
③ 异丁香酚 旧工艺用丁香酚异构化, 条件是高温浓碱, 因此产生大量碱性废水。用 $\text{Fe}(\text{CO})_9$ 作催化剂, 反应条件温和, 无三废。



④ 香兰素 香兰素合成由原亚硝基法改为乙醛路线生产, 工艺缩短, 环保大为改善。



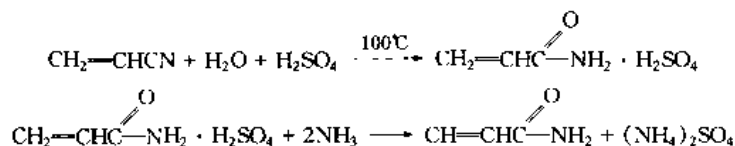
⑤ 乙酸苄酯 乙酸苄酯由氯化苄、浓碱皂生成苄醇，再由苄醇与醋酐、乙酸钠催化反应制得。该法步骤多，三废重。新工艺采用一步法，单耗低，三废少。



(9) 丙烯酰胺

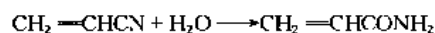
丙烯酰胺的生产有以下三种方法

① 硫酸水合法 丙烯腈与浓硫酸反应生成丙烯酰胺的硫酸盐，然后水解中和得到丙烯酰胺：



此法工艺复杂，过程长，投资大，设备腐蚀较严重，对环境有污染。

② 催化水解法 本法系利用 Al—Cu 催化剂使丙烯腈选择性地转化为丙烯酰胺：



利用瑞莱铜、载体铜、还原铜为催化剂，基本上未生成 3-羟丙腈等副产物，收率很高。近来用骨架铜作催化剂也取得很高的选择性。本法由于是催化反应，选择性高，是绿色合成法。

③ 微生物法^[39] 丙烯腈的微生物分解反应为：



最终产物为丙烯酸。1977 年法国 Galzy 发现了一种催化水解停留在丙烯酰胺的微生物 *Brevibacterium* R312，开创生物法水解的先河。以后日本山田秀明也发现相同功能的 *Rhodococcus* SP774 菌种。1985 年日本日东化学工业公司建成一套 4000t/a 生产装置。反应在 15℃、pH7~9 下进行，转化率和选择性均高于 99.9%，产物浓度为 20%。其工艺流程见图 8.10。目前已建成 20000t 的生产规模。本工艺核心是菌种培育，其工艺见图 8.11。

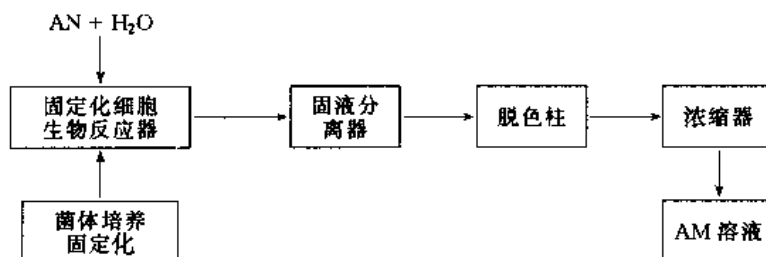


图 8.10 微生物法生产丙烯酰胺的工业流程

AN: 丙烯腈; AM: 丙烯酰胺

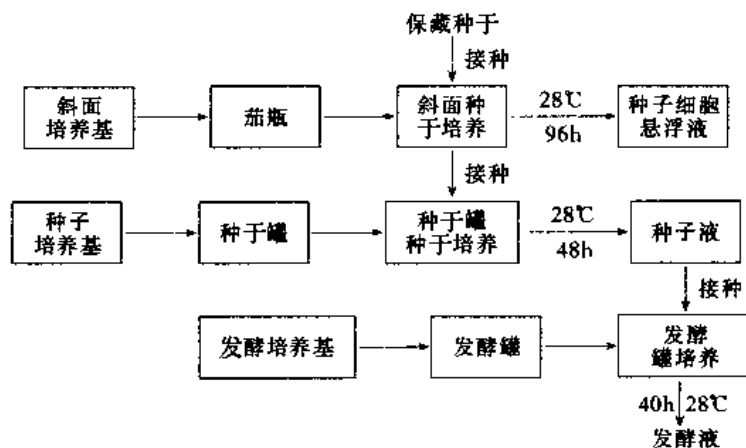


图 8.11 菌种培育过程

本工艺有以下特点：

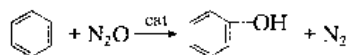
- a. 生产工艺简单, 在常温常压下进行, 其转化率与选择性接近 100%, 生产中无废水排出;
b. 生产丙烯酰胺产品为固体, 无废气、废液排放。

因此, 该法为绿色合成工艺, 我国在开发。

(10) 苯一步法制苯酚^[40-45]

苯酚生产有三种方法, 即异丙苯氧化法、苯磺化法/碱溶法以及从煤焦油提取苯酚法。这些方法均对环境造成严重污染。新方法如下。

① 用 N_2O 作氧化剂。由苯一步氧化制苯酚是一条新工艺路线。该工艺用沸石基作催化剂, 苯和一氧化氮为原料在催化层中生成苯酚:



所用的催化剂如下。

a. 金属氧化物催化剂 1983 年 Iwamoto 用硅胶、 $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ 、 $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ 、 MgO 与 TiO_2 为载体, 担载有活性组分的过渡金属 V、Mo、W 的氧化物的催化剂, 原料气为: 苯: N_2O : H_2O : He = 8.2: 20.3: 20.3: 52.5, 于固定床内反应, 结果如表 8.18 所示。

表 8.18 不同催化剂上笑气氧化苯制苯酚的活性

催 化 剂		温度 K	转化率 %	选择性, %	
氧 化 物	含量, %			苯酚	$\text{CO} + \text{CO}_2$
五氧化二钒(不含载体)	100	873	3.9	0.2	98.6
五氧化二钒/硅胶	1.0	823	8.0	48.8	49.8
五氧化二钒/硅胶	3.3	823	11.3	45.2	53.8
五氧化二钒/硅胶	4.2	823	12.4	32.1	67.0
五氧化二钒/硅胶	7.2	823	12.0	30.6	68.7
五氧化二钒/硅胶	8.0	223	10.1	33.5	66.2
五氧化二钒/硅胶	13.6	823	6.5	17.8	81.7
五氧化二钒/硅胶	29.8	823	6.9	4.6	94.5
五氧化二钒/ γ -氧化铝	5.3	823	12.9	0.2	99.8
五氧化二钒/氧化镁	5.1	823	3.6	1.7	97.0
五氧化二钒/ α -氧化铝	5.1	773	0.04	0	100
五氧化二钒/二氧化钛	5.2	823	0.9	0	100
三氧化钨/(不含载体)	100	873	0.3	25.9	48.3
三氧化钨/硅胶	5.0	873	1.2	81.0	15.8
三氧化钨(不含载体)	100	873	1.5	3.0	28.1
三氧化钨/硅胶	6.0	873	5.2	40.8	57.9

b. ZSM-5 催化剂 为进一步提高苯酚选择性, 1991 年法国 Rhone-poulenc 公司采用 HZSM-5 分子筛为催化剂。催化剂 Si:Al 为 120, 反应温度 400℃, 接触时间 1s, 进料组成为苯: N_2 : N_2O = 2: 5: 8 (mol), 苯转化率为 16%, 苯酚选择性为 95%。

1993 年俄罗斯 Князьтоноц 等人利用铁改性的 ZSM-5 分子筛作催化剂, 结果见表 8.19。

表 8.19 苯在 FeZSM-5 分子筛催化剂上氧化结果

铁含量 %(质量)	反应温度 ℃	苯转化率 %	苯酚选择性, %	铁含量 %(质量)	反应温度 ℃	苯转化率 %	苯酚选择性, %
0.003	350	0	0	2.1	300	14.1	99.0
0.003	500	0.5	100	2.1	350	23.6	94.0
0.05	350	0.7	99.6	2.1	375	42.0	90.7
0.13	350	1.0	99.0	2.1	400	50.0	84.5
0.33	350	8.4	96.7	2.1	420	60.0	70.2
1.3	350	16.3	97.0	4.0	350	20.7	68.0
1.3	370	29.0	95.9	4.8	350	26.4	74.0
1.3	400	50.3	87.7	100	300	2.5	0
1.3	420	52.0	83.7	100	350	8.5	0

注: 接触时间 2s, ZSM-5 硅铝比 100, 苯 (mol) 5%, 笑气 (mol) 20%, 氮气 (mol) 75%。

由表可见, 苯酚选择性很高。

孟山都已于 1996 年进行了中试, 苯酚产率达 99%。该工艺无副产物或很少废物, N_2O 可由己二酸生产的废料中得到, 大大有利于环保。

② 以 H_2O_2 作氧化剂 1983 年意大利 Anichem 公司首次报道用钛硅分子筛 (TS) 合成方法, 并将它用于苯酚合成。

一般认为, Ti 原子进入分子筛骨架并高度分散, 在温和条件下, TS 分子筛用作烃类选择性氧化催化剂, 并具有很高的活性与选择性。TS 分子筛的发展是近十年来分子筛的重要进展。

采用 Si:Ti=45:1 的 TS-1 分子筛, 将苯与 H_2O_2 反应 5h, 结果见表 8.20。利用 TS 分子筛进行苯羟基化的优点是反应条件温和, 无污染。

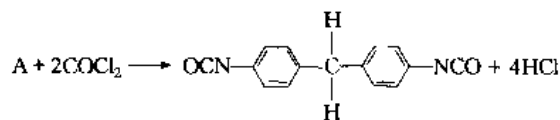
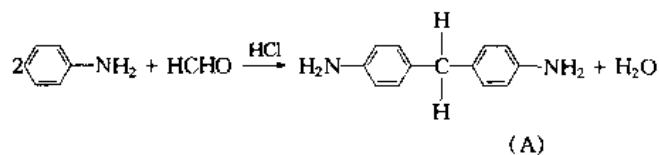
表 8.20 苯在 TS-1 催化剂上的氧化结果

苯 ml	温度 ℃	pH	TS-1 g	双氧水 ml	双氧水转化率 %	产物分布, %	
						苯酚	对苯醌
10	30	7	0.10	1.03	68	83.3	17.3
10	30	1	0.10	1.03	73	85.0	15.0
10	30	1	0.10	0.26	99	90.0	10.0
10	30	1	0.10	0.52	97	90.3	9.7
10	30	1	0.10	0.78	72	86.6	13.4
10	30	1	0.10	1.55	46	86.2	13.8
10	30	1	0.05	1.55	26	90.7	9.3
10	30	1	0.15	1.55	62	84.3	15.7
10	30	1	0.20	1.55	73	83.3	16.7
10	30	1	0.30	1.55	82	81.0	19.0
10	40	1	0.10	0.78	98	87.6	12.4
10	50	1	0.10	0.78	99	89.1	10.9
10	60	1	0.10	1.03	99	90.3	9.7

(11) 4,4'-二苯基甲烷二异氰酸酯^[46]

4,4'-二苯基甲烷二异氰酸酯 (MDI) 是制造聚氨酯的主要原料, 它应用极广, 需求量大, 2000 年世界对 MDI 的需求量约达 1700kt 以上。

用苯胺光气法生产 MDI 是一条成熟的路线, 它由苯胺和甲醛缩合产物经光气化反应而得, 产品中一般含有 4,4'-MDI、2,4'-MDI、2,2'-MDI 及混合聚合物 PMDI, 整个反应历程是:



MDI 性能优于 TDI, 后者蒸气压高, 毒性大, 因而正被 MDI 所取代。但 MDI 生产中存在以下问题:

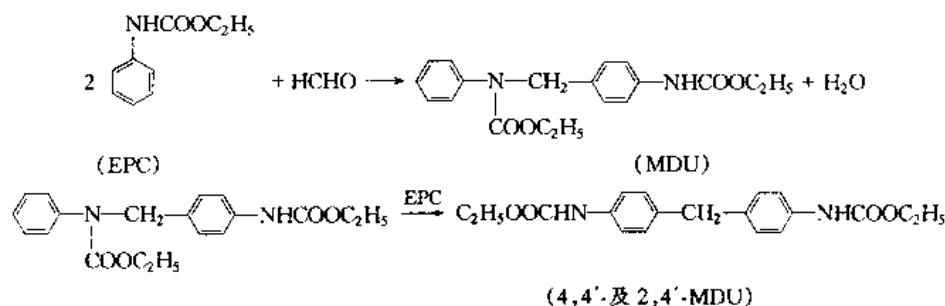
- ① 使用 50%~200% 过量的光气对人体有毒和存在杀伤力, 光气的泄漏将会造成可怕的后果;
- ② 光气由 Cl_2 和 CO 在活性炭上反应而得, 但 CO 也是剧毒品;
- ③ 大量的 Cl_2 作原料需要建设更多的烧碱厂, 生产中的 HCl 也必须进行处理。

由上可见, 发展 MDI 的途径最好采用非光气法。

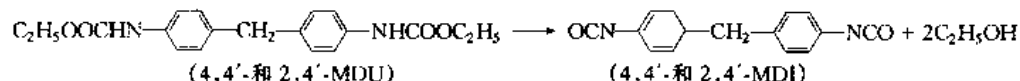
美国孟山都公司率先取得了非光气生产 MDI 的专利, 主要原料为胺、 SO_2 和脱水剂。该工艺可生产 TDI 和 MDI, 在近乎常压或较低压力下先生成氨基甲酸酯, 再用 P_2O_5 和三乙胺作脱水剂脱水生成异氰酸酯。今后主导方向是催化羰基化合成氨基甲酸酯, 再热解为 MDI。

目前 BASF 公司的生产装置生产 MDI 的成本仅为光气法的 80%。

氨基甲酸酯法是将苯胺或硝基苯在乙醇的存在下经羰基化反应制得乙基苯氨基甲酯 (EPC)。在硫酸存在下制或次甲基二苯基双乙基氨基酯 (MDU), 再分解为 MDI 的混合物, 经蒸馏得产品。反应过程为:



MDU 热分解生成 MDI 和乙醇, 乙醇再循环进行羰基化反应



原料配比为甲醇:硝基苯:催化剂:苯胺 = 13.5:1.0:0.002:1.0。其反应参数见表 8.21。

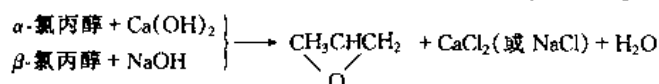
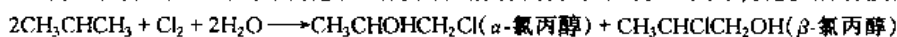
表 8.21 羰基化反应参数

控制条件	羰基化反应	缩 合		分 解
		第一步	第二步	
温度, °C	150~160	60~90	60~90	230~280
压力, MPa	5~8	常压	常压	1~3
滞留时间, h	1~2	1~3	0.2~0.5	0.2~1
转化率, %	>95(苯胺)		>40(MPC)	100(MDU)
选择性, %	>95(MPC)		>95(MDU)	93(MDI)

(12) 环氧丙烷^[56~58]

环氧丙烷用于合成聚氨酯用聚醚、表面活性剂和丙二醇等。世界生产量 450 万吨, 2000 年约达 600 万吨。

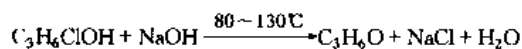
工业化生产环氧丙烷方法主要是共氧化和氯醇法。前者由异丁烷或乙苯共氧化。后者反应为:



每生产 1t 产品要消耗 1.35~1.85t 的 Cl_2 , 副产 50~150kg 二氯丙烷, 废渣 CaCl_2 2t, 有机废水 40~80t。 Cl_2 有毒且腐蚀设备, 因此该法对环境不利。

为此, 可采用以下绿色生产法。

① 改良氯醇法 用 NaOH 代替 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 进行皂化, 可使皂化副产物下降, 避免 CaCl_2 产生。DOW 公司将盐水电解与皂化组合:



实现 NaCl 闭路循环, 避免了废水污染, 收率提高了 5%, 节能 5%。

② 电解卤醇法 Bayer 公司率先发展出无污染合成工艺。该法在一多孔隔膜分开的电解槽中, 用稀盐水为电解质, 以涂有 RuO_2 的 Ti 作阳极。丙烯在阳极室发生电解氯醇化反应, 生成氯丙醇, 然后进入不锈钢作阴极的阴极室, 电解皂化为环氧丙烷。电流效率 85%~90%。

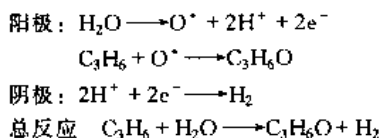
BASF 公司用无隔膜电解合成环氧丙烷, 以 NaBr 为电解质, Ti/ RuO_2 为阳极, 不锈钢为阴极。电流效率为 72.5%。

该法以电子为试剂, 不用有毒的和腐蚀性原料, 也不产生废物, 而且是把多步反应集中在一个反应器(电解槽)内, 简化工艺, 是潜力极大的绿色合成技术。

③ H_2O_2 催化法 丙烯在钛硅催化剂作用下, 与 H_2O_2 反应, 经一步环氧化反应转化为环氧丙烷。由于不用有毒和腐蚀性的氯, 不伴生有机副产物, 是新的绿色合成法。

Clerici 等人用钛硅催化剂, 丙烯与现场产生的 H_2O_2 反应, 即丙烯与空气以及烷基蒽氢醌同在一釜中反应, 无需配额外的 H_2O_2 制备装置, 其环氧丙烷收率达 78%。

另一方法是电催化环氧法,用电子代替 H_2O_2 。丙烯与在阳极产生 O^* , 发生反应而直接合成环氧丙烷, 反应如下:

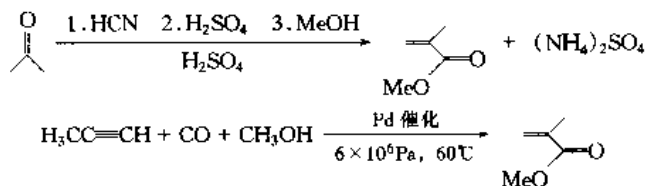


因此,电催化法也是绿色的合成工艺。

(13) 甲基丙烯酸甲酯^[50]

甲基丙烯酸甲酯是重要的高分子单体,其传统工艺是通过丙酮腈醇途径实现的。反应中用剧毒的 HCN 和过量的浓硫酸,因而生成废酸液并伴生 NH_4HSO_4 。虽然 NH_4HSO_4 可加工成肥料 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, 但整个流程的 AU 只有 46%。

壳牌 (Shell) 公司开发出丙炔-钯催化甲氧羰基化一步合成法,其区域选择性和反应收率均大于 99%, AU 高达 100%, 是一种对环境无害的新方法。



(14) 离子交换树脂^[51]

现有的离子交换树脂生产工艺污染严重,主要污染源有磺化废酸、氯甲基化母液及洗涤液、胺化母液、聚合废水及氯甲基化尾气氯化氢。我国有数百家生产厂家,若不加以控制,会给生态环境带来很大的破坏。为此,必须对上述 5 个污染源进行控制,变废为宝,实现清洁生产。

① 强酸性阳离子交换树脂生产中磺化水洗工艺的改进 001×7 凝胶强酸性阳离子交换树脂及 D_{001} 大孔强酸性阳离子交换树脂生产工艺如图 8.12 和图 8.13。白球珠磺化后产生大量废酸,水洗后又排出大量稀

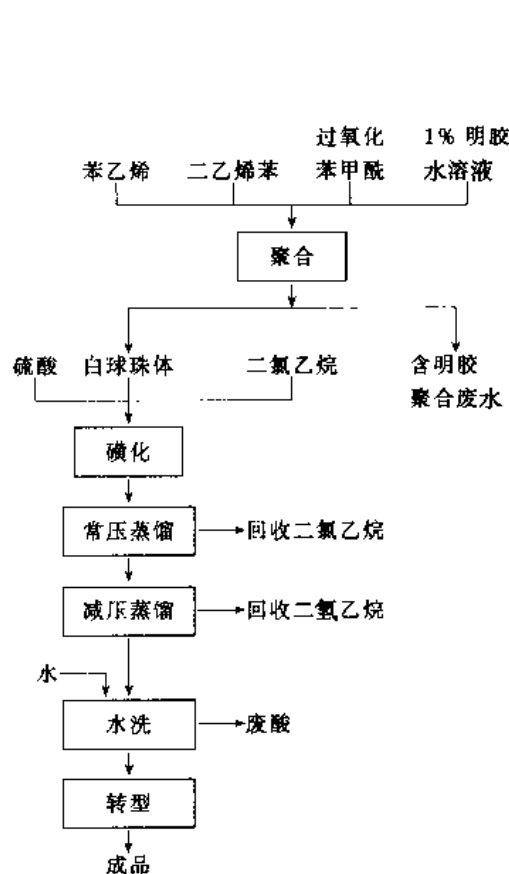


图 8.12 001×7 阳离子交换树脂传统生产工艺

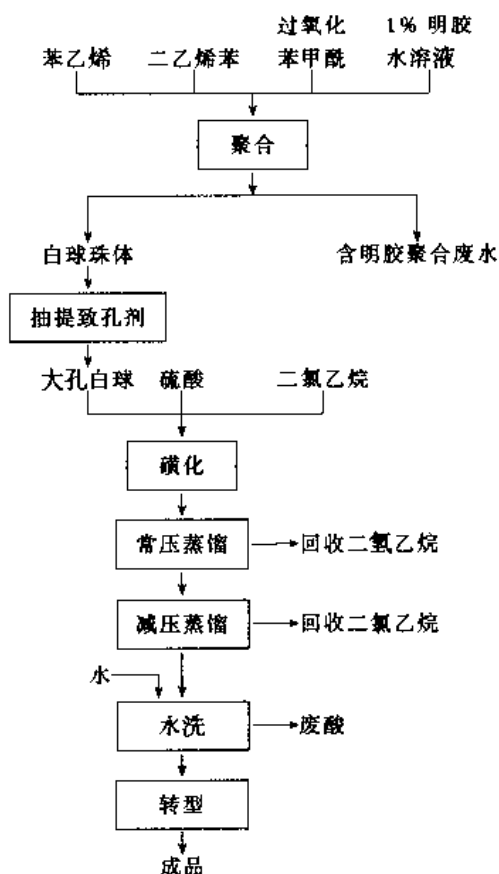


图 8.13 D_{001} 大孔阳离子交换树脂传统生产工艺

酸。采用不同浓度的酸逐级洗涤,可回收废酸浓度在 70%,然后将它与 98% 浓硫酸配成 93% 的磺化用酸。新工艺见图 8.14。由此,每吨树脂消耗硫酸减少 0.75t,树脂质量也大为提高。

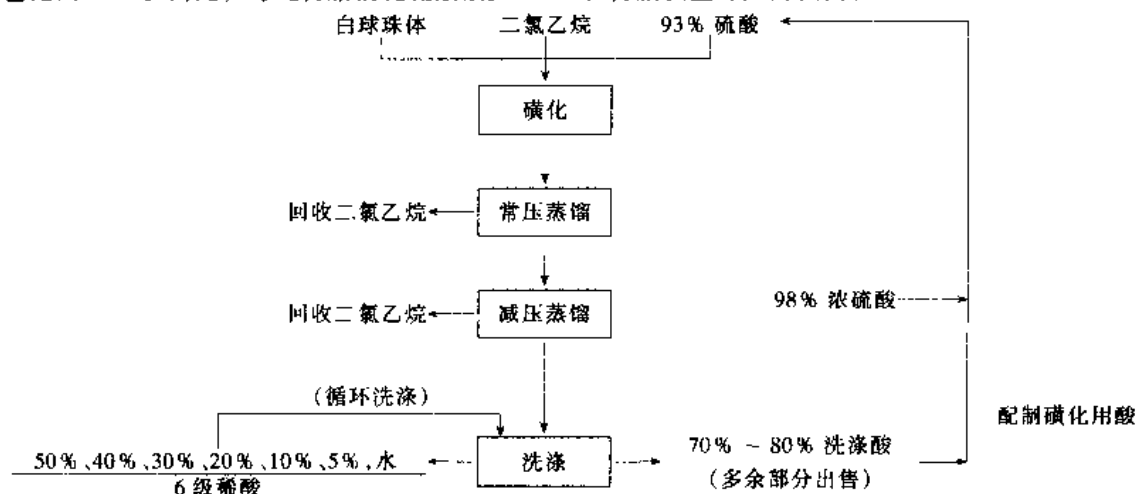


图 8.14 阳离子交换树脂磺化新工艺

② 阳离子交换树脂生产中氯甲基化母液及洗涤液的利用 氯甲基化母液含有大量有机物,若任其挥发,不仅浪费,而且污染环境。

母液中的甲缩醛、含氯甲缩醛、甲醇均是生产氯甲醚的原料。可利用此母液与氯化石蜡尾气中的 HCl 反应,制取氯甲醚。而氯甲醚旧工艺中也会排出大量废酸与 NH_4HSO_4 的混合液。因此,新工艺中同时解决了树脂、氯化石蜡和氯甲醚的污染问题,实现清洁生产,且大大降低了氯甲醚的生产成本。

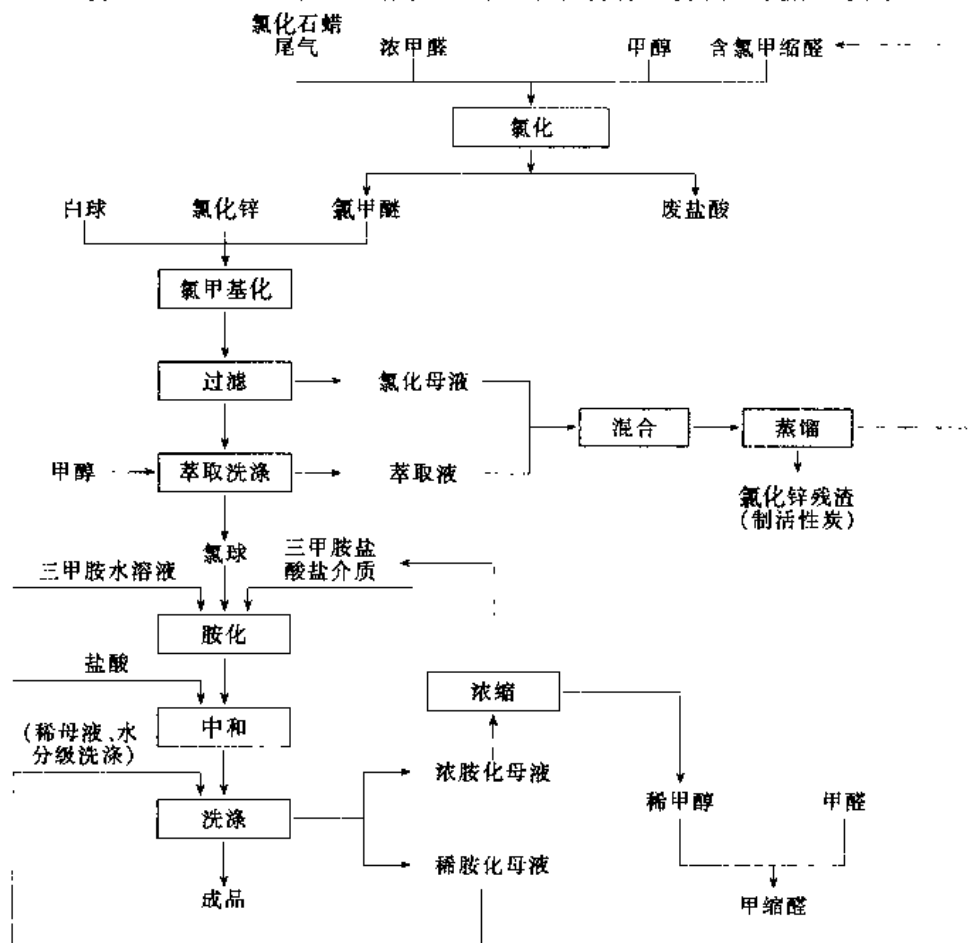


图 8.15 201×7 阴离子树脂改进工艺流程

③ 氯甲基化后树脂洗涤工艺的改进 氯甲基化后, 树脂孔隙中残存氯化母液, 对强度影响极大。用热风干燥法将污染大气, 还会引起副交联。若采用丙酮洗涤 (每吨树脂需 500kg 丙酮), 生产成本太高。

新工艺采用甲醇萃取洗涤工艺 (见图 8.15), 每吨树脂需 200kg 甲醇, 成本大为降低。萃取洗涤液又可与氯甲基化母液合并, 生产氯甲醚。

④ 强碱离子交换树脂生产中胺化母液的处理 强碱离子交换树脂生产中的胺化过程中采用碱分解三甲胺盐酸盐产生三甲胺胺化法, 此工艺排出大量碱液。若以三甲胺盐酸盐为介质, 三甲胺为胺化剂, 反应后剩余的少量三甲胺用 HCl 中和。母液中三甲胺盐酸盐浓度为 36% 左右, 通过分档收集、回收、浓缩, 制成 70% 浓度的三甲胺盐酸盐, 作为介质返回胺化工序, 稀的母液作洗涤液套用, 从而大大减少了环境压力。

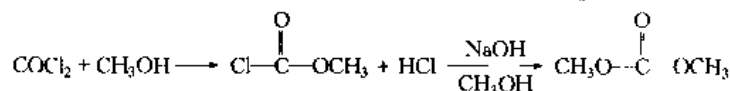
⑤ 聚合物废水与氯甲基化尾气处理 每生产 1t 白球, 排出 5t 聚合废水, COD 及 BOD 均高。用 $MgCO_3$ 和明胶作分散剂后, 废水经活性炭处理可返回车间作为白球洗涤水及循环水。氯甲基化尾气中 HCl 可用碱吸收。

由上可见, 在树脂生产中对 5 个污染源进行控制, 便可实现清洁生产。

(15) 碳酸二甲酯 (DMC)^[13]

DMC 合成方法如下。

① 光气法 此法是国内生产 DMC 的主要方法, 用 CH_3OH 和 $COCl_2$ 为原料, 反应式为:



此法生产 DMC 的收率按甲醇计为 90%, 纯度在 95% 以上, 存在缺点为使用剧毒原料光气, 工艺复杂, 副产物污染环境和腐蚀设备, 产品含氯量高。目前正在被其他非光气法所淘汰。流程如图 8.16 所示。

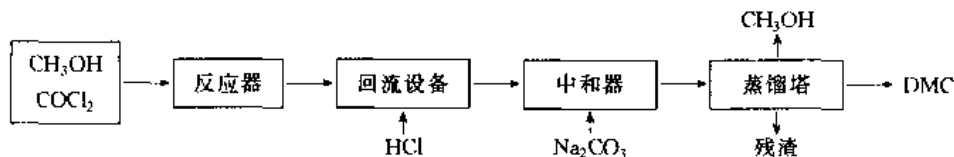
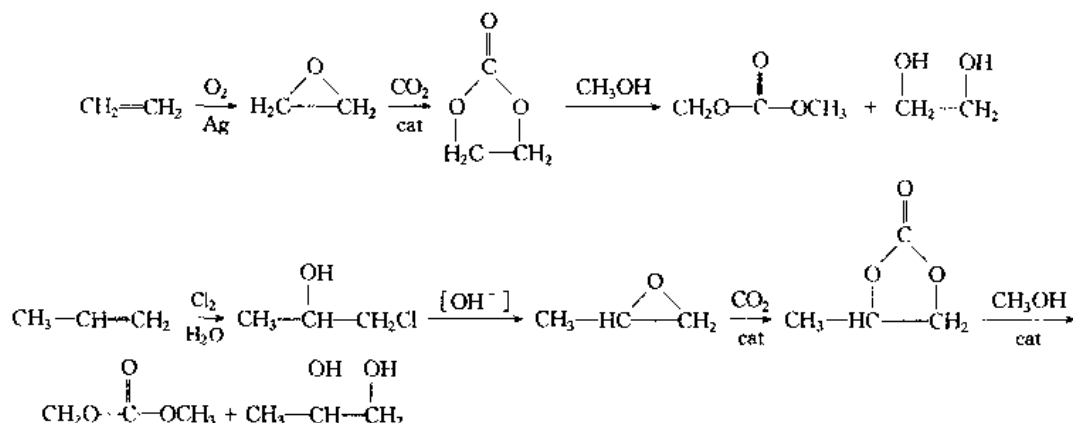


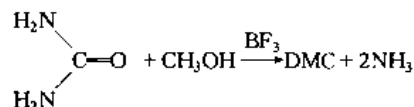
图 8.16 光气法生产 DMC 流程

② 酯交换法 该法用碳酸乙烯酯或碳酸丙烯酯与 CH_3OH 进行酯交换反应而得到 DMC 和二元醇。从乙烯和丙烯出发的合成路线如下所示:



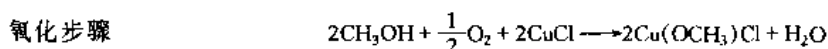
该法需要大量的 CH_3OH 才能使平衡向生成 DMC 方向移动, 且需昂贵的环氧乙烷为原料, 单位体积设备生产能力低, 分离、精制耗能大, 故成本高, 无竞争能力, 还有待开发新的催化剂。

③ 尿素醇解法 用尿素与 CH_3OH 进行醇解反应, 反应为:

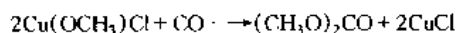


此法产率不高, 仍处于小试阶段。若找到适合的催化剂, 仍是一个好的合成方法。

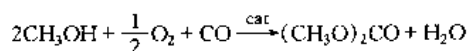
④ 甲醇氧化羰基化法 此法有三种类型。其主要一种是 EniChem 公司开发的液相法。反应机理为:



还原步骤



总反应为

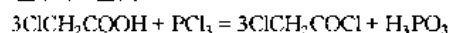


操作压力为 2.5~3.0 MPa, 温度 90~130℃, DMC 单程收率为 32%, 对 CH_3OH 选择性几乎为 100%。本法生产安全, 副产物是水。我国李光兴等对此法进行了重大改进。本法为绿色合成法。

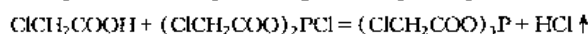
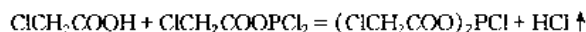
(16) 氯乙酰氯^[52]

氯乙酰氯是重要的医药、农药中间体。

传统工艺采用氯乙酸与 PCl_3 反应, 反应为:



副反应:

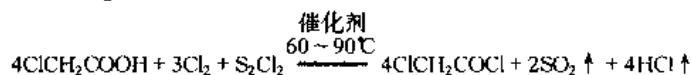


这个生产工艺虽然具有工艺设备简单, 不需使用催化剂等优点, 但有明显的缺点:

① 环境污染严重, 副反应产生大量的亚磷酸及磷酸酯残渣, 很难处理, 多数厂家直接加水溶解后排放, 严重污染了水体;

② 物耗高、收率低, 吨产品的原料消耗指标为氯乙酸 1.55t, 三氯化磷 1.05t, 产品的质量收率(以氯乙酸计, 下同)仅在 65% 左右。

新的合成工艺为氯乙酸与 Cl_2 在催化剂作用下反应:



工艺流程见图 8.17。

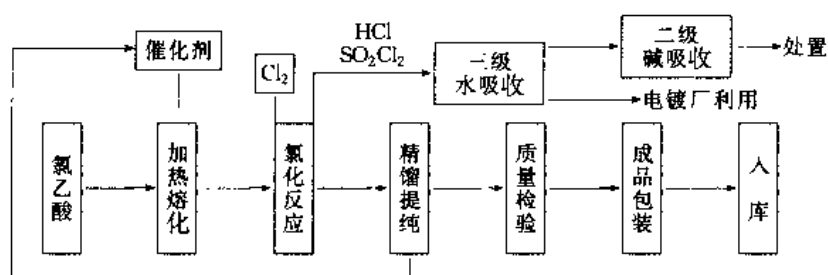
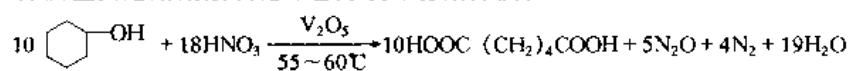


图 8.17 氯乙酸与 Cl_2 反应工艺流程

本法质量收率为 110% (以氯乙酸计), 摩尔收率为 91%, 比传统工艺提高了 45%。由于催化剂选择性强, 原料转化率高, 基本无污染, 不产生废渣和废液, 是一条清洁生产工艺。

(17) 己二酸

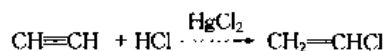
己二酸的生产方法主要是用硝酸氧化环己醇或环己酮方法:



反应中副产温室气体 N_2O 。目前名古屋大学新开发用 H_2O_2 水溶液直接将环己烯氧化为己二酸, 收率高达 90%, 催化剂钨酸钠可重复使用, 此法洁净、安全、腐蚀性低, 是一条清洁生产工艺。

(18) 氯乙烯

传统方法是用乙炔路线:



该工艺能耗高、废渣多, 乙炔易爆炸。现用乙烯氧化法, 无废渣, 不用汞盐, 是绿色合成法。

(19) 醋酸乙酯

目前生产醋酸乙酯是用 Tischenko 反应将乙醛转变为醋酸乙酯或是用醋酸与乙醇酯化的方法。前者是乙烯的液相 wacker 反应, 会产生含氯废物和大量废水, 后一方法往往乙醇成本较高。

英国 BP 化学公司开发乙烯和醋酸生产醋酸乙酯的一步方法, 他们用杂多酸催化剂, 并找到延长催化活性的方法。

(20) 绿色稀土颜料

现有的镉、铅、铬等重金属系列无机颜料威胁人的健康, 其用途已受到严格立法的限制, 甚至今后会被

禁用。法国罗纳-普朗克公司推出塑料着色和涂料用的稀土金属硫化物系无机颜料。

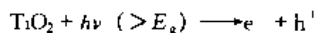
8.3.8 清洁环保技术^[53~66]

8.3.8.1 多相光催化氧化

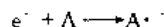
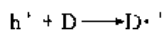
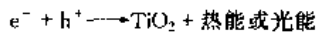
多相光催化法已是近年来日益受重视的污染治理新技术。多相光催化过程采用半导体材料为催化剂。如入射光的能量大于半导体本身的带隙能量 (bandgap), 则在光的照射下, 价带 (valence band) 电子会被激发到导带 (conduction band), 从而产生具有很强反应活性的电子-空穴对。这些电子-空穴对迁移到表面后, 便可以参与加速氧化还原反应的进行, 如使水中有机污染物氧化或使金属离子还原。光催化过程具有选择性好, 且可在常温常压下进行等优点。

(1) 概述

光催化的基本过程为:

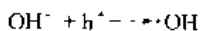


空穴的能量 (TiO_2) 为 7.5eV, 具有强氧化性。电子则具有强还原性。与金属不同, 半导体粒子能带间缺少连续区域, 电子-空穴对寿命较长。活泼的 e^- 、 h^+ 穿过界面, 都有能力还原和氧化吸附在表面上的物质。界面上的电子的转换可以从导带到溶液中的受体 A, 又可从溶液中的施主到价带。此外, 也存在 e^- 与 h^+ 复合的可能, 因此, 还存在以下过程:

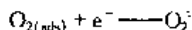


电子和空穴通过扩散或空间的电荷迁移诱导到表面俘获位置, 参与以下反应: a. 自身或同其他吸附物发生化学反应; b. 发生电子与空穴复合或通过无辐射跃迁途径消耗掉激发态能量; c. 从半导体表面扩散参加溶液中的化学反应。它们相互竞争。显然, 只有抑制复合过程, 才有可能使光化学反应发生。因为在 TiO_2 表面上 e^- 与 h^+ 复合时间是在小于 10^{-9}s 内完成的, 所以如果要使吸附光子有效地转换为化学能, 界面载流子的俘获必须迅速, 即载流子俘获速率大于扩散速率。所以作为俘获剂, 最好在活化光子到达之前与催化剂表面预结合。因此, 吸附十分重要。

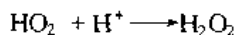
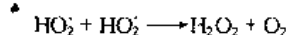
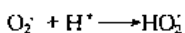
空穴俘获剂通常是 TiO_2 表面吸附 OH^- 基团, 即:



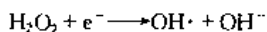
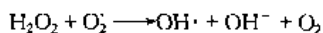
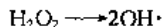
在 TiO_2 上 $\cdot\text{OH}$ 生成速率为 $6 \times 10^{11} \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ 。 $\cdot\text{OH}$ 是一个活性物种, 无论在吸附相还是在溶液相都能引起物质的化学氧化反应, 是光催化氧化中的主要氧化剂。光致电子俘获剂主要是吸附于 TiO_2 表面上的 O_2 , 它既抑制电子与空穴复合, 又是一种氧化剂。 O_2 经质子化作用后也能生成 $\cdot\text{OH}$, TiO_2 上吸附的 O_2 可通过俘获电子发生以下反应:



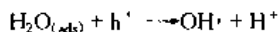
过氧基离子有可能在溶液中通过一系列的反应形成 H_2O_2 :



由以下任何反应都可以使 H_2O_2 产生羟基自由基:



同样空穴与 H_2O 或者与 TiO_2 表面吸附的氢氧基团反应也产生 OH^{\cdot} :

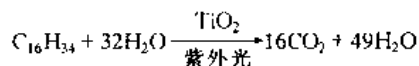


一般认为 $\cdot\text{OH}$ 是光催化氧化的主要活性物种。

(2) 废水中光催化氧化的应用

① 废水中有机污染物的氧化

a. 烃类 室温下烃类的光催化氧化已进行了大量研究。用难氧化的正十六烷为原料, TiO_2 为催化剂, 在紫外光照射下, 可分解为 CO_2 和 H_2O :



苯也可氧化为 CO_2 。

b. 卤代有机物 卤代有机物是水中最主要的一类污染物，它毒性大，分布广。美国环保局所列 114 种基本污染物中，一半以上为氯代或溴代有机物。因此，分解卤代有机物是水污染治理的重要课题。而光催化氧化显示出良好的应用前景。

• 卤代脂肪烃、卤代羧酸 水中的卤代脂肪烃与卤代羧酸可在 TiO_2 催化剂和紫外光下完全分解为 HCl 和 CO_2 ，见表 8.22。

表 8.22 卤代脂肪烃及卤代羧酸光催化降解性能

完全降解	二氯甲烷(CH_2Cl_2)，氯仿(CHCl_3)，二氯乙烷($\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CH}_2\text{Cl}$) 氯乙烯($\text{CHCl}=\text{CH}_2$)，三氯乙烯($\text{CHCl}=\text{CCl}_2$)，四氯乙烯($\text{CCl}_2=\text{CCl}_2$) 一氯乙酸(CH_2ClCOOH)，二氯乙酸(CHCl_2COOH) 二氯乙醛(CHOCCl_2)，光气(COCl_2)，二溴甲烷(CH_2Br_2) 三溴甲烷(CHBr_3)，溴乙烯($\text{CHBr}=\text{CH}_2$)，二溴乙烷($\text{CH}_2\text{Br}-\text{CH}_2\text{Br}$)
降解很慢	四氯化碳(CCl_4)
不降解	二氯乙酸

• 卤代芳烃 卤代芳烃广泛用于木材、皮革、纺织品的防腐剂、工业冷却水、造纸等的抗菌剂及农用杀虫剂，从而造成地表与地下水污染。利用 TiO_2 催化剂，在紫外光作用下可实现降解。

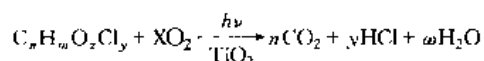


表 8.23 为水中主要卤代芳烃污染物在光催化氧化下的半衰期。完全转化时间为 1~6h。

表 8.23 不同卤代芳烃的半衰期

卤代芳烃	初始浓度 $\times 10^{-6}$	半衰期 min	卤代芳烃	初始浓度 $\times 10^{-6}$	半衰期 min
4-氯酚	6	14	1,2,4-三氯苯	10	24
3,4-二氯酚	18	45	2,4,5-三氯苯氧乙酸	32	40
2,4,5-三氯酚	20	55	二氯苯三氯乙烷(DDT)	1	46
四氯酚	12	20	3,3-二氯联苯	1	10
氯苯	45	90	2,7-二氯二苯	0.2	46

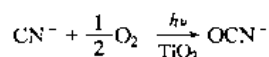
c. 表面活性剂 实验表明，表面活性剂中苯环部分易遭到破坏，而长链烷烃部则降解速度很慢。十二烷基苯磺酸钠 (DBS)，其苯环及相应的苯磺酸钠 (BS) 很容易催化降解，而十二烷基磺酸钠 (SDS) 则降解慢。阳离子表面活性剂也与此类似。

尽管光催化难降解长链烷烃，但由于它将苯环破坏，表面活性与毒性大大降低，对环境的危害大为减少。

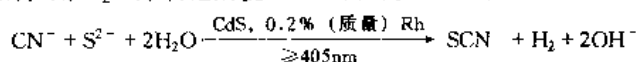
d. 除草剂 三嗪类除草剂利用 TiO_2 光催化可快速降解，即使对于 10^{-9} 级浓度仍然可快速降解。

② 废水中无机污染物的处理

a. 氰离子 用锐矿型 TiO_2 催化剂可使 90% 以上的 CN^- 氧化为 OCN^- ：

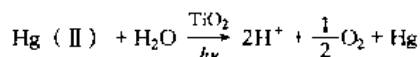


也可用负载 CdS 催化剂，用 H_2S 为氧化剂使 CN^- 转化为 SCN^- ：

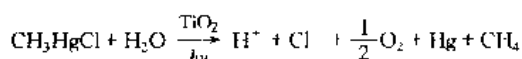


该法可用波长大于 405nm 的可见光，且量子收率高 (≥ 0.25)。

b. 金属离子 汞的光催化还原可使 HgCl_2 变成 Hg ：



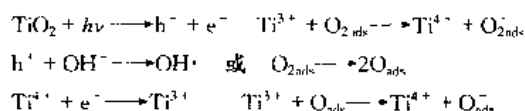
甲基氯化汞也可还原:



(3) 气相有机物的光催化氧化

TiO_2 催化剂在紫外光作用下也可氧化气相中的有机物。Formenti 曾系统地研究使用锐钛型 TiO_2 催化剂对气体烃类进行了氧化。早期研究的目的是制备含氧化合物, 原料中烃类浓度高。对于气相污染物治理则存在新的要求, 一方面要使有机物完全氧化为 CO_2 , 另一方面有机物浓度通常很低 ($< 500 \times 10^{-6}$)。

对于气固相光催化过程, 较公认的看法是电子传递给表面氧, 形成 O_2^- 或 O^- , 同时空穴被表面氢氧根离子或水捕获, 形成氢氧自由基:



上式中 h^+ 代表空穴, e^- 代表电子, 而下标 ads 表示表面吸附物。上述机理已被一些实验结果证实。如氧的光吸附量随表面氢氧基浓度的增加而增加, 而在完全干燥的表面上不发生氧吸附。由于氢氧根离子捕获空穴, 防止了电子与空穴的重新结合, 因此使氧通过接受电子而发生化学吸附。

气相中光催化氧化有机物研究已获得以下结论:

① 用 TiO_2 催化剂, 紫外光照射下可将烷、烯、醇、酮、芳烃、卤代烃及一些恶臭物进行氧化, 其特点是在常温常压下进行, 且可使痕量有机污染物完全氧化, 特别适用于人的生活空间气体质量的改善;

② 相对液相光催化, 气相光催化氧化可使用能量较低的能源 (如可用荧光黑光灯、普通荧光灯), 进入反应器的光通量常比液相氧化过程低 3 个数量级;

③ 气相光催化反应快, 光利用效率高, 容易实现完全氧化, 如三氯乙烯光催化氧化总的量子效率高达 0.5~0.8, 而液相光催化低于 0.01。

光催化氧化过程有以下优点:

- 使大多数污染物完全破坏而不形成中间物;
- 适用于低浓度污染物的处理, 处理浓度可达 10^{-9} 级, 由此, 可以制备超纯水;
- 较好的普适性;
- 用空气或 O_2 为氧化剂, 具有价廉、安全的优点, 对环境无毒, 不产生二次污染;
- TiO_2 催化剂价廉易得。

表 8.24 为用于水污染治理的化学转化的对比。表 8.25 为几种水处理方法操作费用的比较。

表 8.24 化学转化法治理水污染过程比较

方 法	紫外 法	臭氧 法	紫外- 臭氧法	光催 化法	氧化 法	方 法	紫外 法	臭氧 法	紫外- 臭氧法	光催 化法	氧化 法
可使卤代烃快速转化	否	是	是	是	是	使用非毒害性氧化剂	是	否	否	是	否
可使污染物完全分解	否	否	是	是	否	中试经验	是	是	是	否	是
普适性	否	是	是	是	是						

表 8.25 几种水处理方法的操作费用比较

规模, m^3/d	110	220	435	870	1740	3480	9230
活性炭法	1.16	0.806	0.634	0.476	0.397	0.330	0.291
紫外-臭氧法	1.94	1.26	0.944	0.735	0.632	0.571	0.471
光催化法	1.47	0.944	0.650	0.478	0.378	0.346	0.299

注: 表中所列操作费用单位为美元/ m^3 。

由上可见, 光催化氧化过程在治理污染中是清洁的环境治理技术。

目前, 该项技术已用于染料废水、农药废水、表面活性剂、氟里昂、含油废水等的处理, 见表 8.26。

8.3.8.2 超临界水氧化 (SCWO)^[61-62]

超临界水氧化 (SuperCritical Water Oxidation) 技术是在不产生有害副产物情况下彻底有效降解废物的又一新方法。

当温度和压力分别达到临界温度 374°C 和临界压力 $220 \times 10^5 \text{Pa}$ 时, 水处于超临界状态, 它与常温常压下的水的性质有很大的不同。在此状态下, 很小的温度或压力改变能引起密度很大变化。其他性质, 如介电性

质、粘度、电导、离子体积和各种物质在其中的溶解,随密度的增加而增加,并可加以控制。

表 8.26 TiO_2 光催化在废水处理中的应用实例

废水类型	处理对象	催化剂
有机污染物废水	染料废水 甲基橙 罗丹明-6G 甲基蓝,罗丹明 B,水杨酸 活性染料水溶液 直接耐酸大红,酸性红 G 羟基偶氮苯,溶剂红 1 含磺酸基的极性偶氮染料(酸性橙 7 等) 分散深蓝,分散大红 染料中间体 H 酸	TiO_2 纳米微晶 $\text{TiO}_2/\text{SiO}_2$ TiO_2 负载于沙子 $\text{TiO}_2, \text{WO}_3$ TiO_2 悬浊液 TiO_2 悬浊液 TiO_2 TiO_2 悬浊液
	农药废水 除草剂 atrazine 二氯二苯三氯乙烷 (DDT) 三氯苯氧乙酸, 2,4,5-三氯苯酚 敌敌畏 (DDVP), 敌百虫 (DTHP) 有机磷农药	TiO_2, ZnO $\text{TiO}_2, \text{TiO}_2/\text{Pt}$ 等悬浊液 TiO_2 悬浊液 TiO_2 悬浊液 玻璃纤维负载 TiO_2
	表面活性剂 十二烷基苯磺酸钠(阴离子型) 氯化苄基十二烷基二甲基胺(阳离子型) 壬基聚氧乙烯苯(非离子型) 乙氧基烷基苯酚	TiO_2 悬浊液, TiO_2 薄膜电极 TiO_2 悬浊液 TiO_2 悬浊液 TiO_2 悬浊液
	卤代物 三氯乙烯 三氯代苯 三氯甲烷,四氯化碳 4-氯苯酚 2-氯代二苯并二噁英, 2,7-二氯代二苯并二噁英, 多氯代二苯并二噁英 3,3'-二氯联苯,四氯联苯 氟里昂 $\text{CFC113}(\text{CCl}_2\text{FCClF}_2)$ 等 1-氯代联苯,五氯苯酚 氯代烯烃,氯代芳烃	$\text{TiO}_2/\text{SiO}_2$ TiO_2 负载于 Ni-聚四氯乙烯 TiO_2 悬浊液 TiO_2 薄膜电极 $\text{TiO}_2, \text{TiO}_2/\text{Pt}$ 等悬浊液 TiO_2 悬浊液 金属或金属氧化物掺杂 TiO_2 $\text{TiO}_2, \text{SiO}_2, \text{TiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ 等 TiO_2 悬浊液
	油类 水面漂浮油类及有机污染物	TiO_2 粉末粘附于木屑 纳米 TiO_2 偶联于硅盘空心球 空心玻璃球负载 TiO_2 薄膜
无机污染物废水	CN^- $\text{Au}(\text{CN})_4$ I^- , SCN^- $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ Hg , CH_3HgCl	TiO_2 悬浊液 $\text{H}_2\text{O}_2/\text{TiO}_2$ $\text{TiO}_2/\text{SnO}_2$ TiO_2 悬浊液, ZnO/TiO_2 等 TiO_2 (以甲醇为空穴捕获剂)

介电常数的变化引起超临界水溶解能力的变化。在 298K、101325Pa 下,由于氢键作用,水的介电常数为 78.5。介电常数随温度升高而下降,随密度增加而增大。超临界水的介电常数类似于常温常压下极性有机物的介电常数。如在 673K、 $415 \times 10^5 \text{Pa}$ 时,超临界水介电常数为 10.5,而在 873K、 $246 \times 10^5 \text{Pa}$ 时,则为 1.2。

超临界水能与非极性物质,如烃类和其他有机物完全互溶,也与空气、 O_2 、 CO_2 和 N_2 完全互溶。然而,对无机物特别是盐类,在超临界水中离解常数和溶解度很低。

由于超临界水具有上述性质,可作为有毒废水和废物氧化的介质。超临界水、有机物和 O_2 完全互溶,并可在均相进行反应。通常在 673K、 $250 \times 10^5 \text{Pa}$ 下,有机物开始氧化,产生的反应热使温度升到 820~920K,不到 1min 就可将 99.99% 以上的有机物迅速氧化为 CO_2 、 H_2O 、 N_2 ,杂原子也被氧化,并通过加入碱,使之以盐形式沉淀出来。

已证明,该法可处理二噁英、多氯联苯、硝基苯、尿素、酚类、醋酸、醇类、氨等。已成功用于城市污水、造纸污水、过量活性污泥、航天飞机中水循环系统等方面。

SCWO效率高,反应时间短,反应器结构简单、体积小,适用范围广,产物清洁不用再处理,在有机物含量较低时就可实现自热。SCWO与湿式空气氧化(WAO)以及焚烧法对比见表8.27。

表 8.27 SCWO 与 WAO 及焚烧法的对比

过程	温度,℃	压力,10 ⁵ Pa	催化剂	停留时间	去除率	自热	适用性	排出物	后续处理
SCWO	400~600	300~400	不需	≤1min	>99.99%	是	普适	无毒、无色	不需
WAO	150~350	20~200	需	15~120min	75%~90%	是	受限制	有毒、有色	要
焚烧	2000~3000	常压	不需	长(>10min)	99.99%	否	普适	含NO _x 等	要

8.3.9 清洁的能源——煤的清洁利用^[63-77]

煤的清洁利用应考虑到煤在燃烧前、燃烧中和燃烧后的三种场合。即在燃烧前脱硫主要采用选煤、煤气化、煤液化和水煤浆等技术;燃烧中脱硫指低污染燃烧、型煤和流化床燃烧等技术;燃烧后脱硫即为烟道气脱硫技术。

8.3.9.1 煤的洗选技术

目前我国广泛采用的是物理选煤方法,其中跳汰占59%,重介质选煤占23%,浮选占14%。值得指出的是流态化分离技术,它是一种高效新型干法的分选方法,可以准确地将物料按密度分离,用于煤的分选精度高,大大优于跳汰,与湿法重介质选煤相当。由于该法是干选,为缺水、严寒地区及易泥化煤分选提供了一种有效途径,节省了宝贵的水资源。物理选煤可除去原煤中的部分灰分和黄铁矿硫。

8.3.9.2 煤气化技术

煤在反应器中,在一定的温度和压力下,通过空气或蒸汽以流动方式转化为气体。我国煤气化用途主要分为工业和民用两大类。工业上用于化工合成原料气、燃料气。我国已掌握了年产8万吨合成氨的德士古炉设计、制造及运行技术。

8.3.9.3 煤的微生物脱硫

煤的微生物脱硫是由生物冶金技术发展而来的,它是在常压,低于100℃温和条件下,利用微生物代谢过程中的氧化-还原反应达到脱硫的目的,其能耗较低。目前黄铁矿脱硫率可达90%,有机硫脱除率达40%。

目前有三类有效的细菌被筛选出:一是Chandra于1979年报道的异养细菌在二苯噻吩(DBT)基质上繁殖,可除去20%有机硫(10天,30℃);二是Gokcay用一种耐热细菌在25天的培养中脱去褐煤中的50%~57%有机硫和90%~95%的黄铁矿;三是Kargi用酸热硫化叶菌除去19%有机硫(28天,70℃)。近来,美国能源部对上述菌株进行了分离、纯化和筛选,取得了一些进展。

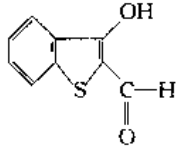
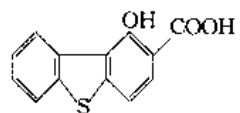
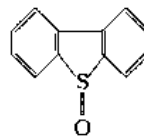
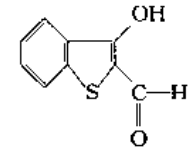
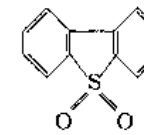
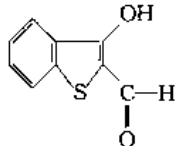
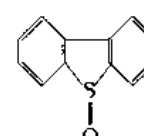
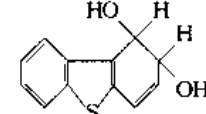
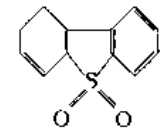
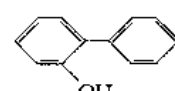
(1) 菌种选择

微生物脱硫效果主要取决于微生物对其生长环境中的硫或硫化化合物的代谢能力。表8.28为各种微生物的生理特征。表8.29为用于脱硫的微生物对DBT的代谢作用(DBT作为模型化合物来表征有机硫脱除)。

表 8.28 用于脱硫的微生物的生理特征

微生物种类	细胞形状	细胞壁性质	营养类型	能 源	生长温度 ℃	酸度 (pH)	DNA 中 G+C 含量
硫杆菌属	杆	G ⁺	严格和兼性自养	Fe ²⁺ 、S ⁰ 无机硫化物	2~40	1.2~5.0	50.0~57.4
硫螺菌属	弯曲	G ⁻	严格自养	Fe ²⁺ 、FeS ₂	2~40	1.0~5.0	50.3~51.7
假单胞菌属	杆	G ⁻	异养	有机硫化物	28	7~8.5	30~50
大肠杆菌	杆	G ⁻	异养	有机硫化物	30~40	7.0	
红球菌属	球		异养	有机硫化物	30	7.0	
硫杆菌属	杆	G ⁺	兼性自养	Fe ²⁺ 、S ⁰ 无机和有机硫化物	20~60	1.1~5.0	45.5~49.3
芽孢杆菌属	杆	G ⁺	异养	有机硫化物	28	7.0~5.8	30~50
硫化叶菌属	不规则球	G ⁻	兼性自养	Fe ²⁺ 、S ⁰ 无机和有机硫化物	49~90	1.0~5.8	30~46.2
排硫球菌属				Fe ²⁺ 、S ⁰			
甲烷杆菌属	球或杆	G ⁻	兼性自养	无机和有机硫化物	50~80	1~4	
<i>Pyrococcus</i> 属	球		厌氧异养	S ⁰ →H ₂ S、H ₂	100	0.6~1.6	

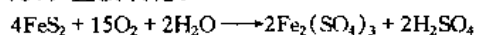
表 8.29 微生物对 DBT 的代谢作用

氧化方式	微生物	氧化产物
噻吩核不变,只 对外围芳环氧化, 形成水溶性化合物	<i>Ps. alkalisigenes</i> <i>Ps. stutzeri</i> <i>Ps. putida</i>	 3-hydroxy-2-formyl-benzothiophene
	<i>Ps. aeruginosa</i>	 4-[2-(3-hydroxy)thionaphthenyl]-2-oxo-3-buthenoic acid
将 DBT 中的硫 部分氧化,或部分 降解芳环	<i>Ps. abikonensis</i> <i>Ps. jianii</i> <i>Rhizobium sp.</i> <i>Acinetobacter sp.</i>	 DBT-5-oxide
	<i>Ps. putida</i>	 3-hydroxy-2-formylbenzothiophene
	<i>Beyerinckia sp.</i>	 DBT3-5-sulfone
	<i>Cunninghamella elegans</i> <i>Rhizopus arrhizus</i> <i>Mortierella isabellina</i>	 3-hydroxy-2-formylbenzothiophene
		 DBT-5-oxide
		 1,2-dihydroxy-1,2-hydrobenzothiophene
将 DBT 中硫氧化 为 SO_4^{2-}	<i>Ps. sp. CB1</i> <i>S. acidocaldarius</i> <i>Corynebacterium sp. SY1</i>	 DBT-5-sulfone
	<i>Brevibacterium sp. DO</i>	 2-hydroxybiphenyl

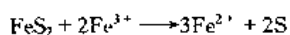
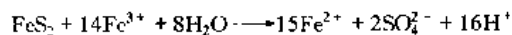
注: *Ps.* 为 *Pseudomonas* 菌属, *S.* 为 *Sulfolobus* 菌属。

(2) 脱硫机理

① 黄铁矿脱除 在水和氧存在下,黄铁矿氧化为 SO_4^{2-} 和 Fe^{2+} 反应很慢。当存在嗜酸的硫杆菌时,氧化大为加速。有两种途径。一是黄铁矿直接氧化:



二是对 Fe^{2+} 有氧化能力的硫杆菌将 Fe^{2+} 迅速氧化为 Fe^{3+} , Fe^{3+} 再与 FeS_2 反应:



两种机理仍有争论,但第一种机理有更多的证据支持。

② 有机硫脱除 煤中有机硫以噻吩基 ($\text{C}_4\text{H}_4\text{S}$)、巯基 ($-\text{SH}$)、硫醚 ($-\text{S}-$) 和多硫链 ($-\text{S}-$) 等形式存在于煤的大分子结构中,很难用物理法脱除。以 DBT 模型物理脱硫机理分两种,见图 8.18 所示。

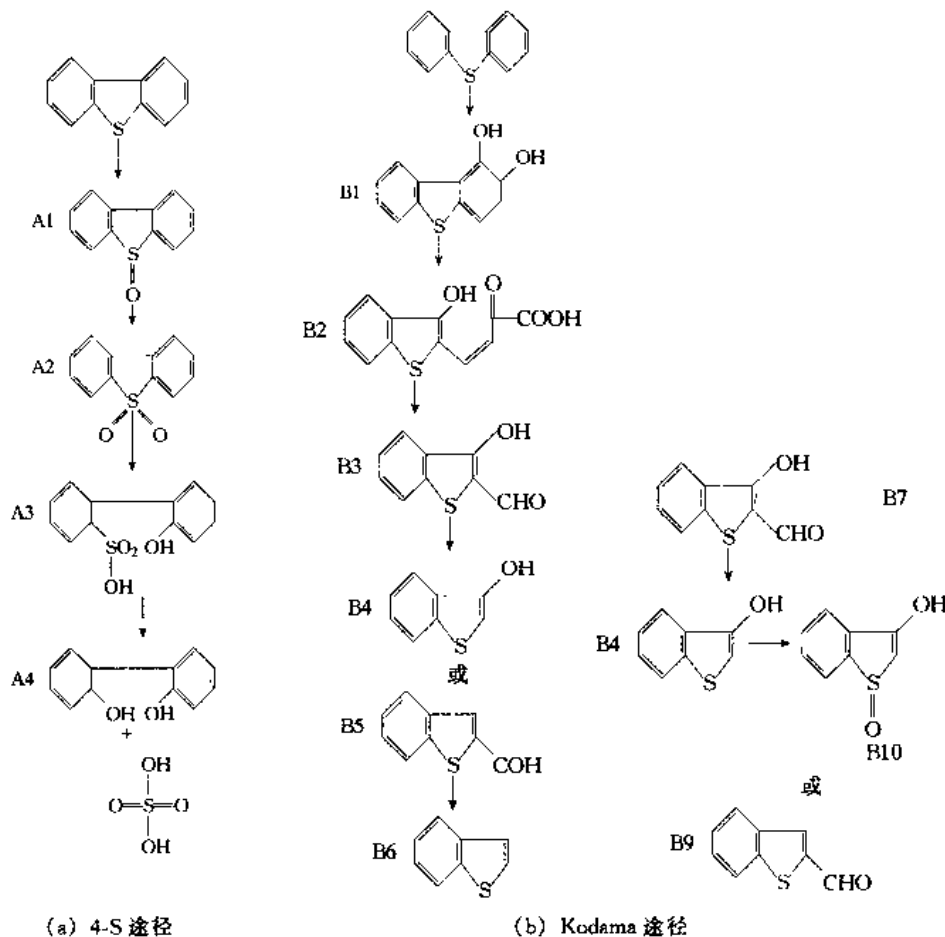


图 8.18 微生物对 DBT 的分解机理

可见 4-S 途径中, DBT 中的硫经 4 步氧化, 最终生成 SO_4^{2-} 和 2,2'-二羟基联苯, 其分子骨架不变, 对煤热值损失小。而 Kodama 途径则使芳环结构破坏, 硫原子仍在分解产物中, 煤的热值损失较大。

(3) 影响脱硫的因素

影响因素包括物理的、化学的和生物的因素, 见表 8.30。

表 8.30 微生物脱硫的影响因素

物 理	化 学	生 物	物 理	化 学	生 物
煤粒度	培养基组成	菌株活性	温 度	pH 值	抗毒性
煤孔结构	毒物	微生物群落	压 力	煤反应性	
固体浓度	气体组成	接种物大小			

微生物脱硫是人工加速自然界硫的循环过程, 尽管存在微生物繁殖慢、反应器设计等问题, 但对生态环境的效益是其他脱硫方法无法比拟的。今后重点开发的是利用基因工程筛选出更具活性、适应性更广的脱硫菌。

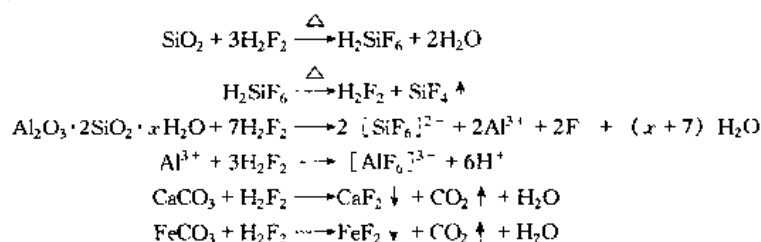
8.3.9.4 超纯煤

能源中一个重大进展是开发 CEN 燃料、化学煤、精细煤浆等技术, 目的是以煤代柴油直接用于内燃机、燃气轮机或用于燃油炉。这些技术都是以化学方法制成高质量的煤基燃料, 这是煤的法净技术之一。超纯煤生产方法有以下几种。

(1) 化学深度脱灰法

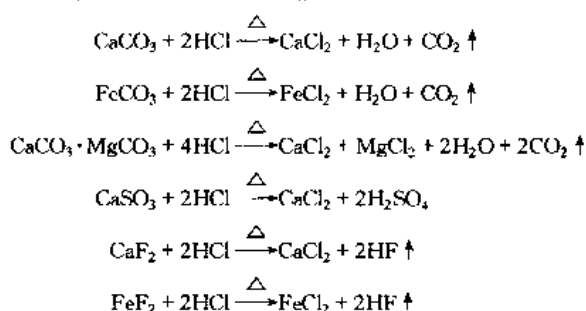
通过化学药剂与煤中组分进行化学反应以脱除灰分,它又分为氢氟酸法、常规酸碱法、熔融沥滤法(MCL)和化学煤。

① 氢氟酸盐酸法 氢氟酸可与煤中的无机矿物反应而除去,反应为:



如上所述,氢氟酸与煤中某些矿物反应,生成难溶于水的氟化物,如 CaF_2 、 FeF_2 等。这些沉淀物经加热作用大部分都可溶于盐酸。

盐酸属强酸,能使碳酸盐和大部分硫酸盐以及部分硫化物溶解,因而能将煤中的方解石、菱铁矿、白云石以及经氢氟酸浸渍产生的氟化物等除去。主要反应式如下:



其工艺流程见图 8.19。脱灰结果见表 8.31。

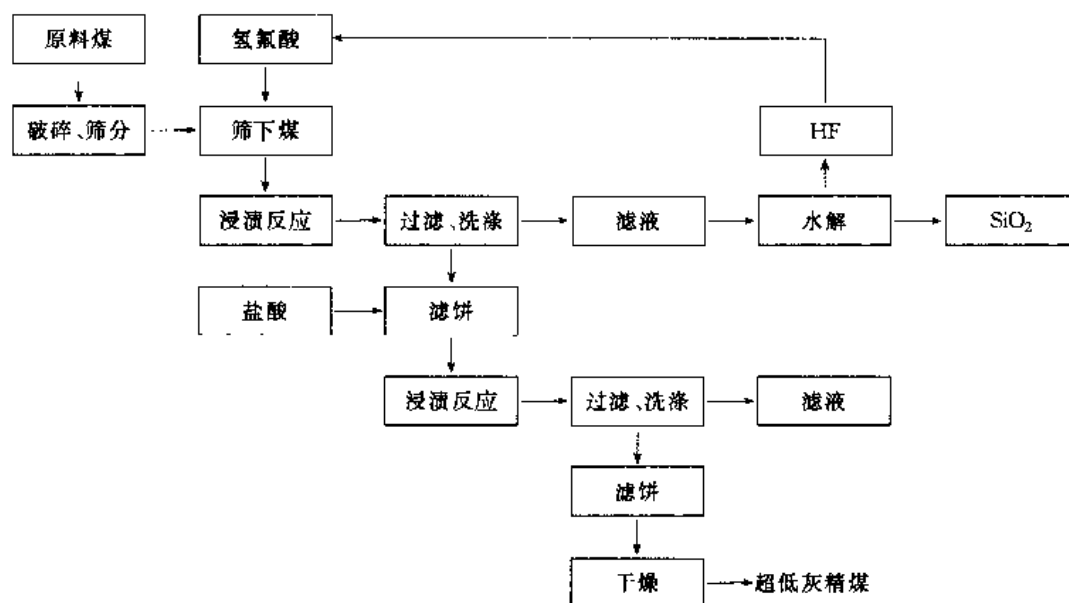


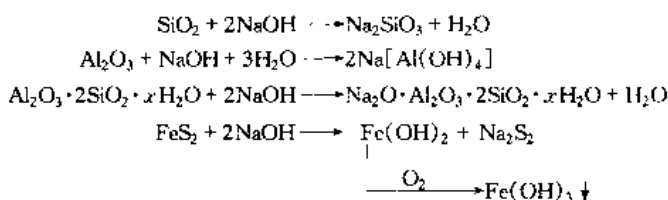
图 8.19 氢氟酸法深度脱灰原则流程图

表 8.31 氢氟酸-盐酸法脱灰试验结果

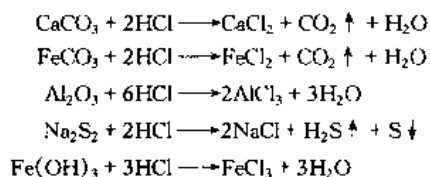
煤 样	灰分, %		降灰率 %	灰成分降低率, %								
	原煤	超纯煤		SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	TiO ₂	CaO	MgO	SO ₂	K ₂ O	Na ₂ O
兖州(气煤,二叠纪)	6.66	0.60	91.00	99.7	97.5	68.4	50.7	98.1	82.7	76.8	97.3	94.5
汝其沟(无烟煤,侏罗纪)	10.66	0.26	97.56	99.8	98.3	97.1	86.0	98.2	97.4	51.0	99.7	97.5
新密(贫煤,二叠纪)	17.31	0.59	96.59	99.7	98.2	86.6	69.0	99.3	90.8	98.4	99.4	95.6

② 常规酸碱法 利用 NaOH-HCl 脱灰, 反应为:

碱处理



酸处理



酸碱法的原则流程见图 8.20。

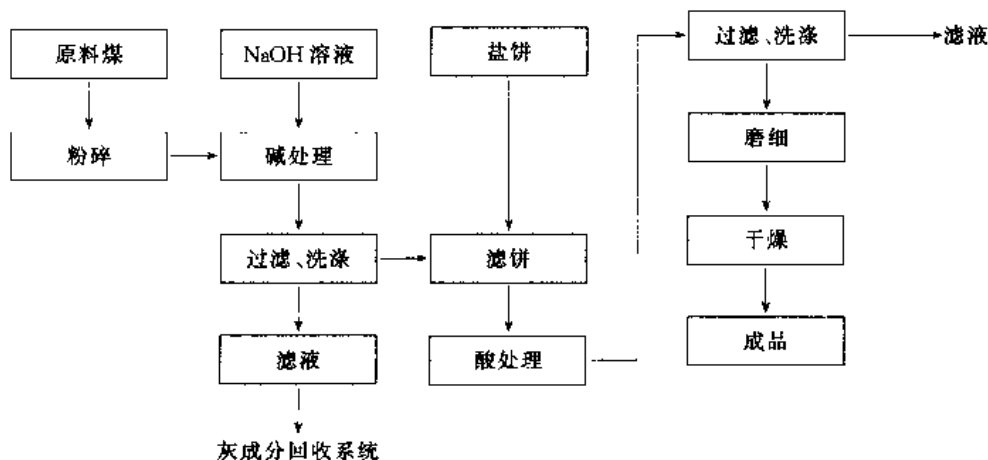


图 8.20 苛性钠-盐酸深度脱灰流程示意图

此法脱灰效果虽不及氢氟酸法,但在一定条件下,效果与氢氟酸法相当,而且在经济和环境效益方面有明显优势。

③ MCL法 美国能源部用 MCL 法可获灰分低于 2.5%~0.5%,硫小于 0.4%的超纯煤,并用于燃煤粉锅炉中试成功。

MCL 法主要在反应炉中使碱处于熔融的高温状态,并与煤中杂质反应,使高灰高硫煤净化,它可除去 90% 的硫。MCL 工艺条件见表 8.32。

表 8.32 MCL 工艺条件及质量指标

入 料			产 品			主 要 工 艺 条 件				
灰分 %	硫分 %	热值 MJ/kg	灰分 %	硫分 %	热值 MJ/kg	碱煤比	反应温度 ℃	在炉内时间 h	碱洗水煤比	酸洗水煤比
11.5	4.27	30.28	0.5~2.5	0.4	31.88	1~2	400 左右	1~2	2.5~4	2~3

④ 化学煤 化学煤是一种在较低温度、压力下将煤溶解于极性溶剂,使煤大分子断裂成小分子,再经固液分离而得到一种低灰低硫、性能接近 2 号燃料油的黏状固体,它是流动点为 150℃ 的热塑物质,既可加热后喷燃,也可粉碎后在炉内燃烧,成与 H₂O、CH₃OH 及其他液体混合制浆。由于无需高温高压,成本低,大约为合成燃料的一半,故化学煤有市场竞争力。

化学煤的制作是利用煤的衍生物——酚油和碱液作溶剂,在 325~345℃ 和 8.6~12.4MPa (CO 表压) 下溶解并破坏煤中有机质,使煤中 C—C 链断裂,而成小分子;同时,用 CO 和水蒸气变换反应,生成活性氢覆盖在煤粒表面上,起到加氢作用。经过滤后用 CH₃OH 作反应溶剂沉淀出化学煤。该工艺见图 8.21。

化学煤和燃料油的性质比较见表 8.33。

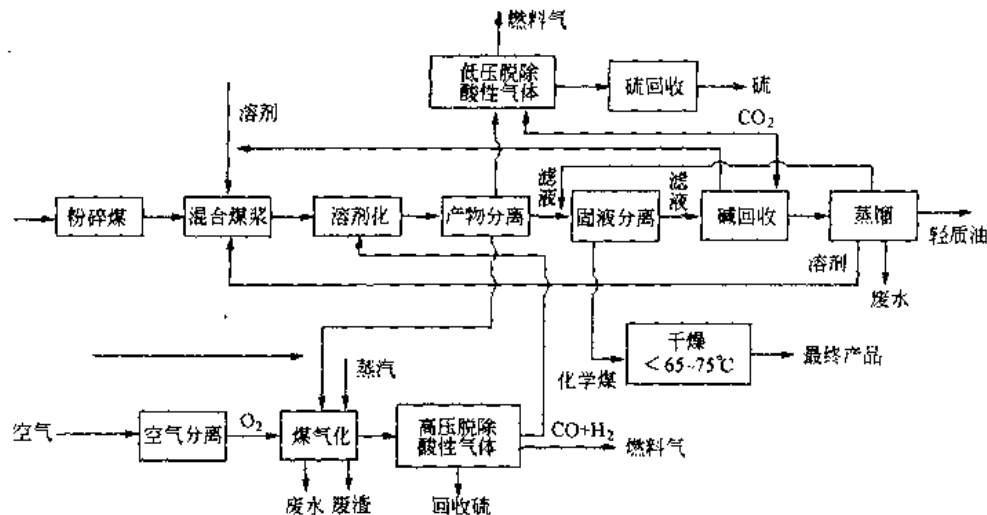


图 8.21 制备化学煤工艺流程示意图

表 8.33 化学煤和燃料油的性质比较

指 标 %	中国三合场煤		美国 Ohio No. 6 煤		美 国	
	原 煤	化学煤	原 煤	化学煤	No. 6 燃料油	No. 2 燃料油
A_d	2.80	0.037	10.50	0.12	0.01~0.5	0
V_{daf}	37.50	47.53	—	—	—	—
C_{daf}	79.88	85.41	62.90	86.06	86.5~90.2	86.1~88.2
H_{daf}	4.42	6.06	4.50	6.11	9.5~12.0	11.8~13.9
N_{daf}	1.08	1.00	1.20	1.23	2.0	0.2
O_{daf}	14.30	7.36	—	—	—	—
S_d	0.32	0.17	2.80	0.41	0.7~3.5	0.05~1.0
$Q_{gr,v}, MJ/kg$	27.63	36.02	25.85	36.52	44.11~44.19	44.19~45.94
脱灰率		98.70		98.86		
脱硫率		47.00		80.57		

由表可见，化学煤确是低灰、低硫的代油燃料。

(2) 物理化学深度脱灰法

① OTISCA-OTP 工艺 该工艺由美国 OTISCA 公司开发，获得灰分小于 1%，硫低于 0.7%，产率为 95% 的超纯煤。产品制成精细煤浆供美国通用汽车公司和通用电气公司燃用。

OTP 工艺如图 8.22 所示。煤粉碎后配成 50% 的浆，再球磨至平均粒径为 $7\mu m$ ，稀释到 15% 浓度，与团聚剂一起进入混合器。经高速剪切后形成 3mm 团粒，矿物质则分散在水中，经脱水、洗涤、加热，蒸发团聚剂，即获最终产物。团聚剂可回收再用（一般用短烃作团聚剂）。

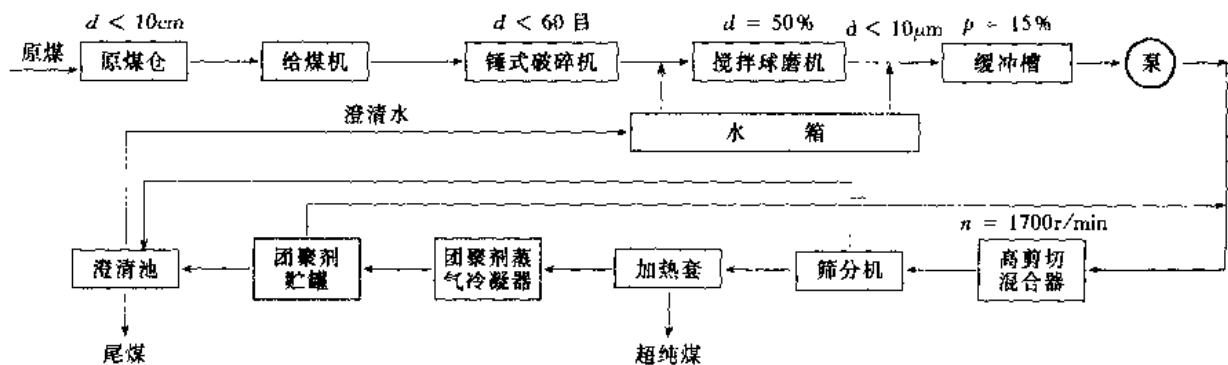


图 8.22 OTP 工艺过程示意图

② 油团-浮选法 本法由中国矿业大学北京研究生部开发成功。这是针对我国缺乏戊烷之类的短链烃而设计的。它采用浮选，只需将细粒煤“桥连”成符合浮选粒度即可，可采用桥连力强的长链烃和芳烃作团聚剂，因此，本法可大幅度降低油量。

油团-浮选法工艺见图 8.23。

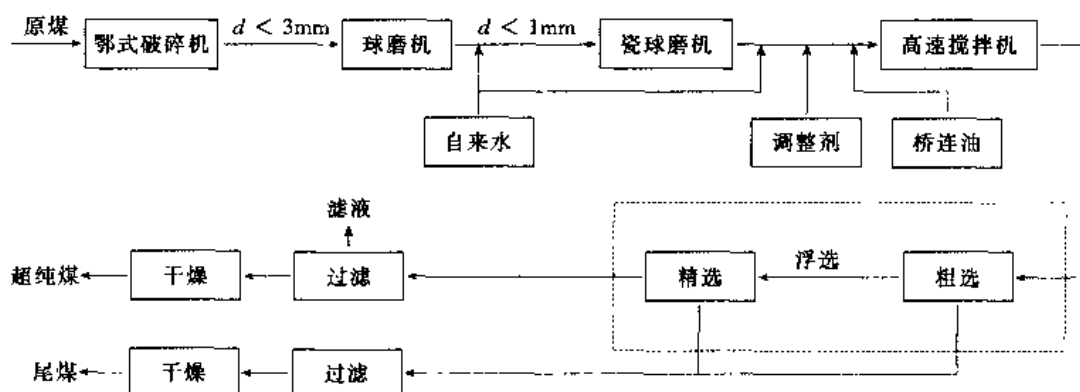


图 8.23 油团-浮选制取超纯煤工艺流程

油团-浮选法制超纯煤试验见表 8.34。

表 8.34 油团-浮选法制取超纯煤的试验结果

煤 样	原煤灰分 %	平均粒径 μm	精煤产率 %	精煤灰分 %	用油及加入量	其 他 条 件
大同一号煤	5.26		90.06	0.78	柴油 3%	精选一次
大同一号煤	5.26		86.63	0.49	柴油 3%	精选二次, 分散剂 0.1%
大同一号煤	5.26		91.65	0.56	重油-柴油 3%	精选二次, 分散剂 0.33%
大同二号煤	8.04		82.10	0.88	柴油 3%	精选二次
八一煤	11.86	4.18	58.02	0.62	煤油 1%	分散剂 1%, 精选二次, pH=8.8
神木煤	5.48	3.14	81.83	0.73	煤油 3%, 辛醇 6%	精选一次, 分散剂 0.5% pH=8.4
太西煤	2.83		91.97	0.48	煤油	pH=8.8
太西煤	16.65		68.21	0.72	煤油	精选一次, pH=8.8

OTP 和油团-浮选工艺比较见表 8.35 所示。

表 8.35 制备超纯煤的 OTP 和油团-浮选工艺比较

项 目	OTP 工艺	油团-浮选工艺
桥连油种类及用量 (油/煤质量比)	0.8:1~2:1	0.5:1~0.6:1
戊烷等短链烃	不能保证产品质量	0.3%~3%
常规中性油	>50	<50
油占微孔体积, %	纤维状到毛细管状	摆动状到纤维状
桥连油状况	团粒	絮状物
产品形状	1~2 或几个	<1
团粒直径, mm	产率高, 大多数中细煤的灰分难于达到要求	产率较 OTP 低些, 产品质量好
精煤产率及灰分	筛分	过滤
产品脱水方法	较高	较低
产品水分	有机质和矿物质要彻底解离	不必像 OTP 那样严格
对磨矿要求		

8.3.9.5 水煤浆技术

水煤浆英文缩写是 CWS (coal water slurry)、CWM (coal water mixture) 和 CWF (coal water fuel)。它是由大约 70% 的煤、29% 的水和 1% 的添加剂所组成的新型代油燃料，具有液体燃料流动性，可以泵送，比煤

炭液化、气化工艺简单,成本低廉。CWS的燃烧比直接用煤具有污染小、安全和劳动强度低的特点,成为代替重油、煤气、煤粉、焦炭的新型燃料,已用于电站锅炉、内燃机、燃气轮机和化工等领域。

生产CWS的煤,其灰分一般小于8%,硫小于5%,因此,燃烧时烟尘和SO₂排放远低于烧原煤,是又一清洁燃料。

CWS制备工艺一般分为高浓度磨矿、中浓度磨矿以及混合型三种。其中高浓度磨矿工艺见图8.24,其中(a)为一段磨矿流程;(b)为通用流程;(c)为在(b)基础上增加了煤浆强化环节。

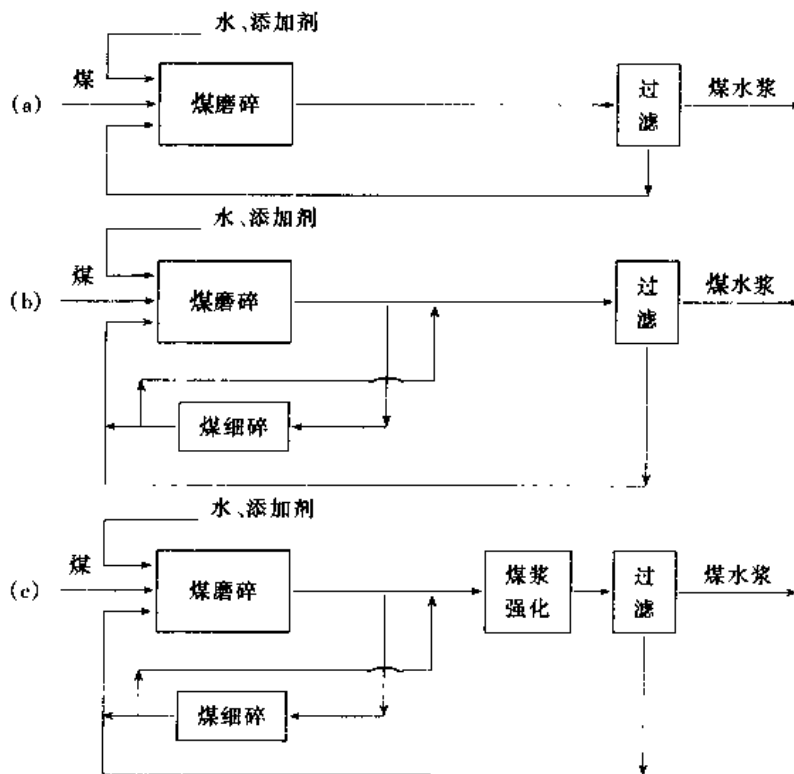


图 8.24 三种典型的制浆工艺流程 (“煤浆强化”是指强力搅拌调浆器)

8.3.9.6 型煤加工技术

利用煤粉或低品位煤制成具有一定强度和形状的煤制品称型煤,有煤球和蜂窝煤两种。

型煤的固硫率一般为50%左右,并可节省煤和减少烟尘排放。节煤率达15%~17%;烟尘排放量削减了50%~80%。可见型煤的反应活性和燃烧特点均比散煤高,是降低能耗、减少污染的简便易行的有效技术。

8.3.9.7 添加剂固硫技术

在煤燃料过程中添加一种物质,使硫以硫酸盐形式固定在煤渣中,可达到减少烟气中SO₂含量的效果。

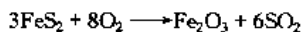
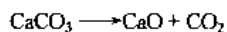
我国已开发出了清灰剂、清洁剂、催化剂、助燃剂、固硫剂等添加剂,具有一定的脱硫节能效果,一般可提高热效率10%~15%,煤渣中含炭量降低5%~8%,SO₂排放量降低25%~40%。因此,添加剂的应用对控制SO₂排放意义重大。部分添加剂技术性能见表8.36。

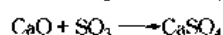
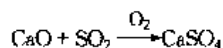
表 8.36 部分添加剂的技术性能

名 称	固硫率 %	节能 %	降低粉尘 %	名 称	固硫率 %	节能 %	降低粉尘 %
JFB 锅炉清灰剂	23.5~33.4	4.79	23.5~26.8	改良化特 901	60~65	7.03	53~57
篦石净化粉 (洁净剂)	53.6	20	79.5	XA1A 脱硫助燃剂	15~60	10.2	15~30
东亚一号	50~60	10~20	16~34	奥晖牌脱硫剂	40	10.5	40

8.3.9.8 流化床脱硫

流化床的温度在850~900℃,正是CaCO₃分解为CaO并与SO₂反应的最佳温度,反应为:





理论上计, 脱 1kg S, 需 3.125kg CaCO_3 。也可用白云石脱硫。

将生成的 CaSO_4 在 1000~1100℃ 的还原床中通入 CO 和 H_2 , 可使脱硫剂再生为 CaO。

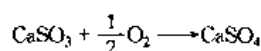
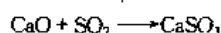
也开发由 $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3$ 的合成脱硫剂, 效果很好。流化床燃烧不仅可脱硫, 还可脱氮氧化合物。见表 8.37。

表 8.37 典型循环流化床锅炉特性比较

项目 \ 型式	德 国 Lurgi	芬 兰 Pyroflow	德 国 Circofluid	美 国 MSFB
生产厂商	Lurgi	Ahlstrom	Dt. Babcock	Battelle
功率范围 MW·t	20~400	20~400	20~400	4~200
技术特点	1. 循环系统内设主床燃烧室和外置泡床换热器 (EHE) 2. 采用分段送风燃烧 3. 炉膛出口布置高温旋风分离器	1. 燃烧室分上下两部分, 下部有耐火衬里, 上部为膜式水冷壁 2. 无外置式换热器 3. 一、二次风和回料风由各自不同压头的风机供给 4. 炉膛出口处灵活布置高温旋风分离器	1. 半塔式布置炉膛出口, 烟温降至 400℃ 左右 2. 无外置式换热器 3. 用中温旋风分离器简单紧凑 4. 低风速, 低循环倍率, 电耗小 5. 低温分级燃烧	1. 重固体颗粒作床料, 可燃用宽筛分较粗燃料 2. 高运行风速, 负荷调节比大 3. 用外置式换热器 4. 炉膛出口布置高温旋风分离器
流化速度, m/s	5~9	4~6	3.5~5	5~10
飞灰循环倍率	30~40	50~60	8~10	35
煤和石灰石尺寸	物料平均粒径 200~300μm 最大煤粒 < 3mm, 最大石灰石粒 < 1mm	煤、石灰石平均粒径均为 100~300μm	煤 0~8mm 石灰石 0~1mm	煤 0~50mm 石灰石 0~3mm
燃烧效率, %	99	99	98~99	92~99
负荷调节比	3:1 或 4:1	3:1 或 4:1	4:1	4:1
负荷调节速率 %/min	5	升负荷 7 降负荷 10	5	5
脱硫效率 %	90	90	90	90
钙硫比 (Ca/S)	1.5	1.8	1.5~2.0	1.5~2.0
NO _x 排放量 mg/m ³	<200	<200	<200	<200

8.3.9.9 LIFAC 炉内喷钙脱硫

在炉内喷 CaO 以固定 SO_2 , 只有少量氧化为 CaSO_4 :



CaSO_3 在 1050℃ 才会分解, 而石膏则要 1400℃ 才分解。一般锅炉内温度在 1300℃, 故炉内喷钙脱硫率只有 30%。LIFAC 技术把 CaCO_3 以空气用 Ca/S 比 2.5 量喷入炉内 1100~1200℃ 部位分解, CaO 脱硫后剩余大部分 CaO 再在尾部活性反应器中喷水, 使 CaO 生成活性 $\text{Ca}(\text{OH})_2$, 再完成主要的脱硫作用, 使脱硫率提高到

80%。活化反应器温度用水控制在 70℃，完成脱硫反应时间为 8~10s，高度 30~45m。

8.3.9.10 烟气脱硫 (FGD)

烟气脱硫是目前世界上唯一大规模商业化应用的脱硫方式，已开发 200 种技术。按脱硫产物是否回收，烟气脱硫可分为抛弃法和再生回收法。按脱硫产物的干湿形态，可分为湿法、半干法和干法工艺。

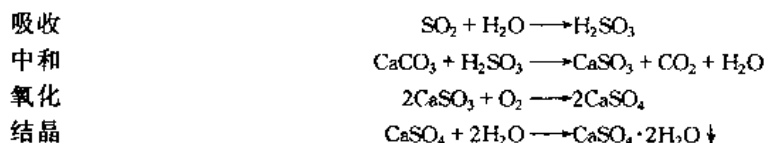
(1) 喷雾干燥吸收法 (SDA)

将 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 研磨成 100 μm 以下颗粒，用水熟化配成 < 50% 石灰浆，然后以 12000r/min 单头喷雾器雾化成细滴，与 120℃ 烟气接触 10~15s，液滴中水全蒸干，同时烟气中 80% SO_2 、全部 SO_3 、 HCl 、 HF 等气体与 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 反应，生成 CaSO_3 、 $0.5\text{H}_2\text{O}$ 、 CaCl_2 、 CaF_2 从烟气中除去，少数 CaSO_3 氧化为石膏。脱硫渣与新补充的石灰配制重新使用，提高钙的利用率，并使脱硫率达 90%~95%。

最后的脱硫渣可用于生产 H_2SO_4 、水泥。

(2) 石灰石-石膏湿法脱硫

湿式工艺多采用碱性浆液作吸收剂，其中以石灰石或石灰为吸附剂的强制氧化湿式脱硫方式是目前广泛使用的脱硫技术。湿式脱硫方式占世界安装 FGD 机组容量的 81.8%，其中一半副产石膏。化学反应为：



未反应的 H_2SO_3 也与空气反应生成 H_2SO_4 ，从而消除生成 CaSO_3 的可能，石膏质量得到保证。此法适用于含硫 < 2% 的煤，脱硫率为 60%~85%。

(3) 磷氨复肥法 (PAFP)

该法利用天然磷矿石和氨为原料，在烟气脱硫过程中副产磷氨复合肥。工艺为先用活性炭一级脱硫并得稀 H_2SO_4 ，后者萃取磷矿石得 H_3PO_4 ， H_3PO_4 和 NH_3 中和生成 $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ 溶液二次脱硫，料浆浓缩干燥制成磷铵复肥。系统总脱硫大于 95%。

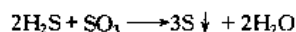
(4) 钠法脱硫

① 碳酸钠法 Na_2CO_3 与 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 NH_3 比起来对 SO_3 的亲合力要大得多，且钠盐溶解度比钙盐高，不会结垢或堵塞，可用固体来吸收 SO_3 。总脱硫率达 70%。用天然碱则成本降低。

② 亚硫酸氢钠法 亚硫酸氢钠溶液加热到 95~115℃，分解出 SO_2 得到 Na_2SO_3 ，后者再送回吸收塔吸收 SO_3 ，如此循环不已，就可把低浓度 SO_3 转化为浓度为 95% 以上的 SO_3 ，经压缩、冷凝而成液体 SO_2 商品。

该法由于 Na_2SO_3 氧化而损失。为此，可添加 EDTA、对苯二胺以减少 Na_2SO_3 损失。

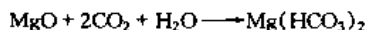
③ 柠檬酸钠法 用柠檬酸和 Na_2CO_3 配成钠盐，在 pH4.5 时，能吸收 SO_2 。若有高浓度的 H_2S 通入（克劳斯炉尾气、炼油厂），有 S 析出：



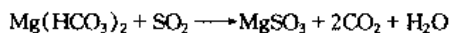
贫液再返回烟气吸收 SO_3 。

(5) MgO 法脱硫

用 MgO 作 SO_3 吸收剂脱硫。吸收塔分上、下两部分，上部加入 MgO 水溶液与来自下部烟气中的 CO_2 反应：



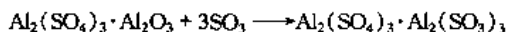
所以可把来自下部少量的 SO_2 全吸收净：



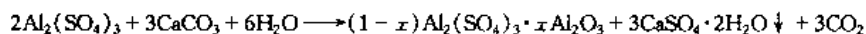
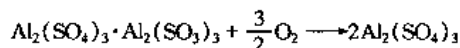
生成的 MgSO_3 用热卵石分解为 MgO 和 99% 浓度的 SO_2 ， MgO 再循环利用。

(6) 碱式硫酸铝脱硫

碱式硫酸铝-石膏法吸收反应为：



然后用空气氧化，再用 CaCO_3 中和：

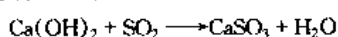


生成的碱式铝溶液返回再用。

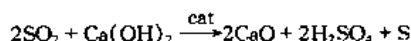
(7) 石灰催化脱硫

用 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 脱 SO_2 时会生成易堵塞管道的硫酸盐, 为此, 可用催化剂使硫分子聚合。反应为:

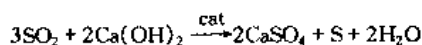
中和



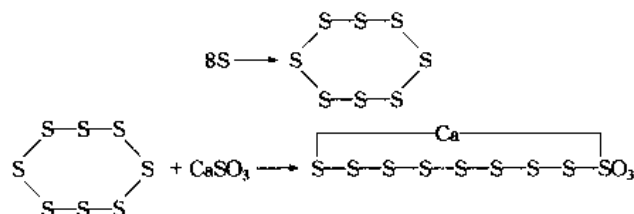
催化



总反应



聚合



此技术可节水 99%, 不产生二次污染。

(8) 海水脱硫

天然海水中有大量的可溶性盐, 主要是 NaCl 、硫酸盐和碳酸盐, 并呈碱性, 因此它可用于脱硫。

海水脱硫系统由烟气系统、再热系统、供排海水系统和海水恢复系统所组成。我国深圳西部电力有限公司 2 号 300MW 机组引进海水脱硫技术, 脱硫率 $\geq 90\%$ 。

表 8.38 为已用于工业的 FGD 方法一览表。

表 8.38 应用于工业生产的 FGD 方法

FGD 方法	脱 硫 剂	最 终 产 品	煤的硫含量范围, %	
			最 小	最 大
不可再生法				
湿法洗涤	石灰/石灰石	石膏或 $\text{CaSO}_4/\text{CaSO}_3$	0.2	5.5
	石灰/飞灰	$\text{CaSO}_4/\text{CaSO}_3$ /飞灰	0.5	1.0
干法喷洒吸收	石灰	$\text{CaSO}_4/\text{CaSO}_3$	0.3	3.5
双组分吸收	主: 氢氧化钠 次: 石灰/石灰石	$\text{CaSO}_4/\text{CaSO}_3$	0.54	8.0
海水法	主: 海水 次: 石灰	废海水	—	3.0
Walther	氨	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	—	1.5
可再生法				
活性炭法	活性炭	浓 SO_2	—	—
Weilman-Lord	亚硫酸钠	浓 SO_2	0.8	7.0
Linde	物理吸收	浓 SO_2	—	12.0
干法喷洒吸收	碳酸钠	元素硫	—	1.8
氧化镁法	氧化镁	浓 SO_2	—	—

表 8.39 为几种主要的 FGD 法的综合评价。

表 8.39 FGD 技术的综合评价

技术性能指标	石灰石石膏法	简易湿法	磷酸复肥法	喷雾干燥法	喷钙增湿法	海水脱硫
工艺流程简易情况	主 流 程 简 单; 石灰浆制备流程复杂	流程较简单	脱硫流程简单, 制肥部分较复杂	流程较简单	流程简单	流程简单
工艺技术指标	脱 硫 率 $> 90\%$, 钙硫比 1.1	脱 硫 率 70% , 钙硫比 1.1	脱硫率 95%	脱 硫 率 80% , 钙硫比 1.5	脱 硫 率 70% , 钙硫比 2	脱硫率 90%

续表

技术性能指标	石灰石石膏法	简易湿法	磷酸复肥法	喷雾干燥法	喷钙增湿法	海水脱硫
脱硫副产品	脱硫渣主要为 CaSO_4 , 目前尚未利用	脱硫渣主要为 CaSO_4 , 目前尚未利用	脱硫产品为含 $\text{N} + \text{P}_2\text{O}_5$ 35% 以上的氮磷复合肥料	脱硫渣为烟尘和 Ca 的混合物, 目前尚不能利用	脱硫渣为烟尘和 Ca 的混合物, 目前尚不能利用	脱硫渣主要为硫酸盐, 排放
推广应用前景	燃高、中硫煤锅炉, 当地有石灰石矿	燃高、中硫煤锅炉, 当地有石灰石矿	燃高硫煤锅炉, 附近有磷矿资源	燃高、中、低硫煤锅炉都可使用	燃烧中、低硫煤锅炉	燃烧中, 低硫煤锅炉, 沿海地区
电耗占总发电量的比例	1.5%~2%	1%	1%~1.5%	1%	0.5%	1%
烟气再热占地情况	需再热多	需再热少	需再热多	不需再热少	不需再热极少	需再热较大
技术成熟度	国内已商业化引进	国内正在引进	国内已进行中试	国内已进行中试	国内已工业示范	国内正在引进
环境特性	很好	好	很好	好	好	好
经济性能 FGD 占电厂总投资的比例	13%~19%	8%~11%	12%~17%	8%~12%	5%	7%~8%
脱硫成本, 元/t SO_2 脱除	750~1550	730~1480	1400~2000	720~1230	790~1290	400~700
副产品效益, 元/t SO_2 脱除	无	无	1600	无	无	无

8.3.9.11 H_2S 的脱除技术

煤中的硫在还原气氛中以 H_2S 形态放出, 少量以硫醇形式存在, 它们均为剧毒物质, 必须除去。脱除 H_2S 方法如下。

(1) 干法脱硫

a. 活性炭法 H_2S 与吸附面化学吸附氧, 形成有催化中心的表面氧化物, 然后被吸附的 H_2S 与吸附氧反应, 生成硫磺。此法硫容量大, 可再生。此法设备庞大。

b. 分子筛法 它有选择性吸附特性, 可去除 H_2S , 但成本高。

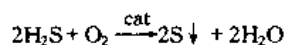
c. 碱性脱硫剂 利用金属氧化物, 如 ZnO 、 Fe_2O_3 、 MnO 、 CuO 作催化剂, 使 H_2S 气转化。此脱硫剂是消耗性的。

(2) 湿法脱硫

此法反应速度快, 脱除 H_2S 效率高, 可回收硫磺。

湿法中有化学吸附法 (烷基醇胺、本菲尔等法)、物理吸附法 (常温甲醇法、NHD 和 Selexol 法、碳酸丙烯酯法、环丁砜法) 和催化氧化法 (ADA、MSQ、MQ、KCA、烤胶法、对苯二酚、FD、CN、EDTA 络合铁、WCE、PDS 等法)。

ADA 法主要活性组分为蒽醌二磺酸和 V_2O_5 , 用空气氧化:



该法可回收硫磺, 脱硫剂可再生, 操作方便。

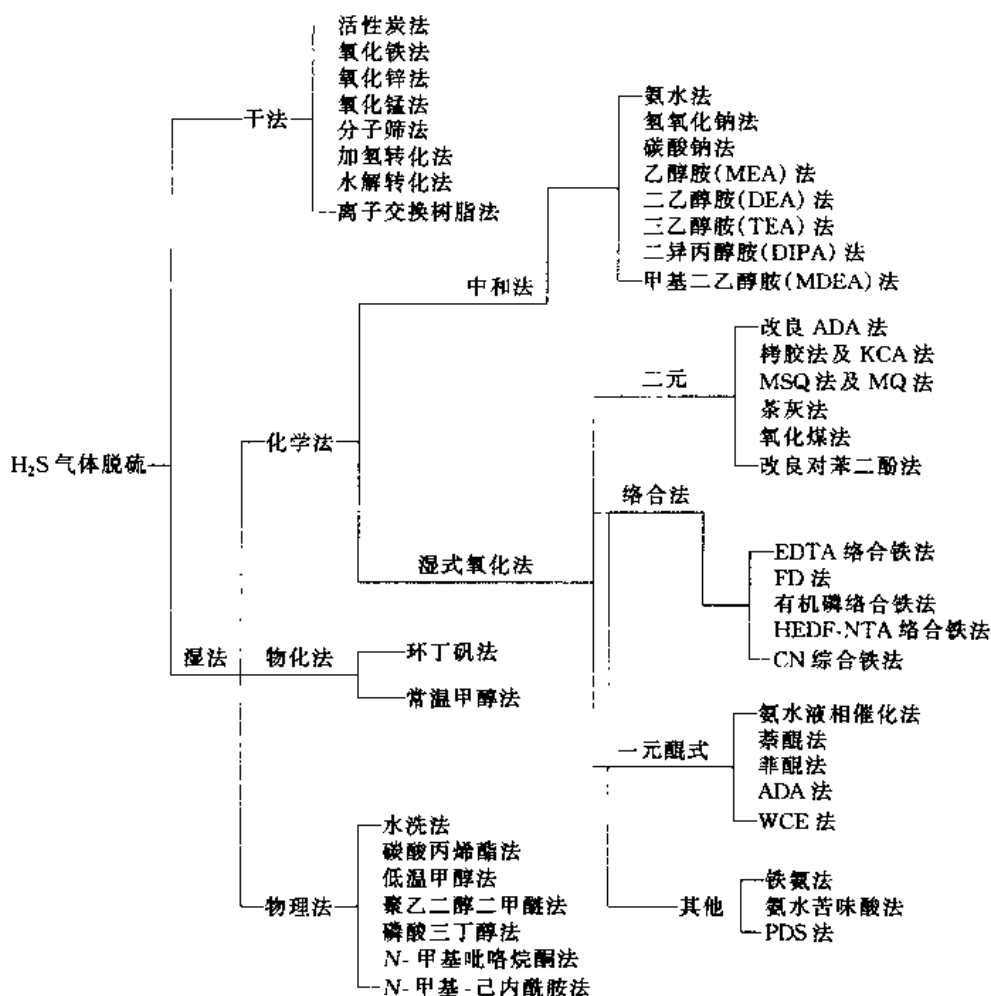
烤胶为聚酚类物质, 摩尔质量为 1000 左右, 可取代对苯二酚、MQ、MSQ 加入碱液中, 经空气氧化后丹宁降解, 生成醌基可用于脱硫。此法原料易得, 价格低廉, 仅为对苯二酚的 1/8。脱硫效率高。

PDS 法脱硫效率高, 与其他脱硫法可兼容, 使用浓度低 ($2 \sim 3 \text{mg/m}^3$), 对氰化物不中毒, 可脱除较多的 COS。

H_2S 脱除法很多, 见图 8.25。

8.3.9.12 联合循环发电 (IGCC)

IGCC 是用煤气化代替煤直接燃烧, 使煤气化、燃气透平、蒸汽透平、发电相结合的技术, 可提高发电

图 8.25 脱 H_2S 方法系统分类

效率，防止直接燃煤产生的 SO_2 、 NO_x 污染大气，并降低单位发电量的 CO_2 排放。该技术另一优点是在发电的同时可生产合成气，制取 CH_3OH 、氨等化工产品，并使这些产品成本大幅度下降。

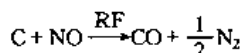
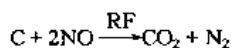
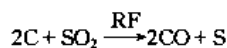
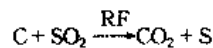
8.3.9.13 其他的新技术

(1) 微波气相脱硫

利用微波产生冷的非平衡等离子体，可将 H_2S 分解为 H_2 和 S 两种有价值的产品。

(2) 高频电磁波的射频 (RF)

RF 是能量存在的一种形式，用它可提高反应速度。活性炭是一种性能优良的 RF 能量吸收剂，也是良好的还原剂。当活性炭置于 RF 能量场中时，它的温度会迅速上升，在气相和固相间形成很高的温度梯度。气相中的 SO_2 、 NO_x 与 RF 场中的焦炭接触时，会发生以下反应：



可控制温度，以实现既脱硫又脱 NO_x 。

(3) 液膜法

美国能源部 Pittsburgh 能源中心 (PETC) 开发液膜净化烟气技术。 SO_2 、 NO_x 为液膜吸收，使烟气净化。 SO_2 、 NO_x 又可从液膜解吸出来，充分利用这些资源。

用水、 NaHSO_2 和 Na_2SO_3 水溶液、含 Fe^{2+} 、 Fe^{3+} 的 EDTA 水溶液、环丁砜等作液膜，均可去除 SO_2 和

NO_x。

(4) 电化学膜法

将充满电解质膜夹在两个多孔电极中间, 维持一定电压作为膜分离的推动力。在阳极与膜界面处有选择性除去 SO₂, 而在阴极与膜界面则放出 SO₃, 并浓缩, 可进一步加工为浓硫酸等产品。

最后, 必须指出, 清洁能源的广义含义不仅仅局限于煤炭的清洁利用, 这只是针对我国现行的能源结构而言的。真正要做到清洁能源, 必须改变现在以煤为主要能源的消费方式, 建立起新的低碳排放或非碳排放的新能源体系。

a. 低碳排放能源 天然气是我国能源向新体制过渡的桥梁。我国天然气贮量极大, 但利用率极低, 仅占能源消费中的 2%。天然气比石油洁净, 用它开汽车可使污染物减少 90% 以上, 用它作化工原料, 产生的废气废渣很少。

b. 非碳能源 非碳能源有水力、地热、核能、风能、太阳能、海洋能等, 它们的特点是不排放含碳气体, 不引起“温室效应”。

对化工而言, 利用 H₂ 开发实用的燃料电池是 21 世纪的技术制高点, 它不仅不污染环境, 不产生噪声, 其发电效率使目前任何一种发电装置都相形见绌。利用稀土合金开发贮氢材料也将在未来氢经济中占有重要地位。

8.3.10 生物质资源的利用^[78~80]

生物质 (Biomass) 是由各种植物组成的再生资源。

(1) 生物质

生物质包括以下几方面:

- ① 以含糖质和淀粉为主的农产物;
- ② 以含油脂为主的农产物;
- ③ 农、林、牧生产的有机废料。

(2) 生物质的利用

生物质的利用可以分为两大部分:

- ① 利用生物质开发先产出一些化工产品;
- ② 利用生物质转化为各种形式的能量。

(3) 由生物质生产化工产品

- ① 由植物的壳类生产的化工产品见图 8.26。

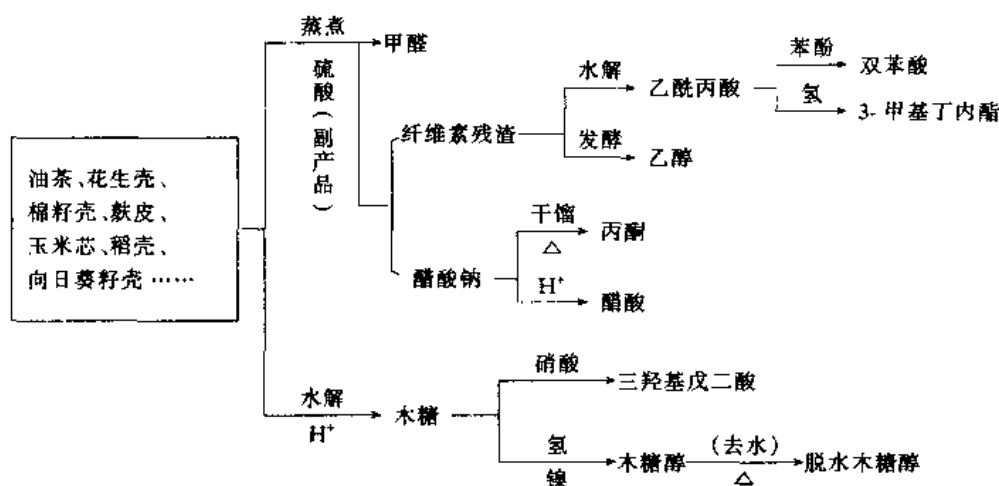


图 8.26 由植物的壳类生产的化工产品

- ② 由糠醛生产的有机产品见图 8.27。

- ③ 由油脂类农产物生产的有机化工产品见图 8.28 所示。

- ④ 由淀粉类或糖类农产物生产的有机化工产品见图 8.29。

- ⑤ 由蓖麻油生产的有机化工产品见图 8.30。

- ⑥ 其他的化工产品生产见图 8.31。

- ⑦ 用稻壳灰生产水玻璃、白炭黑、活性炭见图 8.32~图 8.34。

(接上页)

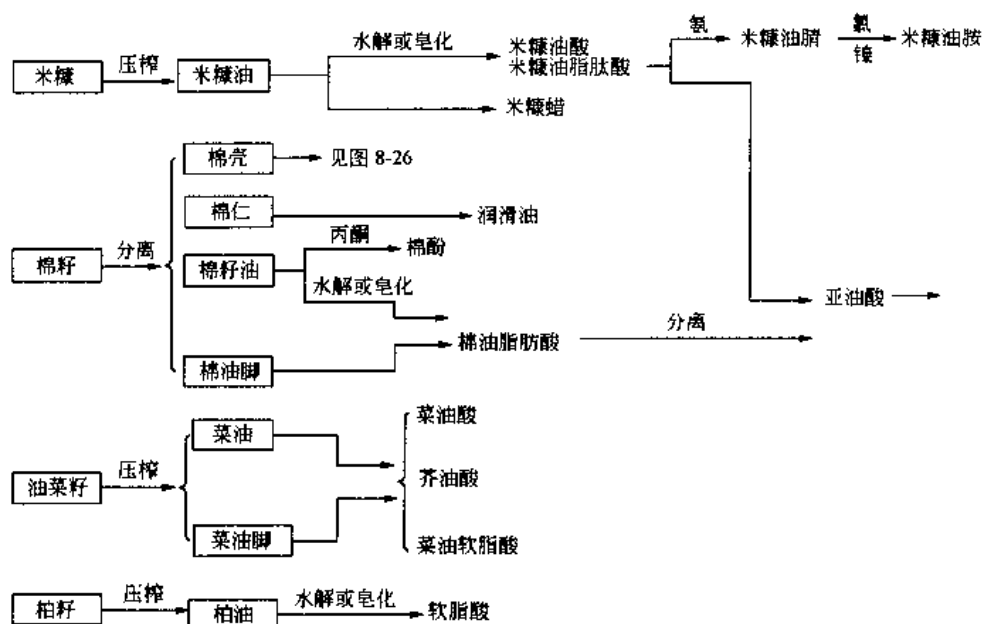


图 8.28 由油脂类农产物生产的有机化工产品

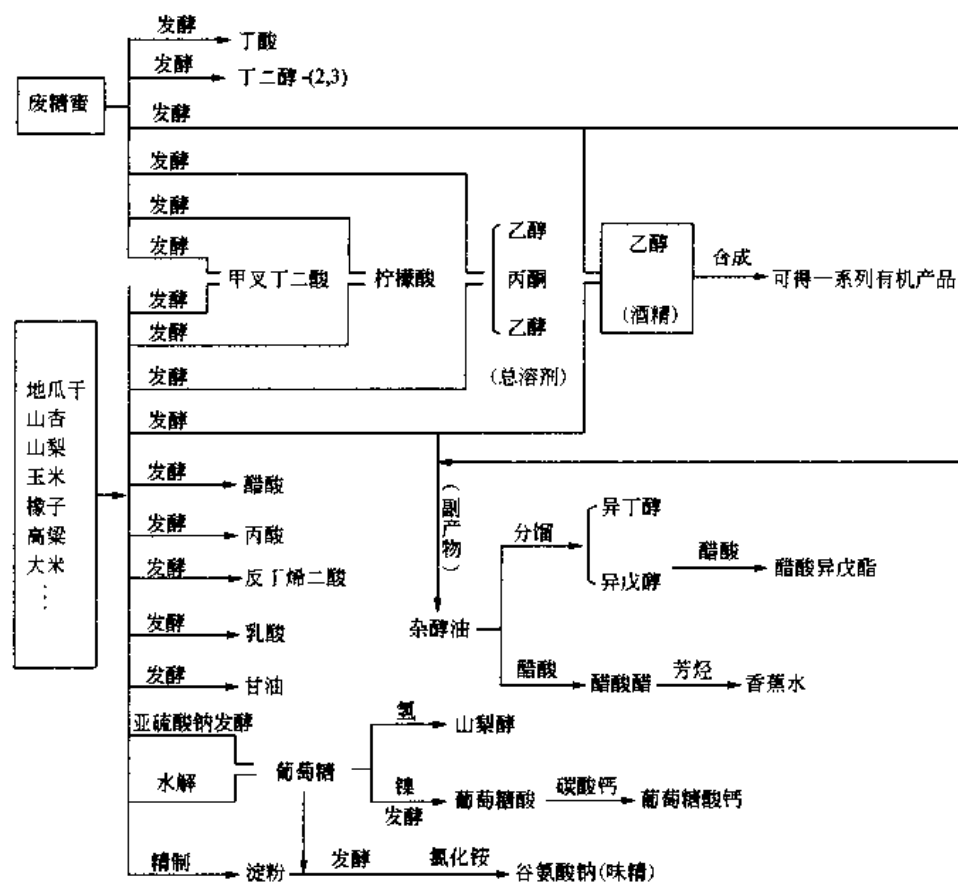


图 8.29 淀粉类或糖类农产物生产的有机化工产品

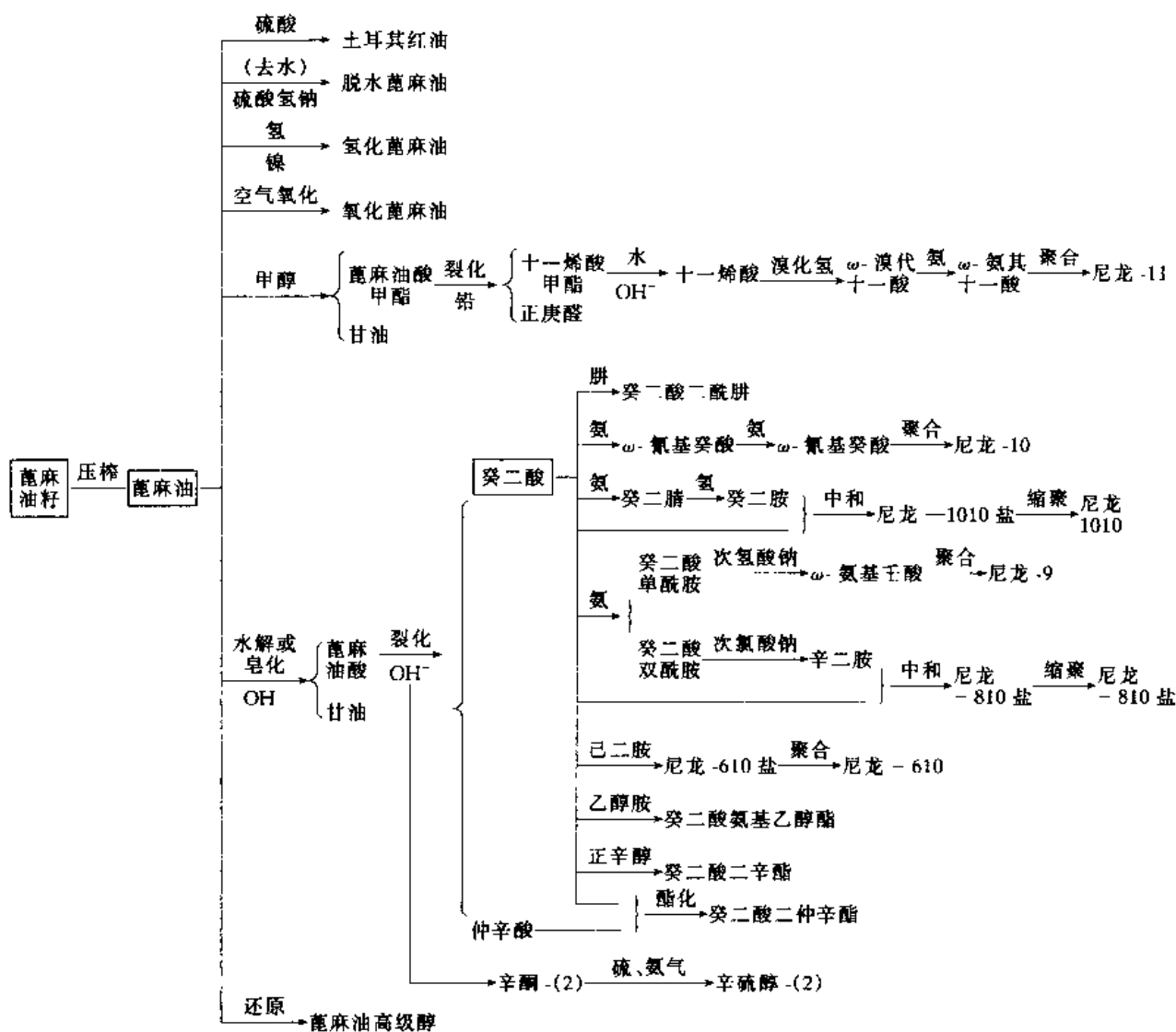


图 8.30 由蓖麻油生产的有机化工产品

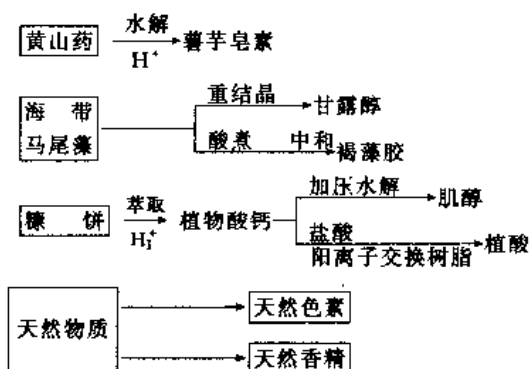


图 8.31 其他的化工产品生产

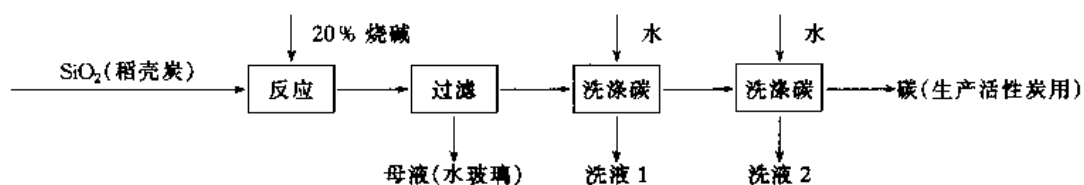


图 8.32 水玻璃生产工艺流程图

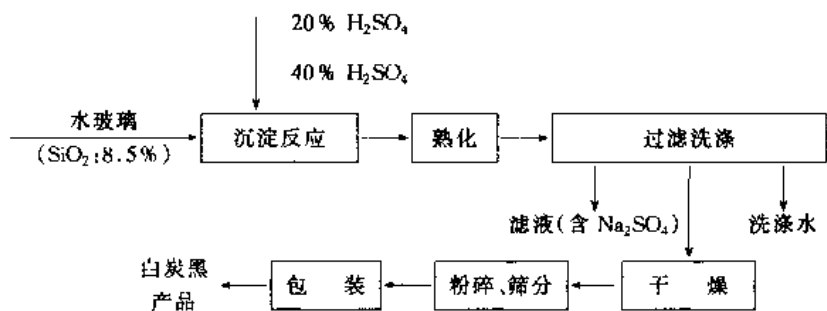


图 8.33 白炭黑生产工艺流程图示意图

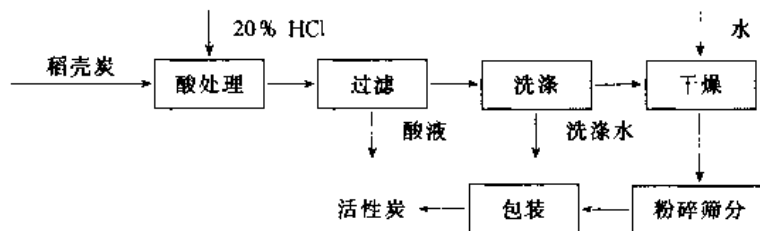


图 8.34 活性炭生产工艺流程图示意图

(4) 生物质作能源

通常利用生物质中的有机废料作能源。按开发利用方式有以下几种。

① 直接作燃料。

② 气化 生物质在密闭容器中利用空气在高温条件下经干燥、干馏、氧化、还原、热化学反应，产生 CO 、 H_2 、 CH_4 、 C_mH_n 可燃气体，可用于发电或热电共生。

另一气化方式是厌氧发酵。在厌氧条件下，生物质分解为 CH_4 （占 55%~65%）和 CO_2 （占 30%~40%），还有少量的 H_2 、 H_2S 和 NH_3 ，其热值为 $20\text{MJ}/\text{Nm}^3$ ，可作内燃机的燃料。

③ 液化 分为直接液化和间接液化。直接液化是在高温高压和催化剂存在下，在生物质中加入 H_2 或 CO 便制得液体燃料。间接液化是在厌氧发酵条件下产生高分子酸，采用 Kolbe 电解转化成碳氢液体燃料。

④ 热解 生物质热解是能源转化效率最高的一种方式。根据加热方式，可分为直接加热和间接加热两种。前者热解的能量通过生物质自身燃烧获得，因此效率和反应速度均较高，技术上也较成熟。根据加热速率又可分为：a. 慢速加热，小于 $5\text{K}/\text{s}$ ；b. 中速加热， $5\sim 100\text{K}/\text{s}$ ；c. 快速加热， $100\sim 10^6\text{K}/\text{s}$ ；d. 闪速加热，大于 $10^6\text{K}/\text{s}$ 。加热速率越高，热解获得的气态和液态产品越多。因此，液态产品可以采用快速加热、短的滞留时间、适当的温度（ 540°C ）和立即冷却的方法，这也是目前欧美等国液化生物质的主要方法。

上述生物量的利用方法汇总于表 8.40。

表 8.40 能量转化方法表

转化工艺	初级产品	加工过程工艺	次级产物
热解	炭	抽提	化学品
		浓缩加工	汽油、柴油
液化	液化	透平	↑
		合成	甲醇
气化	燃料气	引擎	电
燃烧	热	锅炉	NH_3

8.3.11 VOC 的净化回收与污染治理^[81~88]

继 SO_2 、 NO_x 及氟里昂之后，挥发性有机化合物（volatile organic compounds，缩写词为 VOC），特别是有毒、有臭的有机废气的污染问题，受到了世界各国的普遍重视。

VOC 对环境的影响主要表现在以下几个方面：①大多数 VOC 有毒、有恶臭，一部分 VOC 有致癌性；②在阳光照射下，大气中的氮氧化物、碳氢化合物与氧化剂发生光化学反应，生成光化学烟雾，危害人体健康及作物生长；③卤烃类 VOC 可破坏臭氧层。正是由于 VOC 的上述危害，世界各国都通过立法不断限制 VOC 的排放量。

(1) 工业中 VOC 排放与种类

VOC 是石油化工、制药、印刷、制鞋、喷漆等行业排放的最常见的污染物。其排放的种类见表 8.41。其中芳烃类、醇类、酯类、醛类作为溶剂广泛使用，因而排放量很大。

表 8.41 工业生产中排放的 VOC 的种类

烷烃类	烯烃类	芳烃类及其衍生物	醇类	酯类	醛和酮类	胺和酰胺	酸和酸酐	乙二醇衍生物
乙烷	乙烯	苯	甲醇	丙烯酸甲酯	甲醛	苯胺	乙酸	甲基溶剂剂
丙烷	丙烯	甲苯	乙醇	邻苯二甲酸二丁酯	乙醛	二甲基甲酰胺	丙酸	乙基溶剂剂
丁烷	丁烯	二甲苯	异戊二醇	醋酸乙烯	丙酮		丁酸	丁基溶剂剂
戊烷	丁二烯	乙苯	丁醇		丁酮		己二酸	甲氧基丙醇
己烷	异戊二烯	异丙苯	戊醇		甲基丙酮		邻苯二甲酸酐	
环己烷	环戊烯	苯乙烯			乙基丙酮			
		苯酚						

(2) VOC 的净化回收技术

VOC 净化回收法主要有炭吸附法、冷凝法和膜分离法。

① 炭吸附法 此法应用较广，主要用活性炭和活性炭纤维作吸附剂，对 VOC 发生可逆的物理吸附，吸附后用热空气或水蒸气脱附。工业上已用于制鞋、喷漆、印刷、电子等工业中对苯、醋酸乙酯、氯仿等的回收。

② 冷凝法 此法主要用于回收高沸点和高浓度的有机物，一般用于各种净化方法的前处理。

③ 膜分离法 膜分离是一种高效分离方法，其中心部分为膜元件，常用的为中空纤维膜和卷式膜。它是利用有机蒸气和空气透过膜的能力不同，而将二者分开的。其流程见图 8.35。

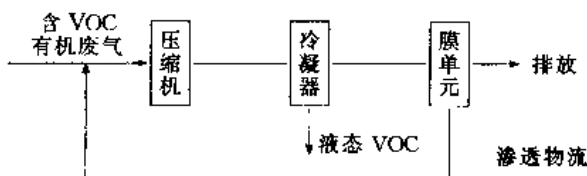


图 8.35 膜分离流程原理图

膜分离法可回收常见的 VOC，如脂肪和芳香族碳氢化合物、含氯溶剂、酮、醛、腈、酚、醇、胺、酸等大部分 VOC。此法广泛用于石油化工、制药、食品加工等行业。

三种 VOC 回收技术对比见表 8.42。

表 8.42 常用 VOC 的回收技术

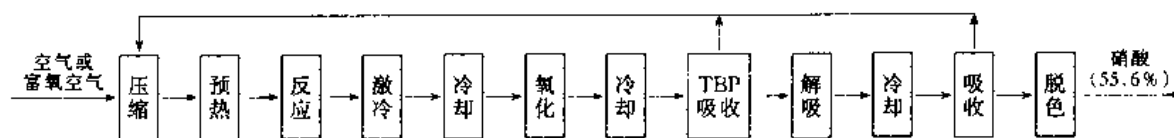
控制技术	浓度范围 ml·m ⁻³ 体积	流量范围 m ³ ·h	回收率 %	二次污染物	限制
炭吸附	20~5000	600~360000	90~95	再生剂废活性炭	不适于相对湿度>50%的物流
冷凝	5000~12000	600~102000	50~90	冷凝液	不适于沸点<38℃的 VOC
膜分离	>500		90~99	无	膜的通量较小

根据上述情况对不同体系可选择不同的回收方法。

8.3.12 工艺过程闭路循环^[89]

化工生产中一些行业三废排放量相当大，只有改革旧工艺，实现物料闭路循环，才能实现清洁生产。

如制取 HNO₃ 的传统方法是采用 NH₃ 在铂网上进行氧化反应，生成 NO₂，用水吸收制得。若采用 HNO₃ 生产新工艺，利用等离子体进行化学反应，直接利用空气中的 N₂ 和 O₂ 制取 HNO₃，且通过闭路循环实现无废工艺。图 8.36 为等离子体化学反应制取 HNO₃ 的工艺流程。

图 8.36 等离子体化学反应制 HNO_3 工艺流程

此工艺的投资仅为传统工艺的二分之一。在生产中可节约大量的燃料气，生产成本已低于传统工艺。

在工艺中容易实现闭路循环的是水闭路循环，最终达到无废水排放。

8.3.13 化工固体废物的再利用^[90-95]

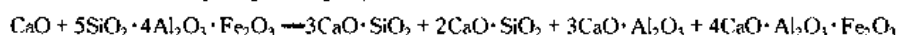
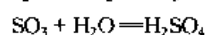
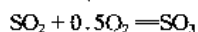
在化工原料制备、化工生产过程和化工产品使用后均会产生各种废物。其中最引人注目的四大废渣，即磷石膏、铬渣和硫铁矿烧渣和粉煤灰。它们数量极大，对环境危害也大。若将它们再资源化，使其变害为利，并创造更多的附加价值，显然，这是化工实现清洁工艺的一个重要方向。

8.3.13.1 磷石膏的处理与综合利用

(1) 制硫酸和水泥

磷石膏是在磷矿石用硫酸分解过程中产生的，通常以二水石膏（ $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ）或半水石膏（ $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ ）形态存在。以生产 1t 有效 P_2O_5 计算，生产重过磷酸钙副产二水石膏 3.6t，磷铵副产二水石膏约 5t。由于它残存少量磷分，通称为磷石膏。

磷石膏制硫酸时可以联产水泥。用焦炭作还原剂，磷石膏在 1170~1473K 温度下分解，生成 SO_2 气体，经净化、干燥、转化、吸收而成硫酸，而生成的 CaO 与配料起矿化反应，生成水泥熟料。反应式如下：



磷石膏制硫酸联产水泥，与用硫铁矿制硫酸、用石灰石制水泥相比，技术难度大得多。必须解决以下几个问题。

第一，磷石膏中残存 F 和 P_2O_5 。氟过多影响水泥的凝固时间，降低水泥强度，也会使制酸生产的催化剂中毒。 P_2O_5 则在回转窑内消耗一部分 CaO ，使硅酸三钙含量下降，对水泥的早期强度有较大影响。因此，必须寻找降低 F 和 P_2O_5 含量的方法。

第二，为使硫酸钙全部分解，提高硫利用率，同时尽可能减少焦炭消耗量，防止形成过度的还原气氛，避免元素硫析出，必须掌握好原料配比。

第三，氧化气氛也不能过高，否则易生成低熔点物质，使回转炉结疤。

第四，物料中的 Si、Fe、Al、Mg、Ca 比例需配合适当，以保证获得标号尽可能高的水泥。

第五，石膏法水泥熟耗比石灰石高，必须找到降低熟耗的途径。

(2) 建筑材料

作为建材使用的磷石膏主要是熟石膏，其中又以 β -半水合物和 α -半水合物熟石膏用量最大。 β -半水合物熟石膏的生产通常采用干焙烧法将二水化物转化而得，由于磷石膏中含有磷、氟和有机杂质，必须对磷石膏化学成分、pH 值和细度进行测试，其放射性物质也必须符合建材工业废渣放射性限制标准（GB6763—86），具体工序有：

- ① 水洗，洗去磷石膏中水溶性磷、氟和有机等杂质；
- ② 过滤分离，使水含量小于 10%；
- ③ 煅烧，最佳温度为 437~493K；
- ④ 粉磨，百分之百通过 0.15mm 筛。

对磷石膏作建材的要求见表 8.43。

表 8.43 对磷石膏的要求指标

项目	细 度	pH	各化学成分的含量 ^① , %						
			SO ₃	CaO	结晶水	P ₂ O ₅		F	
						水溶性	总量	水溶性	总量
指标	0.15mm 筛 100% 通过	≥2	≥40	≥30	19	≤0.5	≤1	≤0.2	≤0.9

① 有机物含量指标：为保证产品的白度，磷石膏中应尽量减少有机物（机油）的混入。

用磷石膏制取 β -半水合物熟石膏典型工艺见图 8.37, 生产过程包括磷石膏净化、磷石膏转变为半水物及半水物加工。先把磷石膏配成 450g/L 悬浮液, 送入中间贮槽, 用泵送往浮选机, 在此将有机物和可溶性杂质分离。过滤后的石膏与清洁水混合。加热后送高压釜中, 在釜中由二水物转变为 α -半水物。含 P_2O_5 的母液送回萃取磷酸车间使用。

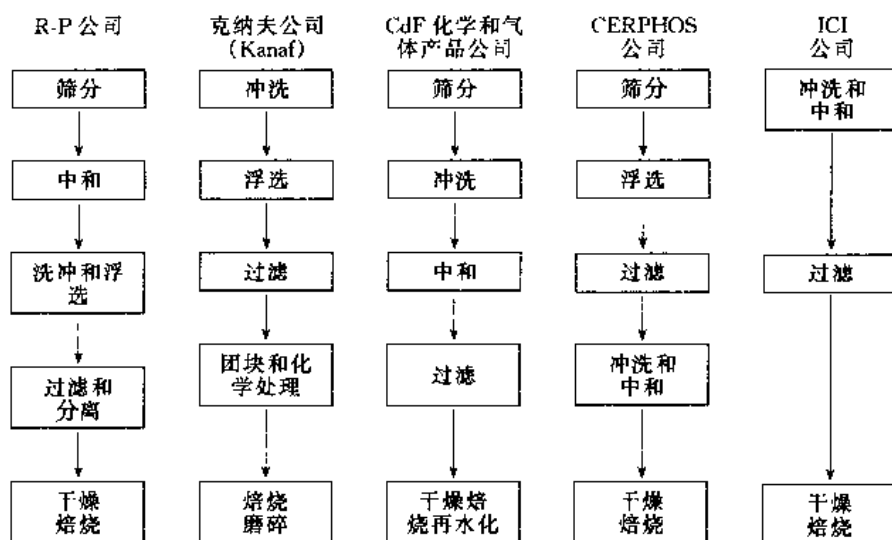


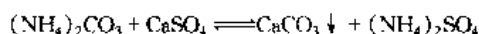
图 8.37 磷石膏生产 β -半水合物熟石膏典型工艺

(3) 造纸填料

用磷石膏代替高岭土作为印刷用纸和书写用纸的填料, 使纸的机械强度提高 25% ~ 30%, 光泽度提高 5% ~ 7%。

(4) 由磷石膏生产硫酸铵

该法是在一组反应器中将预先准备好的碳酸铵溶液和磷石膏悬浮液相互作用, 反应式如下:

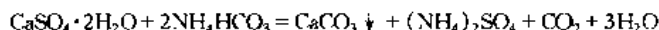


反应在常压下进行。由于 CaCO_3 溶度积比 CaSO_4 小, 反应平衡向右移动。将 CaCO_3 过滤后, 母液浓缩结晶, 制得产品。该工艺由林茨化学公司开发。另一方法是由荷兰大陆公司开发。将 NH_3 和 CO_2 直接导入磷石膏浆料中进行反应, 但此法效率不高。

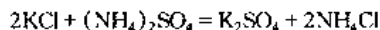
(5) 由磷石膏制硫酸钾

① 反应过程

第一阶段:



第二阶段:



在第一阶段反应过程中, 由于碳酸钙的溶度积 ($K_{sp} = 2.8 \times 10^{-9}$) 远小于硫酸钙的溶度积 ($K_{sp} = 9.1 \times 10^{-6}$), 反应平衡常数很大, 易于向正反应方向进行。第二阶段的反应理论基础是 K^+ , NH_4^+ // Cl^- , SO_4^{2-} 四元水盐体系溶解度数据。反应是可逆反应, 在 35 ~ 65℃ 下, 平衡常数几乎不变, 但在温度较高时进行反应, 可提高平衡状态下共饱和液的浓度, 即在较高温度下进行反应, 对一定量的水可以投入较多的原料, 得到纯度较高的硫酸钾产品。

② 工艺过程 见图 8.38。

(6) 农业上应用

磷石膏可以改良土壤, 其钙离子可以置换盐碱土中的钠, 使土壤 pH 值降低。反应如下:



溶解度低的 Na_2CO_3 转变为溶解度高的 Na_2SO_4 , 在雨水和排灌的作用下, 钠盐被淋溶。磷石膏中的磷、硫等元素也能促进作物生长, 促进其他元素肥料的吸收, 提高作物的产量和质量。另外, 磷石膏可使尿素分解速度减慢, 减少氮素损失。

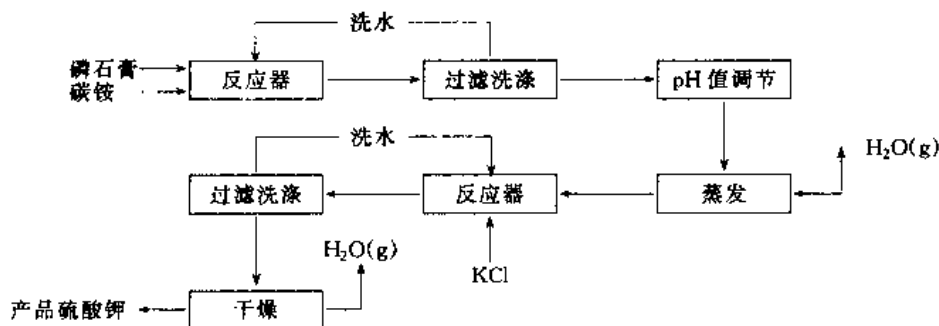


图 8.38 KCl、磷石膏转化法制硫酸钾工艺流程

8.3.13.2 铬渣的治理与综合利用

(1) 铬渣的治理技术

① 铬渣干法解毒 将粒径小于 4mm 的铬渣与煤粒以 100:15 比例混合，在 600~800℃ 温度下进行还原焙烧，使六价铬还原而达到解毒目的。为防止高湿料中的三价铬与空气接触时再被氧化成六价铬，采用高温水淬骤冷。为提高解毒效果及解毒铬渣的稳定性，在水淬过程中，可添加适量的硫酸亚铁和硫酸。

已建成处理规模 7000t/a 和 4500t/a 的铬渣干法解毒治理装置。解毒后的铬渣可用作水泥混合料，也可代替石灰膏或部分水泥配制砂浆。

② 铬渣作玻璃着色剂 我国从 20 世纪 60 年代中期起就用铬渣代替铬铁矿作为绿色玻璃瓶的着色剂。铬渣中的六价铬在高温熔融时与玻璃料中的酸性氧化物二氧化硅作用，被转化为三价铬离子而分散在玻璃中，生成含铬离子的翠绿色玻璃。铬渣中的其他组分也均为玻璃原料。这样，可相应减少某些玻璃料的加入量。由于渣中含有一定量熔剂，能降低玻璃料的熔融温度，缩短熔化时间，节约能源。

③ 铬渣代替蛇纹石制钙镁磷肥 铬渣与磷矿石、硅石、焦粉或无烟煤混配，在 1400℃ 以上的高温熔融，渣中六价铬被碳及一氧化碳还原成三价铬，熔融料经水淬、烘干及粉碎即为磷肥制品。

④ 铬渣制钙铁粉 铬渣经风化筛分后进行打浆，浆液按一定流量加入湿磨机中球磨至一定粒度，经水洗、过滤、烘干、粉碎即获得成品。

利用铬渣制得的钙铁粉，是一种新的防锈颜料，具有良好的防锈性能。通常称钙铁粉为 CT 防锈颜料。

⑤ 铬渣制铸石 铬渣铸石是以铬渣为主原料，加入适量的硅砂、烟灰，在 1450~1550℃ 的平炉中熔融。高温熔融料经浇铸、结晶及退火后，经自然降温制成铸石产品。

⑥ 铬渣代替石灰石作炼铁辅料 铬渣中碱性氧化物总量一般超过 50%，所以可代石灰石用于炼铁。

炼铁烧结炉料典型配比：返矿 250 份、铁矿 250 份，铬渣 100 份，铁屑 150 份，石灰 80 份，煤粉 20 份。在高炉炼铁过程中，铬渣中的六价铬在 1500℃ 以上高温下可被彻底还原，而达到解毒的效果。

⑦ 铬渣硫化钠湿法解毒 铬渣以一定固液比加入水进行湿磨，在适宜的温度和蒸汽压力下，加入硫化钠溶液还原六价铬，用酸调整 pH 后，加入硫酸亚铁除去过量的硫离子。解毒后的铬渣可以堆存，也可用于制煤渣砖。

⑧ 铬渣制矿渣棉 铬渣、粘土、砂子和煤混合后，在 1400℃ 熔融，熔体经四辊成纤机成纤，制得铬渣矿棉。原棉可进一步加工成铬渣矿棉制品。

⑨ 铬渣制砖 铬渣与煤粉、粘土、硫酸氢钠充分混合，制坯，进隧道窑，在 1000℃ 温度下烧制红砖。

铬渣、黄泥和煤粉等混合成型、晾干，在马蹄窑中于 800~900℃ 温度烧制，烧制后期加水饮窑即得铬渣青砖。

⑩ 铬渣的其他治理技术和综合利用 铬渣制轻质骨料、水泥早强剂、水泥熟料、彩色水泥、水泥砂浆和釉面砖等。

⑪ 铬渣的堆存处置 对于尚未治理的铬渣，在渣场周围地下岩层浇注混凝土防渗墙，防止污染。然后在渣场中间打井，抽出含铬的积水进行解毒处理。

(2) 铬盐生产其他含铬固体废物的处理技术和综合利用

① 含铬硫酸氢钠

a. 制盐碱性硫酸铬：硫酸氢钠溶解、澄清、配料、还原、制片得到成品。

b. 电解氧化返回生产工序：经溶解沉淀后的硫酸氢钠溶液进行电解，将三价铬氧化成六价铬后，返回重铬酸钠生产工序。

c. 物理化学法处理后返回生产工序：硫酸氢钠溶液调酸后经过浓缩、脱硝，将浓缩液返回重铬酸钠生

产的二次蒸发工序。

② 含铬铝泥：含铬铝泥经煅烧、浸取，回收重铬酸钠，有的直接用于生产地板黄。

③ 含铬酸泥：含铬酸泥经沉淀后清液用于生产盐基性硫酸铬，沉淀物用硫酸亚铁还原，经中和后排放。

(3) 含铬芒硝

用于制泡花碱等。

8.3.13.3 硫铁矿烧渣

在 H_2SO_4 生产中，每吨硫铁矿砂产生 0.7t 的灰渣。世界上这种灰渣已达 $20 \times 10^6 \text{t}$ 以上，对环境构成巨大的危害。但从灰渣化学组成上看，我们可把它当成有用的资源，并加以利用。下面为这种灰渣的主要回收利用方法。

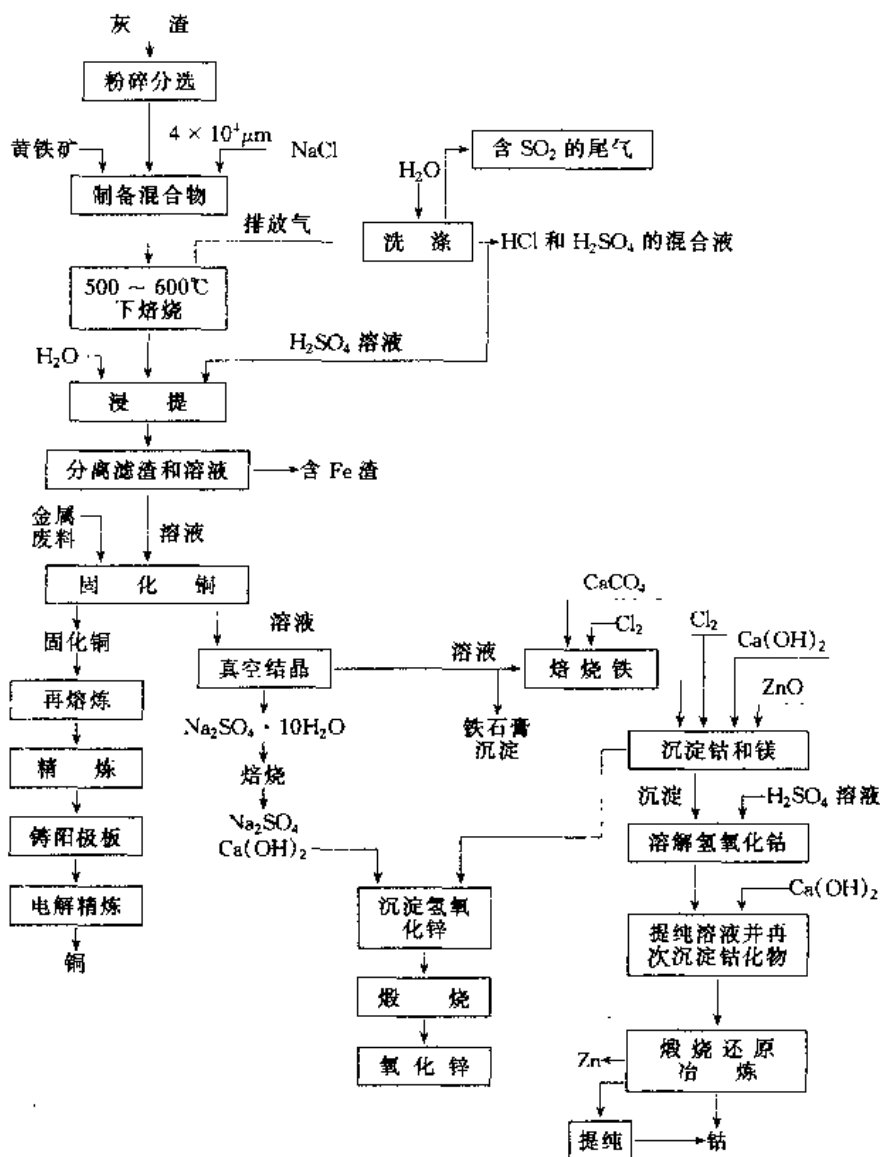
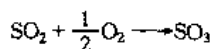
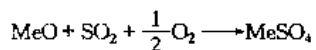
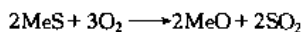
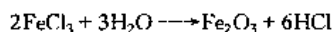
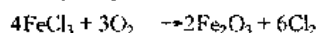
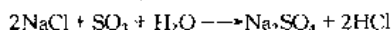
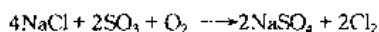
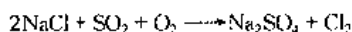


图 8.39 用氯化焙烧法来处理灰渣的原理性工艺流程图

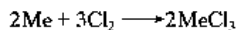
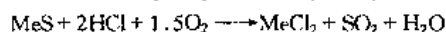
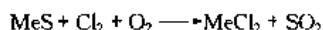
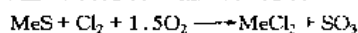
① 提炼有色金属和加工处理成球铁矿 利用氯化焙烧法可从灰渣中提取 95%~96% 的铜，并可得到高炉冶炼用的烧结矿石。用来做氯化剂的有 Cl_2 、 NaCl 、 HCl 或 Cl_2 与空气混合物。采用 NaCl 时，开始进行硫化物氧化，反应为：



下一步, SO_2 、 SO_3 氧气和水蒸气同炉料中各成分相互作用, 产生了气态的反应物:



这些反应物质又氯化了在灰渣中的金属氧化物和金属硫化物:



用氯化焙烧法处理灰渣的工艺流程见图 8.39 所示。

另外也可用 H_2SO_4 焙烧灰渣, 然后用湿法冶金处理, 其工艺流程如图 8.40 所示。这些方法均可回收有色金属和贵金属。

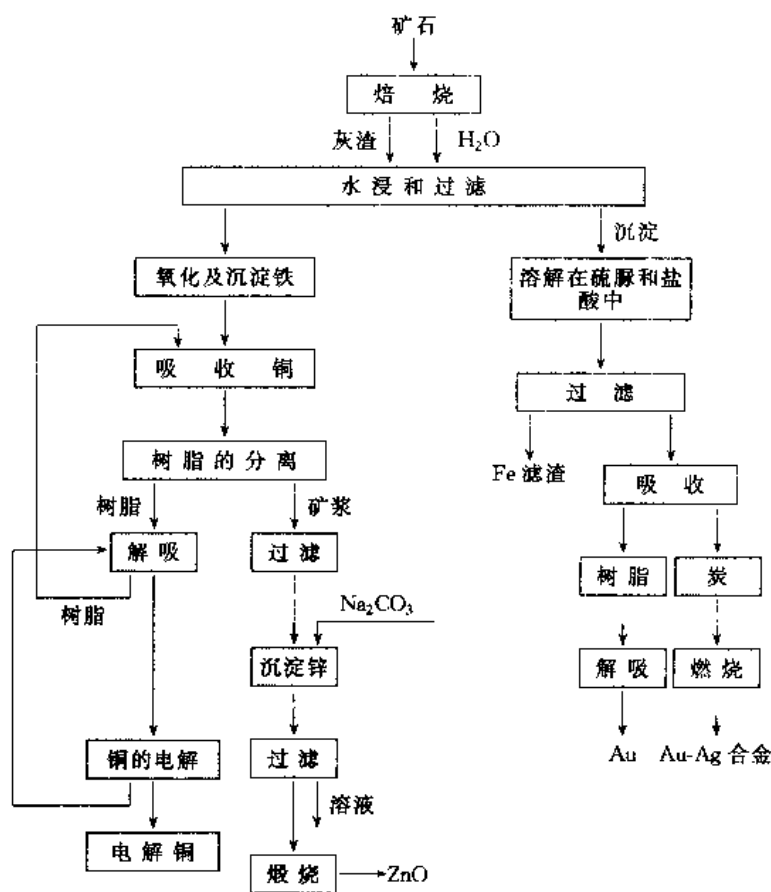


图 8.40 用湿法冶金处理灰渣各工序的原理性流程图

② 做水泥助熔剂 当灰渣中 Fe_2O_3 含量达到 30%，便可做水泥助熔剂。我国大部分的灰渣是用于水泥助熔剂。

③ 做脱硫剂 灰渣有较强的脱硫能力，且易再生，可用于工业气体脱硫（如半水煤气脱硫）。它具有成本低、活性好、强度大、阻力小、硫容量高等特点。

④ 做净水剂 用 12% 的盐酸处理灰渣可获 FeCl_3 与 AlCl_3 混合溶液，它的净水效果好，是 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 的 6 倍。若将此渣浓缩，可制得聚合氯化铝铁，其凝聚与吸附能力优于其他净水剂。

⑤ 制铁的化合物 用灰渣可生产 FeSO_4 、 $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ 、 FeCl_3 等化合物。

⑥ 制铁粉 将灰渣于 700°C 用 H_2 还原或用无烟煤于高温下还原，可制成含铁量 85% 的海绵铁，可用于炼钢或其他化工产品。用 H_2 还原 FeCl_3 制还原铁粉可用于电焊条生产。

⑦ 制铁系颜料及磁性材料 从 $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ 可经高温煅烧、除杂、烘干、粉碎、研磨,制得氧化铁红。也可生产氧化铁黄。

⑧ 制砖。

8.3.13.4 粉煤灰

粉煤灰是一种固体集合物,含有 Si、Ca、Al、Fe、C 等元素的氧化物及一些微量元素。它含有炭粒、铁矿石、漂珠等,所以具有防水、保温、电阻大的性能;它强度高,机械强度相当于砂质土,故可改良土壤;它有一些微量元素,可作为植物的养分,所以粉煤灰是一种资源。主要用途如下。

① 制作肥料。粉煤灰中加入磷矿粉、白云石等,加工后可制得钙镁磷肥。

② 农业上土壤改良。粉煤灰以细微玻璃体颗粒为主,主要成分为: SiO_2 50% ~ 60%、 Al_2O_3 20% ~ 30%、 Fe_2O_3 3% ~ 10%、全氮含量为 50 ~ 500mg/kg、速效磷 10 ~ 200mg/kg、速效钾 10 ~ 100mg/kg,还有 B、Mn、Co、Zn、Cu 等微量元素,故可作土壤改良剂。它的容重、相对密度小于土壤,而孔隙度又大于土壤,用于改良粘质土壤非常有效。它可疏松土壤,增加通气透水性,尤其在我国的南方酸性土壤地,大多缺少 B 和 Si 且土质粘重,施用粉煤灰尤为有效。

③ 建筑材料。粉煤灰可制砖,还可做水泥原料和路面铺设材料。

④ 治理废水和废气。粉煤灰有优良的吸附和混凝性能,可用于印染废水、含氟废水的处理。它也可作成含油污水的吸附剂,回收了资源。它是碱性物质,可用于烟气的脱硫。

⑤ 填料。在塑料、橡胶制品中加入粉煤灰作填料,可降低成本,提高产品性能。用它做板材,可节约木材。

⑥ 提取漂珠。漂珠是一种相对密度小于 1, Al_2O_3 、 SiO_2 含量大于 90% 的空心玻璃珠,具有耐高温特点,可做成保温耐火材料。它可由粉煤中提取。

⑦ 提取金属与回收铁粉。

8.3.14 废旧高分子材料的回收与利用^[96~99]

8.3.14.1 废旧塑料的回收与利用

(1) 再生

① 熔融再生 将废旧塑料加热熔融后重新塑化。它又可分为直接再生和改性再生两类。

② 直接再生 将废旧塑料筛选后,经清洗、破碎、塑化直接加工成型或造粒后加工成型。这种方法加工简单,但制品力学性能比新塑料制品低。

③ 改性再生 为改善再生塑料的力学性能,可采用各种改性方法。如采用活化的无机填料进行填充改性、用弹性体对废旧塑料进行增韧改性、用纤维进行增强改性、用不同树脂制备高分子合金等改性方法。改性后的某些力学性能能达到或超过原树脂制品的性能,因此,这种改性利用很有发展前途。

(2) 热解

热解技术因终产品不同又可分为两种,一种是得到化工原料(如乙烯、丙烯、焦油等),另一种是得到燃料(汽油、煤油、柴油等)。比如,将废旧 PE 在 350 ~ 500℃ 下进行热解,之后在 ZnCl_2 催化剂作用下与 H_2 反应,可获高辛烷值的汽油。表 8.44 为几种常见塑料热解工艺条件。

如果在更高温度下(600 ~ 800℃)热解,PE 的热解产物主要是乙烯、甲烷和苯;PVC 的热解产物是 HCl;PS 的主要热解产物是苯乙烯。

废热塑料制取燃料(油、气)技术是目前国内研究的热点,通常有高温热解和催化热解两种方式。高温裂解的工艺流程见图 8.41。

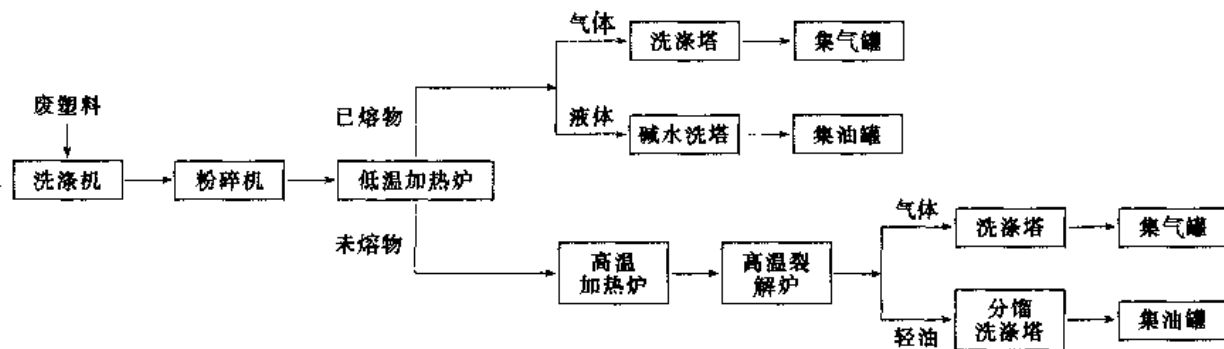


图 8.41 高温裂解工艺流程

表 8.44 废塑料裂解的工艺条件

塑料名称	工 艺 条 件	裂解产物	塑料名称	工 艺 条 件	裂解产物
PE	120~140℃, O ₂	氧化蜡	PVC	200℃, Cu	二氯乙烷
	350~500℃, H ₂ , ZnCl ₂	高辛烷值汽油		350℃, H ₃ PO ₄ , Na-硅酸盐	芳香族化合物
	350~450℃, Al ₂ O ₃ -SiO ₂	燃料油		200℃, Cl ₂	四氯化碳
	350~450℃, 石蜡	95%液化产物	PS	250~500℃, H ₂ /ZnCl ₂ /Al ₂ O ₃ -SiO ₂	乙苯
PP	400~650℃, Al-硅酸盐	异丁烯		300℃, H ₂ O, CuO	苯乙烯

催化裂解工艺流程见图 8.42。

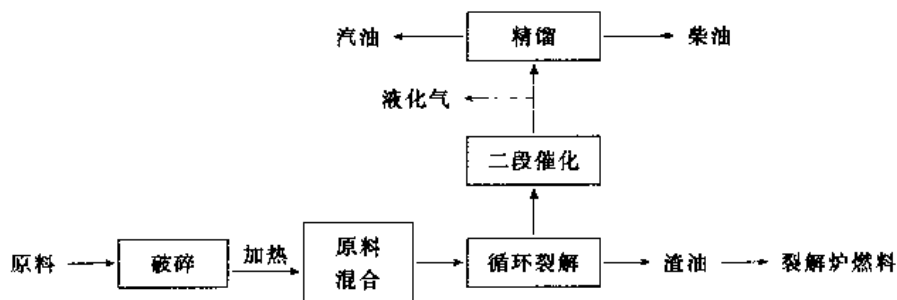


图 8.42 废塑料催化裂解工艺流程

(3) 焚烧回收热能

塑料燃烧可释放大量的热量。PE 和 PS 的热值高达 46000kJ/kg，超过燃料油平均 44000kJ/kg 的热值。PVC 的热值也达 18800kJ/kg，与纤维制品的热值相当。它们均高于木材，其热能回收颇具潜力。已研制成功的燃烧炉有流动床燃烧炉、浮游燃烧炉、床式燃烧炉等。这种处理方法的优点是处理量大，成本低，效率高。其缺点是：各种塑料燃烧后会产生大气污染，如 PVC 燃烧可产生 HCl，PAN 燃烧会产生 HCN，PU 燃烧会产生氰化物等。因此，必须采取防污染措施，防止二次污染。

8.3.14.2 废旧橡胶的综合利用

① 精细胶粉 把废橡胶制备成胶粉成精细胶粉是再生利用废橡胶的主导方法。生产精细胶粉有明显的环境效益和经济效益；②制造精细胶粉与生产再生胶相比，可省去脱硫、清洗、挤水、干燥、捏炼、滤胶、精炼等工序，节约了设备与能耗；③可节约软化剂、活化剂等原料；④精细胶粉掺用于生胶中，可取代部分生胶，降低成本；⑤精细胶粉生产时无废气废水；⑥掺入再生料的制品，比再生胶掺入量大且力学性能较好。

精细胶粉生产方法主要采用低温冷冻粉碎法，常用液氮为冷冻剂。此外，还有常温连续粉碎法、高压水冲击法。

通常将胶粉分为粗胶粉（500~1500μm）、细胶粉（300~500μm）、精细胶粉（75~300μm）、超细胶粉（<74μm）。用液氮生产的胶粉粒度为 300~400 目。

胶粉的应用如下：

- 胶粉直接成型加工
- 制备水乳型防水涂料
- 用胶粉制防水卷材
- 胶粉与生胶掺用
- 胶粉与树脂（聚乙烯）共混

② 再生橡胶 再生胶生产方法有油法和水油法。新型的工厂方法有动态再生（恩格尔科法）、常温再生法、低温再生法（TCR）、低温相转移催化脱硫法、微波再生法、辐射再生法等。

再生胶的应用有：

- a. 直接成型加工，如制垫片、片材等；
- b. 再生胶与生胶并用；
- c. 再生胶防水卷材；
- d. 水乳型再生胶防水涂料；
- e. 再生胶与热塑性树脂共混，如与 PE、PP、PS 及 PVC 共混；
- f. 再生胶改性热塑性树脂的化学发泡；

g. 再生胶与废旧塑料共混;

h. 再生胶与短纤维制备复合材料。

③ 废旧橡胶的热解 旧轮胎热解可生产固体炭黑和液体油类。一般温度为 500~800℃。废硅橡胶裂解可制硅油、粘合剂、环氧硅烷等。

④ 燃烧利用 废旧橡胶轮胎燃烧可产生 27.21~33.49GJ/kg 的热能, 也可用于焙烧水泥的燃料。

8.3.14.3 废旧纤维的利用

- 废纤维制胶板 (用于包装箱、周转箱等)
- 废聚酯纤维制化工原料 (如不饱和聚酯、对苯二甲酸、乙二醇等)
- 废短合成纤维增强弹性体
- 废短合成纤维增强热塑性塑料
- 废短合成纤维增强橡塑发泡体

参 考 文 献

- 1 中国化工学会环境保护专业委员会, 化工环保, 1995, 15(4): 232
- 2 邝生鲁, 湖北省精细化工年会报告, 1995
- 3 陈文明, 化工环保, 1997, 5(3): 11
- 4 黄涛, 石油与天然气化工, 1998, 3(129): 149
- 5 Stern MK, J. Am. Chem. Soc., 1992, 104: 9237
- 6 Stern MK, J. Org. Chem., 1993, 58: 6583
- 7 秦佩芬, 化工环保, 1994, 14(6): 335
- 8 孙先良, 化肥工业, 1997, 23(5): 8
- 9 宋肇棠, 印染助剂, 1998, 15(3): 1
- 10 周煜等, 化学世界 1998, 11: 563
- 11 李玲, 化工科技动态, 1994, 4: 6
- 12 吴越, 化学进展, 1998, 10(2): 158
- 13 李增喜等, 化学工业与工程, 1998, 15(1): 29
- 14 Lerno H. Hydrocarbon Process, 1991, 79(11): 98
- 15 日 田部浩三, 等, 新固体酸和碱及其催化作用, 郑祿彬译, 1992
- 16 Cusumano J. A. Appl. cat. A. General, 1994, 113: 181
- 17 Politecnico N. D. ibid, 1994, 113: 193
- 18 Sheldon R A, J. Mol. Catal, A: Chemical, 1996, 107, 75~83
- 19 Sheldon R A, Chem. Ind (london), 1992: 903~906
- 20 Sheldon R A, CHEMTECH, 1994, 3: 38~47
- 21 Trost B. M, Angew. Chem, Int. Ed, Engl, 1995, 34: 259~281
- 22 Sheldon R, A, J. Chem. Tech. Environol, 1997, 68: 281~388
- 23 Keisper J, Recl. Trav. Chem. Pay-Bas, 1996, 115: 248~255
- 24 葛广周, 化工时刊, 1992, 5: 14~15
- 25 邝生鲁, 现代精细化工, 北京: 科技文献出版社, 1997
- 26 朱思俞等, 化学通报, 1981, 5: 290
- 27 林少凡等, 现代科技综述大辞典(上), 北京: 北京出版社, 1998
- 28 邹敏, 化工环保, 1996, 16(6): 351
- 29 武志林, 化工环保, 1997, 17(1): 40
- 30 张式, 化学世界, 1996, 12: 619
- 31 陈蔚娟, 辽宁化工, 1998, 27(2): 109
- 32 U.S.P., 4045464
- 33 U.S.P., 4097676
- 34 U.S.P., 4514339
- 35 宋美华, 化工环保, 1996, 16(3): 174
- 36 陆熙炎, 化工环保, 1998, 18(2): 123
- 37 吴志强, 化学工程师, 1998, 4: 40
- 38 陆培溪, 化学世界, 1998, 8: 438
- 39 孔凡玲, 化学工程师, 1998, 2: 28
- 40 刘智等, 天津化工, 1998, 1: 14

- 41 Tuel, A. Zeolites, 1993, 13: 454
- 42 Harl. P R, Appl. catal. 1993, 93: 123
- 43 Centl G, J. Phys. Chem. 1992, 96: 2616
- 44 USP, 5110994
- 45 JP 03-227946
- 46 江多仁. 化工生产与技术, 1996, 2: 38
- 47 林祥钦等. 现代化工, 7: 9
- 48 Milchert E, J. Chem, Tech Biotechnol, 1994, 61: 251
- 49 EP 136176, DE 1768443
- 50 Keijskper J, Trav. Chim. Pays-Bas, 1996, 115 (4): 225
- 51 李爱民. 化工环保, 1997, 11 (4): 276
- 52 徐海珠. 化工环保, 1995, 8: 38
- 53 李琳. 环境科学进展, 1994, 2 (6): 24
- 54 Ollis DF, Environ. sci, Technol, 1991, 25: 1523
- 55 胡春等. 环境科学进展, 1995, 3 (1): 55
- 56 Fox MA, J. Am Chem. Soc, Symp. Ser. 1985. 278: 69
- 57 李琳. 化工进展, 1995, 5: 45
- 58 Dibble LA, Catal, 1990, 4: 345
- 59 Nimlos MR, Environ. Sci. Technol, 1993, 27: 730
- 60 Dibble LA, ibid, 1992, 26: 492
- 61 王涛. 环境保护, 1995, 3: 6
- 62 沈伟初. 化学进展, 1998, 10 (4): 349
- 63 黄景梁. 现代化工, 1989, 9: 4
- 64 曾凡, 胡永平. 矿物加工颗粒学. 北京: 中国矿业出版社, 1995
- 65 Meffe S, Fuel, 1996, 75 (1): 25
- 66 Paolo D, Fuel, 1996, 75 (6): 713
- 67 叶奕森. 硫氮污染物的控制对策及治理技术. 北京: 中国环境科学出版社, 1994
- 68 蒋少军. 化学工业和工程技术, 1998, 19 (2): 23
- 69 郝吉明等. 环境保护, 1998, 5: 3
- 70 郝吉明等. 环境保护, 1998, 4: 4
- 71 杨春平. 环境科学进展, 1997, 5 (5): 46
- 72 陈理. 化工环保, 1997, 17 (6): 336
- 73 张新生. 燃煤烟气脱硫. 武汉: 中国地质大学出版社, 1991
- 74 Okamoto M, Process. Technol, Proc, 1994, 11: 755
- 75 Dennis J, J. AIChE, 1994, 40 (1): 143
- 76 Li Gen-Li, Radio, phys. Chem. 1993, 40 (9): 295
- 77 周玉昆. 化工环保, 1994, 14 (3): 148
- 78 方真. 现代科技综述大辞典, 1998: 2378
- 79 Bridwater AV, Thermodynamical Processing of Biomass, Eutterworth, Co. pub Ltd, 1984
- 80 王孟杰. 科技导报, 1993, 7: 50
- 81 高莲. 化工环保, 1998, 18 (6): 343
- 82 周理. 化工环保, 1993, 13 (4): 197
- 83 Norman. F. Chem. Eng, 1990, 97 (9): 199
- 84 闫勇. 化工进展, 1996, 5: 26
- 85 Cha J S, J. Member. sci, 1996, 119: 139
- 86 Baker RW, ChemTech, 1986, 16: 232
- 87 Poddor T K, J. AIChE, 1996, 42: 3267
- 88 钱汉卿. 化工环保, 1994, 14 (2): 71
- 89 邝生鲁. 磷化工概论, 主编熊家林等. 北京: 化学工业出版社, 1994: 550
- 90 侯长军. 化工生产与技术, 1996, 3: 1
- 91 毛悌和. 化学工业固体废物处理. 北京: 科学出版社, 1991
- 92 许晓路. 环境科学进展, 1995, 3 (2): 71
- 93 [苏]纳尔克维奇. 无机化工三废综合治理. 刘觉民译. 北京: 化学工业出版社, 1990
- 94 张培梧. 化工环保, 1996, 16 (3): 146
- 95 陈台勋. 废旧高分子材料资源及综合利用. 北京: 化学工业出版社, 1987

-
- 96 邹盛欧. 化工环保, 1995, 15 (3): 151
97 邓蜀平. 化工环保, 1995, 15 (6): 338
98 李光兴. 现代化工, 1993, 11: 11
99 邝生鲁. 现代化工, 1999, 5: 30
100 向立中, 邝生鲁. 湖北化工, 199, 5: 6

第9章 自动控制与仪表

自动控制广泛用于化工、炼油、食品、轻工等生产过程中。在工艺设备上配备一些自动化装置,代替操作人员的部分直接劳动,使生产在不同程度上自动地进行,这种用自动化装置来管理生产过程的办法,称为自动化。

随着自动控制理论和实现的不断发展,给人们提供了获得动态系统最佳性能的方法。仪表工业的发展尤其是新型控制装置的不断涌现,又为人们提供了实现控制方法的有力手段。智能型仪表以及计算机控制装置使复杂控制系统简单化,并提高了系统的可靠性。同时先进控制策略也得以在生产过程中使用。这些先进的控制方法和手段的广泛应用,提高了产品质量,降低了生产成本,减轻了工人的劳动强度,并且能够保证生产安全,防止事故发生或扩大。

本章介绍自动化的基本知识,如自动调节系统的组成、基本原理及各环节的作用;主要工艺参数(温度、压力、流量及物位等)的基本测量方法和仪表的工作原理和特点;基本调节规律,调节参数对调节质量的影响等等。帮助化工工艺人员为自控设计正确提供工艺条件和数据,提出合理的自动控制方案。

9.1 自动调节系统概要

9.1.1 自动化的主要内容

为了实现生产过程自动化,一般要包括自动检测、自动保护、自动操纵和自动调节等方面的内容,下面分别予以介绍。

① 自动检测系统 利用各种检测仪表对主要工艺参数进行测量、指示或记录,叫做自动检测系统。

② 自动信号和联锁保护系统 生产过程中,有时由于一些偶然因素,导致工艺参数超出允许的变化范围而出现不正常情况,此时就有引起事故的可能。因此,对某些关键性参数常设有自动信号联锁装置。当工艺参数超过了允许范围,在事故即将发生前,信号系统就会自动发出声光报警信号,告诫操作人员注意,并及时采取措施。当工况达到危险状态时,联锁系统立即自动采取紧急措施,打开安全阀或切断某些通路,必要时紧急停车,以防止事故的发生和扩大。它是生产过程中的一种安全装置。

③ 自动操纵及自动开停车系统 自动操纵系统可以据预先规定的步骤自动地对生产设备进行某种周期性操作。自动开停车系统可以按照预先规定好的步骤,将生产过程自动地投入运行或自动停车。

④ 自动调节系统 生产过程中各种工艺条件不可能是一成不变的,特别是化工生产,大多数是连续生产,各设备相互关联,当其中某一设备的工艺条件发生变化时,可能引起其他设备中某些参数或多或少的波动,偏离正常的工艺条件。因此,就需要采用一些自动调节装置,对生产中某些关键参数进行自动调节,使它们在受到外界干扰的影响而偏离正常状态时,能自动地调回到规定的数值范围内,为此而设置的系统就是自动调节系统。

由上所述可以看出,自动检测系统只能完成了解生产过程进行情况的任务;信号联锁保护系统只能在工艺条件进入某种极限状态时,采取安全措施,以免发生生产事故;自动操纵系统只能按照预先规定好的步骤进行周期性操纵;只有自动调节系统才能自动地排除各种干扰因素对工艺参数的影响,使它们始终保持在预先规定的数值上,保证生产维持在正常或最佳的工艺操纵状态。因此,自动调节系统是自动化生产中的核心部分。

9.1.2 自动调节系统的组成

自动调节系统由测量元件与变送器、自动调节器、执行器三个部分组成。图9.1(a)所示的是液体贮槽和自动化装置一起构成的一个自动调节系统。如果绘制工艺控制流程图,一般表示成图9.1(b)的形式。

① 测量元件与变送器 图中以LT表示液位变送器,它的作用是测量液位并将液位的高低转化为一种特定的信号(如气压信号或电压、电流信号等)。

② 自动调节器 图中以LC表示液位调节器,它接受变送器送来的信号,与工艺需要保持的液位高度相比较得出偏差,并按某种运算规律算出结果,然后将此结果用特定信号(气压或电流)发进出去。

③ 执行器 通常指调节阀,它和普通阀的功能相同,但它能自动地根据调节器送来的信号值改变阀门的开启度。

这套自动化装置能够完成自动调节贮槽中液位高低的任务。

在控制流程图中,一般用小圆圈表示某些自动化装置,圆内写有几位字母,第一位字母表示被测量,

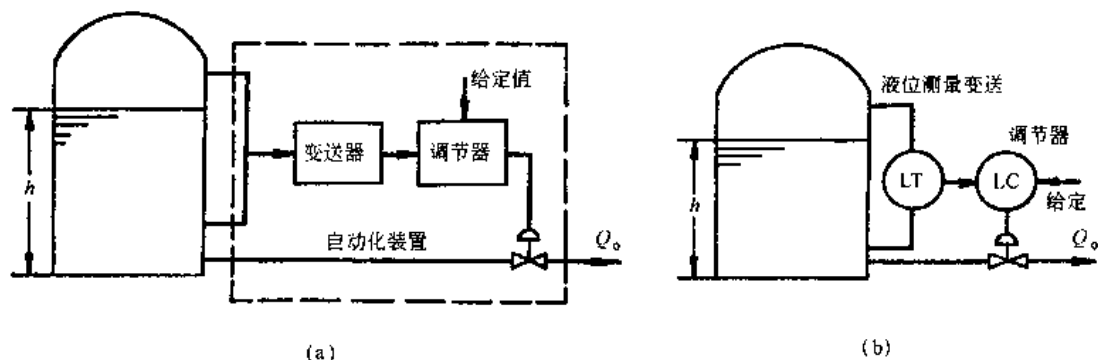


图 9.1 液位自动调节系统

后继字母表示仪表的功能，常用被测变量和仪表功能的字母代号见表 9.1。

表 9.1 被测变量和仪表功能的字母代号

字母	第一位字母		后继字母		
	被测变量或引发变量	修饰词	读出功能	输出功能	修饰词
A	分析		报警		
B	烧嘴、火焰		供选用	供选用	供选用
C	电导率			控制	
D	密度	差			
E	电压（电动势）		检测元件		
F	流量	比（分数）			
G	供选用		视镜；观察		
H	手动				高
I	电流		指示		
J	功率	扫描			
K	时间、时间程序	变化速率		操作器	
L	物位		灯		低
M	水分或湿度	瞬动			中、中间
N	供选用		供选用	供选用	供选用
O	供选用		节流孔		
P	压力、真空		连接点、测试点		
Q	数量	积算、累计			
R	核辐射		记录		
S	速度、频率	安全		开关、联锁	
T	温度			传送	
U	多变量		多功能	多功能	多功能
V	振动、机械监视			阀、风门、百叶窗	
W	重量、力		套管		
X	未分类	X 轴	未分类	未分类	未分类
Y	事件、状态	Y 轴		继电器、计算器、转换器	
Z	位置、尺寸	Z 轴		驱动器、执行机构未分类的最终执行元件	

在自动调节系统的组成中，除了必须具有前面所述的自动化装置外，还必须具有调节装置所控制的生产设备。在自动调节系统中，我们将需要调节其工艺参数的生产设备或机器叫做调节对象，简称对象。在图 9.1 中液体贮槽就是这个液位调节系统的调节对象。化工生产中，各种塔器、反应器、换热器、泵与压缩机以及各种容器、贮罐都是常见的调节对象，甚至一段输送管道也可以是一个调节对象。在复杂的生产设备中，在一个设备上可能有好几个调节系统。这时在确定调节对象时，就不一定是生产设备的整个装置，而只有设备的某一与调节有关的相应部分才是某一个调节系统的调节对象。

9.1.3 自动调节系统的分类

自动调节系统有多种分类方法, 可以按被调参数来分类, 如温度、流量、压力、液位等调节系统; 也可以按调节器具有的调节规律来分类, 如比例、比例积分、比例微分、比例积分微分等调节系统。在分析自动调节系统特性时, 一般是将调节系统按照工艺过程需要控制的参数值是否变化和如何变化来分类, 这样可分为三类, 即定值调节系统、随动调节系统和程序控制系统。

① 定值调节系统 定值就是恒定给定值的简称。工艺生产中, 如果要求调节系统使被控制的工艺参数保持在一个生产指标上不变, 就需要采用定值调节系统。图 9.1 所示的液位调节系统就是一个定值调节系统。

② 随动调节系统 (自动跟踪系统) 这类系统的特点是给定值不断地变化, 而且是随机变化的。随动系统的目的就是使所控制的工艺参数准确而快速地跟随给定值的变化而变化。例如航空上的导航雷达系统、电视台的天线接收系统都是随动系统。

③ 程序控制系统 (顺序控制系统) 这类系统的给定值也是变化的, 但它是一个已知的时间函数, 即生产技术指标需按一定的时间程序变化。这类系统在间歇生产过程中应用比较普遍。近年来, 程序控制系统应用日益广泛, 一些定型的或非定型的程控装置越来越多地被应用到生产中。微型计算机的广泛应用也为程序控制提供了良好的技术工具和有利条件。

9.1.4 自动调节系统过渡过程和品质指标

在自动化领域中, 把被调参数不随时间而变化的平衡状态称为系统的静态, 而把被调参数随时间而变化的不平衡状态称为系统的动态。

如果一个系统原先处于相对平衡状态即静态, 由于干扰的作用而破坏了这种平衡时, 被调参数就会发生变化, 从而使调节阀、调节器等自动化装置改变原来平衡时所处的状态, 产生一定的调节作用以克服干扰的影响, 并力图使系统恢复平衡。在这个过程中, 被调参数是不断变化的, 它随时间而变化的过程称为自动调节系统的过渡过程。

在生产实践中, 自动调节系统的过渡过程品质指标具有重要的意义。一个合格的、稳定的控制系统当受到外界干扰后, 被调参数的变化应是一条衰减的曲线。图 9.2 表示一个调节系统受到外界阶跃干扰以后的响应曲线, 对此曲线, 用过渡过程的品质指标来衡量控制系统的好坏时, 习惯上采用下面几个指标。

① 衰减比 它是表征系统受到干扰以后被调参数衰减程度的指标, 其值为前后两个相邻峰值之比, 即图中的 B_1/B_2 , 一般希望它能在 4:1~10:1 之间。

② 余差 它是指调节系统受到干扰以后, 过渡过程终了时被控变量的残余偏差, 即图中的 C。C 值也就是被调参数在扰动以后的稳态值与给定值之差。调节系统的余差应满足工艺要求, 有的被调参数工艺不允许有余差。

③ 最大偏差 它表示被调参数偏离给定值的最大程度。对于一个衰减的过程, 最大偏差就是第一个波的峰值, 即图中的 A 值, A 值就是被调参数所产生的最大动态偏差。对于一个没有余差的过渡过程, $A = B_1$ 。

④ 过渡过程时间 它表示从干扰产生的时刻起, 直至被调参数进入允许的终值误差范围止的这段时间, 图中以 T_s 来表示。

⑤ 振荡周期 被调参数相邻两个波峰之间的时间叫振荡周期, 它在图中以 T 来表示。振荡周期的倒数称为振荡频率。

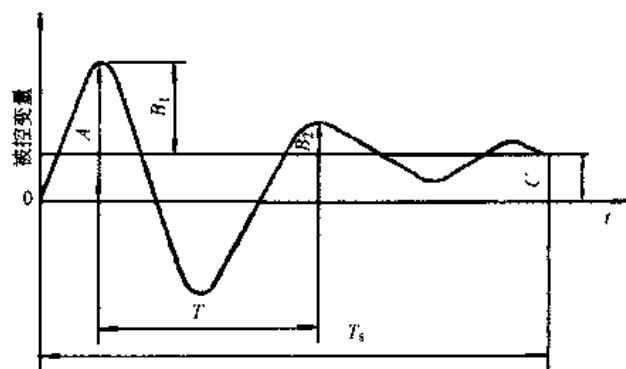


图 9.2 一个调节系统的过渡过程

9.2 测量仪表

测量仪表是自动调节系统的重要组成部分。测量仪表的主要作用是获得信息, 并进行适当的转换。在生产过程中, 测量仪表主要用来测量某些工艺参数, 如温度、压力、流量、物位以及物料的成分、物性等, 并将被测参数的大小成比例地转换成电信号或气压信号。下面介绍几个主要工艺参数的检测方法及其仪表。

9.2.1 温度测量仪表

温度是表征物体冷热程度的物理量,是工业生产中最普遍而重要的操作参数。

各种温度计按其测量方式可分为接触式和非接触式两大类,其特点见表9.2。

表9.2 温度计的分类与特点

测量方式	简单原理		温度计名称	特 点		可行性功能				
				优 点	缺 点	指示	记录	控制与变送	报警	远距离传送
接 触 式	体积或压力变化	固体热膨胀	双金属温度计	示值清楚,机械强度较好	精确度较低	✓			✓	
		液体热膨胀	玻璃液体温度计	价廉精确度高	易破损,观察不便	✓			✓	
			压力式(充液体)温度计	价廉,容易就地集中	毛细管机械强度差,损坏后不易修复	✓	✓	✓	✓	
		气体热膨胀	压力式温度计							
	电阻变化	金属热电阻	铂、铜镍热电阻	测量准确	振动场合易坏					
		半导体热敏电阻	锗、碳、金属氧化物半导体热敏电阻	反应快	安装不便					
	热电势变化	廉金属热电偶	铜-康铜、镍铬-镍硅热电偶	测温范围广,测量准确,不易损坏	需要补偿导线,测较低温度时电势小	✓	✓	✓	✓	✓
		贵金属热电偶	铂铑-铂、铂铱-铂铑热电偶							
		难溶金属热电偶	钨铼热电偶							
非接触式	辐射	亮度法	光学高温计	测温范围广,携带方便	只能目测					
		全辐射法	辐射温度计	反应速度快,可测高温	构造复杂,价高,读数麻烦					
		比色法	比色温度计				✓			
		部分辐射法	红外线测温仪,光电高温仪			✓	✓	✓	✓	

① 双金属温度计 双金属温度计中的感温元件是用两片线膨胀系数不同的金属片叠焊在一起制成的。双金属片受热后,由于两金属片的膨胀长度不同而产生弯曲。温度越高产生的线膨胀长度差越大,因而引起弯曲的角度就越大。双金属温度计就是按这一原理而制成的。

② 工业用玻璃温度计 工业用玻璃温度计是利用感温液体受热膨胀的原理工作的。感温液体为有机液体和水银。化工生产中常用的是有机液体玻璃温度计。

③ 压力式温度计 应用压力随温度的变化来测温的仪表叫压力式温度计。它是根据在封闭系统中的液体、气体或低沸点液体的饱和蒸汽受热后体积膨胀或压力变化这一原理制成的,并用压力表来测量这种变化,从而测得温度。

压力式温度计主要由三部分组成:温包、毛细管和弹簧管(或盘簧管)。

④ 热电阻 热电阻是利用电阻与温度呈一定函数关系的金属制成的感温元件。虽然大多数金属导体的电阻值随温度的变化而变化,但并不都能作为测温用的热电阻。目前应用最广泛的热电阻材料是铂和铜。

热电阻通常由电阻体、保护套管和接线盒等主要部件组成。

热电阻的输出信号大,测量准确,便于远传,适用于测量-200~650℃范围内液体、气体、蒸汽等介质的温度。

⑤ 热电偶 热电偶是由两种成分不同的导体连接在一起构成的感温元件。两种材料焊接的一端插入被测介质中,感受到被测温度,称为热电偶的工作端或热端;另一端与导线连接,称为冷端或自由端。如果两端的温度不同,则在热电偶回路中会产生热电势,该热电势与热电偶两端的温度均有关。如果保持冷端温度不变,则热电势便只与热电偶端温度有关,这样测得电动势的大小,便可知道被测温度的大小。

理论上任意两种金属材料都可以组成热电偶,但实际情况并非如此,对它们还必须进行严格的选择。目前国际上被公认比较好的热电偶材料只有几种,分别被应用在某温度范围内,测量效果良好。

- 铂铑₃₀-铂铑₆热电偶,测量范围为300~1600℃,短期可测1800℃。
- 铂铑₁₀-铂热电偶,测量范围为-20~1300℃,在良好的使用环境下可短期测量1600℃。
- 镍铬-镍硅热电偶,测量范围为-50~1000℃,短期可测量1200℃。
- 镍铬-铜镍热电偶,测量范围为0~600℃,短期可测量800℃。

此外,用于各种特殊用途的热电偶还很多。如用于2000℃高温测量的钨铼热电偶、用于超低温测量的镍铬-金铁热电偶、非金属热电偶等等。

热电偶通常由热电极、绝缘管、保护套管和接线盒等主要部分组成。

⑥ 温度开关 温度开关是一种随着温度升降而使电路闭合或断开的电开关,主要有温包式压力开关和热敏电阻式温度开关。

9.2.2 压力测量仪表

化工生产中,压力就是指均匀垂直地作用于单位面积上的力,它往往是重要的操作参数之一。

测量压力或真空度的仪表很多,按照其转换原理的不同,大致可分为四大类。

① 液柱式压力计 它是根据流体静力学原理,将被测压力转换为液柱高度进行测量的。按其结构形式的不同,有U形管压力计、单管压力计和斜管压力计等。这类压力计结构简单、使用方便,但其精度受工作液的毛细管作用、密度及视差等因素的影响,测量范围较窄,一般用来测量较低压力或真空度。

② 弹性式压力计 它是将被测压力转换成弹性元件变形的位移进行测量的,如弹簧管压力计、波纹管压力计及膜片压力计等。

③ 电气式压力计 它是通过机械和电气元件将被测压力转换成电量(如电压、电流、频率等)来进行测量的仪表,如电容式、电阻式、电感式、单晶硅谐振式、应变片式和霍尔片式等压力计。

④ 活塞式压力计 它是根据水压机液体传递压力的原理,将被测压力转换为活塞上所加平衡砝码的质量来进行测量的。它的测量精度很高,允许误差可小到0.05%~0.02%。但结构较复杂,价格较贵。一般作为标准型压力测量仪器,来检验其他类型的压力计。

压力表的选用应根据使用要求作具体分析,本着节约原则,合理地进行种类、型号、量程、精度等级的选择。选择主要考虑三个方面。

首先是仪表类型的选用必须满足工艺生产的要求。例如被测介质的物理化学性能(诸如腐蚀性、温度高低、粘度大小、脏污程度、易燃易爆性能等)是否对测量仪表提出特殊要求;现场环境条件(诸如高温、电磁场、振动及现场安装条件等)对仪表类型是否有特殊要求等等。总之,根据工艺要求正确选用仪表类型,是保证仪表正常工作及安全生产的重要前提。

其次是要根据被测压力的大小,确定仪表量程。对于弹性式压力表,为保证弹性元件在弹性变形的安全范围内可靠地工作,在选择压力表量程时,必须考虑到留有充分的余地。在测量稳定压力时,最大工作压力不应超过测量上限值的2/3;测量脉动压力时,最大工作压力不应超过测量上限值的1/2。为了保证测量精度,被测压力值应不低于全量程的1/3为宜。

第三应在满足生产要求的情况下尽可能选用精度较低、价廉耐用的压力表。

9.2.3 流量测量仪表

流量一般是指单位时间内流过管道某一截面的流体数量的多少,即瞬时流量。流量测量是控制生产过程达到优质、高产和安全生产以及进行经济核算所必需的一个重要参数。

流量测量可分流体的流量测量与固体流量测量两大类。

平时常称流量测量仪表指的是流体的流量测量,按其作用原理又可分为容积式、差压式、流速式、容积式。

固体流量测量仪表用于块状、粒状、粉末类固体计量,有称重式、冲量式、皮带式。

① 差压式流量计 差压式流量计基于流体流动的节流原理,利用流体流经节流装置时产生的压力差来实现流量测量。这是目前生产中测量流量最成熟最常用的方法之一。通常是由能将流量转换成压差信号的节流装置和能将此压差转换成对应的流量值显示出来的差压计所组成。

常用的节流装置有同心圆孔板、圆缺孔板、文丘里管和喷嘴、文丘里喷嘴等等。

常用的孔板取压方式有五种:角接取压法、法兰取压法、径距取压法、缩流取压法和管接取压法。

我国目前规定的标准节流装置有角接取压、法兰取压标准孔板和角接取压标准喷嘴等。

② 面积式流量计 面积式流量计主要有转子流量计,它是以压降不变,利用节流面积的变化来测量流量的大小,即转子流量计采用的是恒压降、变节流面积的流量测量方法。

转子流量计分为玻璃转子流量计和金属管转子流量计。对于压力小于 1MPa, 温度低于 100℃ 的洁净透明、无毒、无燃烧和爆炸危险且对玻璃无腐蚀无粘附的流体流量的就地指示, 可采用玻璃转子流量计; 对易汽化、易凝结、有毒、易燃、易爆, 不含磁性物质、纤维和磨损物质, 以及对不锈钢无腐蚀性的流体中小流量测量, 当需要就地指示或远传信号时, 可选用普通型金属管转子流量计; 对有腐蚀性介质流量测量, 可采用防腐型金属管转子流量计。

③ 速度式流量计 速度式流量计是一种以测量流体在管道内的速度作为测量依据来计算流量的仪表。这类流量计主要有靶式流量计、涡轮流量计和旋涡流量计。

靶式流量计是基于力平衡原理工作的。由于流体的流动而作用于靶上的力和流体速度的平方成正比, 而流量与速度成正比, 因此作用于靶上的力的平方根与流量成正比。对于粘度较高、含少量固体颗粒的液体流量测量, 当要求精度不高于 1.5 级, 量程比不大于 3:1 时, 可采用靶式流量计。

涡轮流量计也是以动量矩守恒原理为基础的, 流体冲击涡轮叶片, 使涡轮旋转, 涡轮的旋转速度随流量的变化而变化, 最后从涡轮的转数求出流量值。对于洁净的流体流量测量, 当要求较精确计量, 量程比不大于 10:1 时, 可采用涡轮流量计。

旋涡流量计也称卡门涡街流量计或涡街流量计。它的测量原理是当管道中流体流过旋涡发生体时, 在其后方和两侧会交替地产生有规则的卡门旋涡列。流速越大, 旋涡的频率也越大。测得旋涡的频率即可得出流量值。对于洁净气体、蒸汽和液体的大流量测量, 可选用旋涡流量计。

④ 容积式流量计 容积式流量计类似一种可周期转动的标准容器。计量装置的运转部件与壳体形成一个测量室, 在装置的入口和出口流体压力差的作用下, 运转部件连续地将充满在测量室中的流体由入口排向出口。运转部件通过耦合机构与计数器连接, 由计数器的读数即可算出被测流体的总量。

容积式流量计主要有椭圆齿轮流量计、腰轮流量计和刮板流量计。对于洁净的、粘度较高的液体, 要求较准确的流量测量, 可采用椭圆齿轮流量计; 对于洁净的气体或液体, 特别是有润滑性的、油品精确度要求较高的流量测量, 可选用腰轮流量计; 连续测量封闭管道中的液体流量, 特别是各种油品的精确计量, 可选用刮板流量计。

⑤ 电磁流量计 导电的流体介质在磁场中作垂直方向流动而切割磁力线时, 会在两极上产生感应电势, 感应电势与体积流量具有线性关系。在管道两侧各插入一根电极, 便可以引出感应电势, 算得流体的体积流量。这就是电磁流量计测量的原理。

电磁流量计用于电导率大于 $5\mu\text{S}/\text{cm}$ 的液体或均匀的液固两相介质流量测量, 具有良好的耐腐蚀性和耐磨性, 无压力损失。可测量各种强酸、强碱、盐、氨、水、泥浆、矿浆、纸浆等介质。

⑥ 质量流量计 在化工生产中, 所需要的量很多是质量或重量, 并非体积, 所以常常需要将已测出的体积流量乘以密度换算成质量流量。质量流量计可以直接地测量出质量流量, 无需进行上述转换, 精确度较高。

测量质量流量的方法主要有两种方式, 一种是直接式, 另一种是推导式。直接式即检测元件直接反映出质量流量。推导式即同时检测出体积流量和流体的密度, 通过计算得出与质量流量有关的输出信号。

目前许多质量流量计是根据科氏力原理来测量流体的质量流量。科氏力是指物体在旋转系统中作直线运动时所受的力。科氏力与运动流体的质量、速度成正比, 即与流体的质量流量成正比。检测出科氏力的大小即可得到质量流量。

质量流量计可以不受流体的温度、压力、密度或粘度变化的影响而提供精确可靠的质量流量数据。当需要直接精确测量液体、高密度气体和浆体的质量流量时, 可选用质量流量计。

9.2.4 物位测量仪表

在容器中液体介质的高低叫液位, 容器中固体或颗粒状物质的堆积高度叫料位。测量液位的仪表叫液位计, 测量料位的仪表叫料位计, 而测量两种密度不同的液体介质的分界面的仪表叫界面计。上述三种仪表统称为物位仪表。

物位测量对于化工生产特别是安全生产具有重要的作用。物位仪表的种类很多, 按其工作原理主要有下列几种类型。

① 直读式物位仪表 这类仪表主要有玻璃管液位计和磁翻板液位计, 主要用于液位的就地指示。

② 差压式物位仪表 它又可分为压力式物位仪表和差压式物位仪表, 利用液柱或物料堆积对某定点产生压力的原理来工作。

测量敞口容器的液位, 可选用压力仪表; 测量密闭容器的液位, 可选用差压仪表。

当在正常工况下液体密度有明显变化时, 不宜选用差压式仪表。

③ 浮力式物位仪表 这类仪表利用浮子高度随液位变化而改变或液体对浸沉于液体中浮子的浮力随液

位高度而变化的原理工作。它可分为浮子式和浮筒式。

对于大型贮槽清洁液体液面的连续测量和容积计量,以及各类贮槽清洁液体液面和界面的位式测量,可选用浮子式仪表。对于测量范围较小的清洁液体的液位连续测量可选用浮筒式仪表。对于真空对象、易汽化的液体也可选用浮筒式液位仪表。

④ 电磁式物位仪表 使物位的变化转换为一些电量的变化,通过测出这些电量的变化来测知物位。它可以分为电阻式、电容式等。

电阻式物位仪表用于腐蚀性导电液体液面的位式测量以及导电液体与非导电液体的界面位式测量。

电容式物位仪表的测量原理是在电容器的极板之间充以不同介质时,电容量的大小也有所不同,因此可通过电容量的变化来检测液位、料位和两种不同液体的分界面。它可用于腐蚀性液体、沉淀性流体以及其他化工工艺介质的液面连续测量和位式测量。

⑤ 核辐射式物位仪表 同位素放射源所产生的 γ 射线能够穿透物质层,其强度随物质的厚度而变化(即射线在穿透物质层时,要被吸收掉一部分),测出通过介质后的射线强度,便可求出被测介质的厚度。核辐射式物位仪表采用上述原理进行测量。应用的放射源主要是 ^{137}Cs 和 ^{60}Co 。

对于高温、高压、高粘度、强腐蚀、易爆、有毒介质液面的非接触式连续测量和位式测量,在使用其他液位仪表难以满足测量要求时,可选用核辐射式仪表。

⑥ 微波(雷达)式物位仪表 微波物位计测量的基本原理是微波由天线发出,抵达液面后反射,被同一天线接收,微波往返的时间正比于天线到液面的距离。测得微波的往返时间,便可算得物位的高度。

对于普通液位仪表难以高精度测量的大型固定顶罐、浮顶罐内腐蚀性液体、高粘度液体、有毒液体的液位连续测量,可选用微波式测量仪表。

⑦ 激光式物位仪表 利用物位的光波遮断和反射原理工作。

对于结构复杂或有机械障碍的容器,以及按常规的方法难以安装的容器的物面连续测量,可采用激光式物位仪表。

⑧ 声波式物位仪表 由于物位的变化会引起声阻抗的变化、声波的遮断和声波反射距离的不同,测出这些变化就可测知物位。所以声波式物位仪表可根据它的工作原理分为声波遮断式、反射式和阻尼式。

对于普通物位仪表难以测量的腐蚀性液体、高粘性液体、有毒性液体等液面的连续测量和位式测量,宜选用声波测量仪表。但它必须用于可反射和传播声波的容器液面测量,不得用于真空容器。

9.2.5 过程分析仪表

分析仪表在生产及科学研究中具有广泛的用途,可以用来检定、测量物质的组成或特性,并可用来研究物质的结构。从应用场所来分有实验室用的分析仪器和工业生产过程中的自动、连续的分析仪表两大类。

(1) 以测量对象为依据

可划分为下列九类。

① 气体成分分析仪器 分析气体混合物中各组分的含量或其中某一组分的含量。

② 液体成分分析仪器 用来测定各种液体浓度、溶液中各种离子浓度等仪器。

③ 酸碱度分析仪器 主要用来测定溶液的酸碱度。

④ 密度计 测量各种气体及其混合物、液体和固体密度的仪器。

⑤ 混度计 测定气体、液体以及固体中水分含量的仪器。

⑥ 粘度计 各种气体及液体粘度的测定仪器。

⑦ 尘量计、烟量计及雾量计 用来分析气体中含有的各种液体及固体颗粒的仪器。

⑧ 石油产品的成分及特性测定仪器 如四点测定仪、十点测定仪、辛烷值测定仪等。

⑨ 金属分析仪器 如碳硫含量测定仪、金属中气体分析仪器等。

(2) 根据分析仪器的基本作用原理

可以分为四大类。

① 基于与电磁辐射相互作用的成分分析仪表,其中包括放射性同位素辐射线、X射线、紫外线、红外线、微波等原理的各种分析仪器。

② 基于化学反应作用的成分分析仪器,如化学吸收式、化学反应热式以及氧化和还原作用有关的电位滴定等仪器。

③ 基于与电场及磁场作用的分析仪器,如质谱仪、根谱仪、库仑计、电导仪以及顺磁和核磁共振仪等。

④ 基于热能及机械能作用的分析仪器,包括热导式、声速传播式分析器以及多种密度计及粘度计等。

(3) 过程分析仪表组成

一般由以下一些基本单元所组成。

① 采样系统 其作用是把待分析混合物引入仪表。采样系统包括有过滤器、冷却器、分离及净化装置等。这些装置的作用是利用各种物理或化学方法对分析混合物进行分离及净化,以便减少分析的干扰因素,提高分析的选择性。

② 检测器 是仪表的心脏部分,它根据所利用的待分析组分的物理或化学特性,确定待分析组分的含量。

③ 信号放大及显示单元 由于检测器输出的信号大都比较微弱,往往都必须加以放大后才能指示或记录读数。现在的放大部分大多为电子放大器。

此外为了消除干扰,提高测量精度,许多仪表还附加有补偿系统,还有保证工作条件稳定的附属装置,如稳压、恒流以及防震防爆等辅助设备。

9.3 显示和调节仪表

在化工生产中,不但需要各种测量仪表把被测参数的大小确定下来,而且还要求把这些测量值准确无误地指示或记录下来,告诉人们有关生产过程的全部情况,以便对生产进行监视;同时还需要有调节仪表根据测量值的大小,对生产对象进行控制,达到自动控制的目的。

这类仪表按照能源来分,可分为电动仪表与气动仪表;按照显示的方式来分,可分为模拟式、数字式和图像显示三种。

目前气动仪表较少使用,主要介绍电动仪表。模拟式仪表是以仪表的指针(或记录笔)的线性位移或角位移来模拟显示被测参数连续变化的仪表。数字式仪表是直接以数字形式显示被测参数值大小的仪表。以上两类又被称为常规电动仪表。图像显示,就是将图形、曲线、字符和数字等直接在屏幕上进行显示,这是以微处理器技术为基础的控制系统,一般称为集散型控制系统(DCS)。

9.3.1 常规的显示和调节仪表

动圈式显示仪表是一种磁电式测量仪表,可与热电偶、热电阻、压力变送器等配套使用,对温度、压力等参数进行指示、报警,并能实现简单的调节。

电子自平衡式显示仪表有电桥和电位差计两类。它们通过自动调节电阻或电位差方法,使电桥或电位差计达到平衡,从平衡时指针在标尺上的位置读得测量值。

数字式显示仪是将输入的模拟量信号转换成数字量,然后进行运算和编码,将其测量结果以十进制数字形式显示出来。

无笔记录仪是以热印记录方式和先进的微处理机技术实现高清晰度、高精度、高可靠性的显示记录。

信号报警装置是对工艺参数出现超越限值时,发出声、光信号,提醒操作人员注意,以便及时采取相应措施,防止事故的发生或发展。它的输入是无源接点信号,输出为闪光及响铃。通常与消音和试验按钮组成一个报警回路。报警器可以是单回路,也可为多回路组合型。

目前常用的常规仪表主要是电动Ⅲ型单元组合仪表。电动Ⅲ型仪表是集或电路的安全火花型防爆仪表,现场传输信号为4~20mA直流电流,控制室联络信号为1~5V直流电压。单元组合仪表可分为现场安装仪表和控制室安装仪表两大部分,共有八大类。现场安装的可分为变送单元类和执行单元类;控制室内安装的可分为调节单元类、转换单元类、运算单元类、显示单元类、给定单元类和辅助单元类。

9.3.2 集散控制系统(DCS)

集散控制系统是近20年发展起来的新型控制系统,在这些年的发展中,DCS的功能日益丰富,技术上

进入或成熟期。一般DCS由以下三部分组成(见图9.3):一是面向过程的部分,即控制站和数据采集站;二是面向操作人员或工程师的界面,叫操作站或工程师站;三是把面向过程的部分和面向操作人员或工程师的界面连接起来的信息传递网络,也就是通讯网络。下简分别介绍这三部分。

(1) 过程控制站

过程控制站是一个独立的控制装置,它的作用就是执行对生产过程的控制。具体说,就是把生产装置中的过程变量,如温度、压力、流量、液位等信号输入给系统,同时把经过运算的控制信号输出到现场,控制调节阀、开关、风门或泵的电机等等,来实现控制、监视生产装置的目的。

过程控制站一般由微处理器、存储器、I/O输入输出卡、A/D或D/A转换器、内总线、电源和通信接口等组

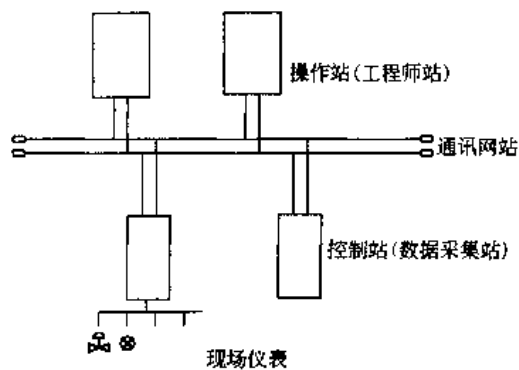


图 9.3 DCS 的组成

成,它可以完成几十点到几百点或更多点的数据采集和回路控制。

控制站是对生产过程进行监控,由于过程的要求是多种多样的,所以过程控制站都具有丰富的软件功能块或算法库,通过组态把各种功能块或算法连接起来以满足过程的需要。主要功能有常规的控制算法、算术算法、顺序控制算法、逻辑控制算法等等。

(2) 操作站(工程师站)

操作站和工程师站是面向操作人员和工程师的单元,也就是人和DCS的接口界面。操作人员通过这个接口监视和控制化工生产装置;系统的维护人员通过这个接口了解DCS各部分的工作情况,检查系统的故障情况;软件人员通过这个接口对系统进行组态。

对操作人员来讲,DCS操作站提供了丰富的画面和数据管理功能,一般的DCS操作站会提供总貌画面、组画面、单点画面、报警汇总画面、操作事件记录画面、趋势画面、流程图画面和系统状态画面等等。

DCS操作站的数据管理功能可以自动打印各种生产报表、报警汇总等,同时对操作事件、报警事件、历史趋势进行分类管理,可以使管理人员很方便地得到各种历史文档资料,并按时间先后排列好,为分析生产状况和事故原因提供了有力的工具。

DCS操作站的结构和个人计算机很相似,有不少DCS系统就是采用个人计算机安装相应的系统软件作为操作站。操作站一般由主机、CRT、键盘和鼠标构成,同时还配有报警打印机、报表打印机等。

(3) 通讯网络

通讯网络将过程控制站和操作站连接起来。网络上的设备通过它互相交换信息,协调各方面的工作,共同完成DCS的整体功能。

DCS的通讯网络一般采用总线型和环型结构,连接在网络上的设备(也称节点)可以说是平等的,任意两个节点之间的通信可以直接通过网络进行。但这样存在着一个问题,就是共用传输介质的问题,这是影响网络传输实时性的关键。

为了实现传输介质的共享,对于多个节点传送信息的请求必须采用分时的方法,以避免信息在网络上的碰撞。目前解决碰撞的技术有两种,一种是以令牌的方式划分各个节点的时间片,使每一瞬间只有一个节点使用物理传输介质,即所谓Token Ring(对于环型网)或Token Passing(对总线型网)方式。另一种解决碰撞的技术是载波侦听与碰撞检测技术,即CSMA/CD方式,这种方式不规定时间片,需要使用网络的节点首先对网络线进行侦听,测试网络是否忙,如果忙就等待,直到网络空闲。如果两个节点同时向网络发送数据,就会造成两个节点的数据传送同时出错的情况,这时,各个需要使用网络的节点就需要延迟一个随机的时间,然后再去试图占用网络。

9.4 执行器

执行器接受调节器送来的控制信号,改变被调节介质的流量,从而把被调参数维持在所要求的范围内。它是自动调节系统中一个重要的组成部分。

执行器按其能源形式可分为气动、电动和液动三大类。液动执行器在化工行业很少使用,在此不作介绍。

9.4.1 气动执行器

气动执行器由执行机构和调节机构两部分组成。执行机构是执行器的推动装置,它按控制信号压力的大小产生相应的推力,推动调节机构动作。调节机构是执行器的调节部分,它直接与被调介质接触,调节流体的流量。

气动执行器有时还配备一定的辅助装置。常用的有阀门定位器和手轮机构。阀门定位器利用反馈原理来改善执行器的性能,使执行器能按调节器的控制信号,实现准确的定位。当调节系统因停电、停气、调节器无输出或执行机构失灵时,可用手轮机构直接操作调节阀,维持生产正常进行。

气动执行机构主要分为薄膜式和活塞式。活塞式有很大的输出推力,适用于高静压、高压差的场合。气动薄膜执行机构主要用作一般调节阀(包括蝶阀)的推动装置。无弹簧薄膜执行机构常用于双位式调节。有弹簧薄膜执行机构最为常用,又有正作用和反作用两种形式。当来自调节器或阀门定位器的信号压力增大时,推杆向下动作的叫正作用执行机构。当信号压力增大时,推杆向上动作的叫反作用执行机构。

调节阀是一个局部阻力可以改变的节流元件。由于阀芯在阀体内移动,改变了阀芯与阀座之间的流通面积,即改变了阀的阻力系数,被调介质的流量也就相应地改变,从而达到调节工艺参数的目的。调节阀的结构形式很多,主要有以下几种:直通单座调节阀、直通双座调节阀、角形调节阀、高压调节阀、隔膜调节阀、蝶阀、偏心旋转阀、套筒调节阀、球形调节阀、柱塞式调节阀等等。

9.4.2 电动执行器

电动执行器接受来自调节器的直流电流信号,并将其转换成相应的角位移或直行程位移,去操纵阀门、挡板等调节机构,以实现自动调节。电动执行器还可以通过电动操作器实现调节系统的自动操作和手动操作的相互切换。它有角行程和直行程两种,两者电气原理相同,只是减速器不一样。

角行程电动执行器由伺服放大器和执行器两大部分组成,适于操纵风门、挡板等。

9.4.3 电/气转换器和电/气阀门定位器

在实际系统中,电与气两种信号常是混合使用的,这样可以取长补短,因而有各种电/气转换器及气/电转换器把电信号与气信号进行转换。电/气转换器可以把电动变送器来的电信号变为气信号,送到气动调节器或气动显示仪表;也可把电动调节器的输出信号变为气信号去驱动气动调节阀,此时常用电/气阀门定位器,它具有电/气转换器和气动阀门定位器两种作用。

9.5 简单调节系统

简单调节系统是化工生产过程中最常见、应用最广泛、数量最多的调节系统。简单调节系统结构简单、投资少,易于调整和投运,能满足一般生产过程的控制要求,因而应用广泛。它尤其适用于被控对象纯滞后的时间常数较小,负荷和干扰变化比较平缓或者对被控变量要求不太高的场合。

9.5.1 简单调节系统的组成

简单调节系统,通常是指由一个测量元件及变送器、一个调节器、一个调节阀和一个对象所构成的单闭环调节系统,因此也称单回路调节系统。

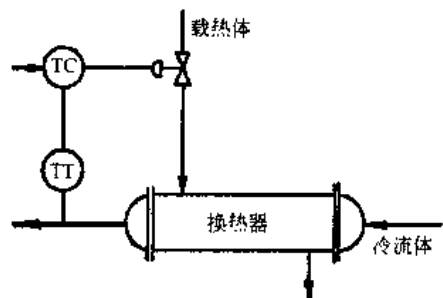


图 9.4 温度调节系统

图 9.4 的温度调节系统就是一个简单调节系统。它通过改变进入换热器的载热体流量,维持换热器出口物料的温度在工艺规定的数值上。

9.5.2 被调参数的选择

生产过程中希望借助自动调节保持恒定值的参数称为被调参数。在构成一个自动调节系统时,被调参数的选择十分重要,它关系到系统能否达到稳定操作、增加产量、提高质量、改善劳动条件、保证安全等目的,关系到调节方案的成败。如果被调参数选取不当,不管组成什么形式的调节系统,也不管配上多么精确先进的自动化仪表,都不能达到预期的调节效果。

根据被调参数与生产过程的关系,可分为两种类型的控制形式:直接指标控制与间接指标控制。如果被调参数本身就是需要控制的工艺指标(温度、压力、流量、液位、成分等),则称为直接指标控制;如果工艺是按质量指标进行操作的,照理应以产品质量指标作为被调参数进行控制,但有时缺乏合适的获取质量信号的工具,或虽能测量,但信号很微弱或滞后很大,这时可选取与直接质量有单值对应关系而反应又快的参数,如温度、压力等作为间接控制指标。

要正确地选择被调参数,必须了解工艺过程和工艺特点对控制的要求,仔细分析各参数之间的相互关系。选择被调参数时,一般要遵循下列原则:

- ① 被调参数应能代表一定的工艺操作指标或能反映工艺操作状态,一般都是工艺过程中比较重要的参数;
- ② 被调参数在工艺操作过程中经常要受到一些干扰影响而变化,为维持被调参数的恒定,需要较频繁的调节;
- ③ 尽量采用直接指标作为被调参数,当无法获得直接指标信号,或其测量和变送信号滞后很大时,可选择与直接指标有单值对应关系的间接指标作为被调参数;
- ④ 被调参数应能被测量出来,并具有足够大的灵敏度;
- ⑤ 选择被调参数时,必须考虑工艺合理性和国内仪表产品现状;
- ⑥ 被调参数应是独立可调的。

9.5.3 调节参数的选择

在自动调节系统中,把用来克服干扰对被调参数的影响,实现调节作用的参数称为调节参数。最常见的调节参数是流量。此外也有以转速、电压等作为调节参数的。在图 9.4 的温度调节系统中,其调节参数是载热体的流量。这里,用来具体实现调节作用的介质一般叫调节介质或调节剂,如图 9.4 中的载热体。所以,一般地说,调节参数指的就是调节介质的流量。

当被调参数选定以后,接下去应对工艺进行分析,找出有哪些因素会影响被调参数发生变化,并确定这些影响因素中哪些是可控的,哪些是不可控的。原则上,应把对被调参数影响较显著的可控因素作为调节参数。

调节参数与干扰变量作用在对象上,都会引起被调参数变化。图9.5是其示意图。

干扰变量由干扰通道施加在对象上,起着破坏作用,使被调参数偏离给定值;调节作用由调节通道施加到对象上,使被调参数恢复到给定值,起着校正作用,这是一对相互矛盾的变量,它们对被调参数的影响都与对象特性有密切的关系。因此在选择调节参数时,要认真分析对象特性,以提高调节系统的调节质量。

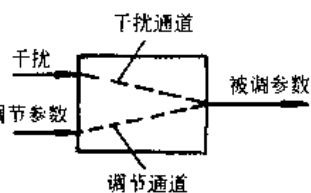


图 9.5 干扰通道与调节通道示意图

选择调节参数的原则可以概括为以下几点:

- ① 调节参数应是可控的,即工艺上允许调节的参数;
- ② 调节参数一般应比其他干扰对被调参数的影响更加灵敏,为此,应通过合理选择调节参数,使调节通道的放大系数适当大,时间常数适当小,滞后时间尽量小,为使其他干扰对被调参数的影响减少,应使干扰通道的放大系数尽可能小,时间常数尽可能大;

③ 在选择被调参数时,除了从自动化角度考虑外,还要考虑工艺的合理性与生产的经济性,尽可能地降低物料与能量的消耗。

9.5.4 滞后对调节系统的影响

在化工生产中应用得最多的是根据反馈原则的定值控制。所谓定值控制,就是调节器接受测量变送单元送来的测量信号,将它与给定值相比较,根据偏差的大小,按照一定的控制规律去改变操纵变量,最终消除偏差。定值控制系统的特点是能适应给定值和扰动两者的变化,使被控变量趋向于给定值。但在控制系统的一些环节中存在滞后时,将严重影响调节过程的品质。如在测量变送单元中存在滞后,它就不能将被控变量的变化及时地、如实地送到调节器,使调节器仍按过时的信号来工作,导致过渡过程时间加长,超调量增加。如果调节器输出的气动信号管路过长,调节阀膜头上的空间容积较大,这样必然使调节阀动作迟缓,不能及时产生校正作用,同样会使调节品质变坏。

在化工生产过程中,要建立一个完全没有滞后的控制系统几乎是不可能的,在实际中可以采取下面几种方法来克服滞后过大带来的不利影响。

① 合理选择测量元件的安装位置,减少测量变送单元的纯滞后 在确定测量元件的安装位置时,应使其有真正的代表性,并且纯滞后最小。例如,如果通过改变热交换器热载体的流量来控制某流体的温度时,测温点就应设在紧接热交换器的出口处,而不应设在远离热交换器的出口或下一台设备的入口处。

② 选取小惰性的测量元件,减少时间常数 从测量元件的动态特性看,它的时间常数大,对被控变量的变化就会反应不及时,测量元件的读数跟不上实际被控变量的变化,它的示值不等于实际值,产生动态误差。所以必要时,应选取时间常数小的小惰性测量元件。

③ 采用气动继动器和阀门定位器 为了减少传输时间,当气动传输管线长度超过150m时,在中间可采用气动继动器,以缩短传输时间。当调节阀膜头容积过大时,为减少容量滞后,可设置阀门定位器。

④ 从控制规律上采取措施 对滞后较大的温度控制系统、成分控制系统,可选用带微分作用的调节器,借助于微分作用来克服滞后的一部分影响。对滞后特别大的系统,微分作用将难以见效,此时为了保证调节质量,可采用串级控制系统,借助于副回路来减少对象的时间常数,或采用采样控制以及预估控制等较为复杂的控制手段。

9.5.5 调节器调节规律的选择

目前工业上常用的调节器主要有三种调节规律:比例调节规律、比例积分调节规律和比例积分微分调节规律,分别简称为P、PI和PID。

选择哪种调节规律主要是根据调节器的特性和工艺的要求来决定。

(1) 比例调节器

比例调节器的动作规律是调节器输出的变化与输入偏差的变化成正比例。其特征式如下:

$$m = m_0 + k_c e \quad (9.1)$$

式中 m 为调节器的输出; m_0 为偏差 e 为零时调节器的输出,即工作点; k_c 为调节器的放大倍数; e 为偏差,给定值与测量值之差,在稳态时即为余差。

比例调节器的特点是:调节器的输出与偏差成比例,阀门位置与偏差之间具有一一对应关系。当负荷变化时,比例调节器克服干扰能力强,过渡时间短。但是纯比例调节器在过渡过程终了时存在余差。负荷变化

越大,余差就越大。

比例调节器适用于调节通道滞后较小、负荷变化不大、工艺上没有提出无差要求的系统。如中间贮罐的液位、精馏塔塔釜液位以及不太重要的蒸汽压力调节系统等。

(2) 比例积分调节器

比例积分调节器的特征式如下:

$$m = m_0 + k_c \left(e + \frac{1}{T_i} \int_0^t e dt \right) \quad (9.2)$$

式中 $k_c e$ 是比例输出项; $\frac{k_c}{T_i} \int_0^t e dt$ 是积分输出项; T_i 称作积分时间。

比例积分调节器的特点是:积分作用使调节器的输出与偏差的积分成比例,所以在比例作用的基础上加上积分作用,可使过渡过程结束时无余差,这是它的显著优点。但是,加上积分作用,会使稳定性降低。虽然在加积分作用的同时,可以通过减小调节器的比例放大倍数,使稳定性基本保持不变,但超调量和振荡周期都相应增大,过渡过程时间也加长。

比例积分调节器是使用最多、应用最广的调节器。它适用于调节通道滞后较小、负荷变化不大、工艺参数不允许有余差的系统。例如流量、压力和要求严格的液位调节系统,常采用比例积分调节器。

(3) 比例积分微分调节器

比例积分微分调节器的特征式如下:

$$m = m_0 + k_c \left(e + \frac{1}{T_i} \int_0^t e dt + T_d \frac{de}{dt} \right) \quad (9.3)$$

此式与式(9.2)相比,增加了微分项 $k_c T_d \frac{de}{dt}$,能对偏差及时地进行校正。

比例积分微分调节器的特点是:微分作用使调节器的输出与偏差变化速度成比例。它对克服对象的滞后有显著效果。在比例的基础上加上微分作用能提高稳定性,再加上积分作用可以消除余差。

比例积分微分调节器适用于容量滞后较大、负荷变化大、调节质量要求较高的系统,目前应用较多的是温度调节系统。对于滞后很小或噪声严重的系统,应避免引入微分作用,否则会由于被调参数的快速变化引起调节作用的大幅度变化,严重时会导致调节系统不稳定。

9.5.6 调节器正反作用的选择

任何一个控制系统在投运前,必须正确选择调节器的正反作用,使控制作用的方向正确。否则,在闭合回路中进行的不是负反馈而是正反馈,它将不断增大偏差,最终必将把被控变量引导到受其他条件约束的高端或低端极限值上,显然这不是我们设计调节系统的目的。

对于调节器,当被调参数增加时,调节器的输出也增加,称为“正作用”方向;如果输出随着被调参数的增加而减小,则称为“反作用”方向。

在调节系统中,不仅是调节器,还有调节对象、测量元件及变送器、调节阀都有各自的作用方向。它们如果组合不当,使总的作用方向构成正反馈,则调节系统不仅不能起调节作用,反而会破坏生产过程的稳定。在一个调节系统中,对象、变送器的作用方向一般都是确定了的,调节阀的气开或气关型主要从工艺安全角度来选定,主要是确定调节器的作用方向。

总之,确定调节器作用方向,就是要使调节回路中各个环节总的作用方向为“反”方向,构成负反馈,这样才能真正起到调节作用。如果以“+”号代表正方向,以“-”号代表“反”方向。那么,为了保证是负反馈,整个回路中调节对象、变送器、调节器、调节阀的符号相乘结果应是“-”号。

9.5.7 调节系统间相互干扰及克服方法

由于化工过程常常是用管道将一系列单元设备连接而成的,流经设备和管道的物料又常是连续的,所以,随着生产过程的强化和反应速度的加快,必将使过程中参数之间的联系更加密切,相互之间的影响和依赖关系也就越大。在工艺操作中常会看到,当改变某一参数(例如压力或流量等)后,很快会影响另外几个参数都发生变化。参数之间这种关联的程度越强,调节系统间的相互干扰也就越严重。当几个系统之间存在着相互关联或相互干扰时,通常需要采取措施加以处理,否则不能正常运行。有时尽管对每一个系统设计得都非常完善,但几个系统同时投入运行后,会因为几个调节系统之间的干扰而根本无法正常运行。

图9.6是精馏塔两个温度调节系统之间相互干扰的示意图。由于精馏塔在操作过程中是一个整体,通过调节回流量来调节塔顶温度时,必然会影响塔底温度。同样,通过调节加热蒸汽量来调节塔底温度时,必然也会影响塔顶温度。

图9.7是压力和流量两个调节系统之间相互干扰的示意图。如果在一条管道上既要调节压力,又要调节流量时,两者必然存在相互干扰。例如,当管道压力低于给定值时,压力调节器要去关小阀门1,这将导致

管道流量下降,于是流量调节器要去打开阀门2,这又会导致压力下降,如此反复,可能会造成两个调节系统都无法正常工作。

一些并联运行的设备相互之间关联也很严重。例如一个负荷分配系统(图9.8),主管道与三个支管道是连通的,各支管上均有调节阀门。改变任一阀的开度都会影响主管道内的压力变化,而这又会影响进入其他分管内的流量,当主管道口径越小时,这种影响越明显。

消除调节系统间相互干扰的办法可以从工艺上考虑,也可以从调节系统方面考虑。

对于图9.7的管道压力与流量调节系统,要尽量避免采用这种调节方案。但如不希望改变调节方案时,可以通过调节器参数整定,将两个调节系统的动态联系削弱,使其能正常工作。图9.6所示的精馏塔温度调节系统之间的干扰可以用这样的方法加以克服。在这个例子中,由于塔顶系统的调节参数是回流量,影响塔顶温度较快,而塔底系统的调节参数是加热蒸汽,要通过再沸器换热过程才能影响塔底温度。所以塔底温度调节系统的动作本来就比塔顶温度调节系统慢,如果再通过参数整定,将塔底温度调节器的比例度加大一些,这样就可以进一步削弱两个温度调节系统之间的动态联系,从而使两套系统比较正常地工作。另外,从自动化角度出发,尚可设计较为复杂一些的去关联调节系统,通过引入一些特殊的去关联环节来消除相互间的影响。

从工艺上消除关联也是一个极为有效的措施。如图9.8所示的负荷分配系统,只要把主管道口径适当加粗,就可削弱各支管调节系统间的关联,使各系统成为基本上独立的调节系统。

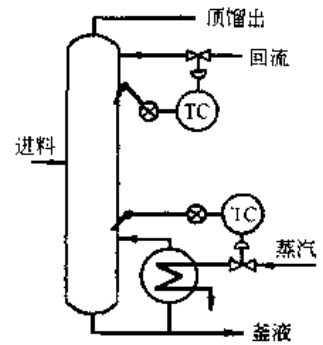


图9.6 精馏塔调节系统之间的干扰

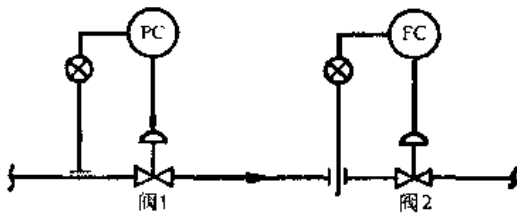


图9.7 压力和流量调节系统之间的干扰

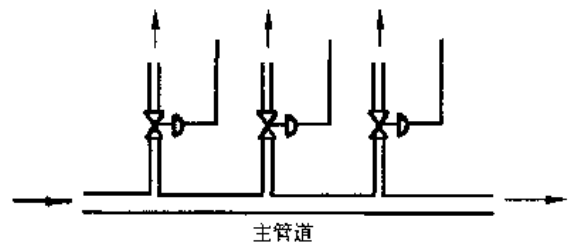


图9.8 负荷分配系统

9.6 复杂调节系统

在大多数情况下,由于简单调节系统需要自动化工具少,设备投资少,维修、投运和整定较简单,同时,生产实践证明它能解决大量的生产控制问题,满足定值调节的要求,因此,简单调节系统是生产过程自动调节中最简单、量基本、应用最广的一种形式。然而,随着工业的发展,生产工艺的革新和强化,必然导致对操作条件的要求更加严格,参数间的相互关系更加复杂,对产品质量要求也更加严格。此外,生产过程中的某些特殊要求,如物料配比问题、前后生产工序相互协调问题、为了生产安全而采取的软保护问题等等。这些问题的解决都是简单调节系统所不能胜任的,因此,相应地就出现了一些与简单调节系统不同的其他调节形式,这些调节系统统称为复杂调节系统。它们的名称、特点和使用场合如下。

① 串级调节系统 它的特点是两个调节器相串联,主调节器的输出作为副调节器的给定,适用于时间常数及纯滞后较大的对象,如加热炉的温度控制等。

② 比值调节系统 它可以控制两个或两个以上的物料流量保持一定的比值关系。

③ 均匀调节 它可以控制两个有关的变量,例如精馏塔塔釜的液位和塔底出料流量,使它们都呈缓慢的变化,以缓和供求的矛盾并使后续设备的操作较为平稳。

④ 分程调节 由一个调节器去控制两个或两个以上的调节阀,可应用于一个被控变量需要两个以上的操纵变量来分阶段进行控制或者操纵变量需要大幅度改变的场合。

⑤ 自动选择性调节系统 调节器的测量值可以根据工艺的要求自动选择一个最高值、最低值或者可靠值,也可以根据工艺的工况来自动选择预先设计好的几种调节系统的结构和组成。

⑥ 前馈调节系统 调节器根据干扰的大小,不等被控变量发生变化,直接进行校正控制。它常与反馈控制结合在一起使用,以消除某几个影响最大的干扰。

⑦ 非线性调节系统 当被控对象非线性较为严重时可以采用非线性控制,以起部分补偿作用。成者在某些场合采用非线性控制,以求得被控变量更加平稳。

⑧ 采样调节系统 调节器的输出是断续的,即调节一段时间再保持一段时间等等看。它适用于纯滞后特别大的对象,以防止控制作用超调。

⑨ 采用模拟计算单元的调节系统 调节器的给定值由模拟计算单元给出,它可以是根据工艺工况的变化随时计算出来的值,它可能因为被控变量不能直接测量,只能通过间接计算方能求得。

9.6.1 串级调节系统

串级调节系统是在简单调节系统的基础上发展起来的。当对象的滞后较大,干扰比较剧烈、频繁时,采用简单调节系统往往调节质量较差,满足不了工艺上的要求,这时,可考虑采用串级调节系统。

在串级调节系统中有两个调节器,分别接受来自对象不同部位的测量信号,其中一个调节器的输出作为另一个调节器的给定值,而后的输出去控制调节阀以改变调节参数。从系统的结构来看,这两个调节器是串接工作的,因此这样的系统称为串级调节系统。

(1) 串级调节系统的特点

① 在系统结构上,串级调节系统有两个闭合回路:主回路和副回路;有两个调节器:主调节器和副调节器;有两个测量变送器,分别测量主参数和副参数。

串级调节系统中,主、副调节器是串联工作的,主调节器的输出作为副调节器的给定值,系统通过副调节器的输出操纵调节阀动作,实现对主参数的定值调节。所以在串级调节系统中,主回路是个定值调节系统,而副回路是个随动系统。

② 在串级调节系统中,有两个参数:主参数和副参数。一般来说,主参数是反映产品质量或生产过程运行情况的主要工艺参数。调节系统设置的目的主要在于稳定这一参数,使它等于工艺规定的给定值。所以,主参数的选择原则与简单调节系统中介绍的被调参数选择原则是一样的。

③ 在系统特性上,串级调节系统由于副回路的引入,改善了对对象的特性,使调节过程加快,具有超前调节的作用,从而有效地克服滞后,提高了调节质量。

④ 串级调节系统由于增加了副回路,因此具有一定的自适应能力,可用于负荷和操作条件有较大变化的场合。

由于串级系统比单回路系统多了一个副回路,因此与单回路系统相比,串级系统具有一些单回路系统所没有的优点。要发挥串级系统的优势,副回路的设计是一个关键。

(2) 副回路设计的原则

① 主副参数之间应有一定的内在联系 在串级调节系统中,副参数的引入往往是为了提高主参数调节质量。因此,在主参数确定后,选择的副参数应与主参数间有一定的内在联系。在选择时,一般有两类情况,一类是选择与主参数有一定关系的某一中间变量作为副参数;另一类是选择的副参数就是调节参数本身,这样能及时克服它的波动,减少对主参数的影响。

② 要使系统的主要干扰被包围在副环内 串级调节系统的副回路具有动作速度快、抗干扰能力强的特点。如果在确定副参数时,一方面能将对主参数影响最严重、变化最剧烈的干扰包围在副环内,另一方面又使副对象的时间常数很小,这样就能充分利用副环的快速抗干扰性能,将干扰的影响抑制在最低限度。这样,主要干扰对主参数的影响就会大大减小,从而提高了调节质量。

③ 在可能的情况下,应使副环包围更多的次要干扰 如果在生产过程中,除了主要干扰外,还有较多且难于分出主要干扰的次要干扰,在这种情况下,选择副参数应考虑使副环能尽量多包围一些干扰,这样可以充分发挥副环的快速抗干扰能力,以提高串级调节系统的调节质量。

④ 副参数的选择应考虑到主、副对象时间常数的匹配,以防“共振”的发生 在串级调节系统中,主、副对象的时间常数不能太接近。如果主副对象的时间常数比较接近,那么它们的工作频率也就比较接近,这样一旦系统受到干扰,就有可能产生“共振”。而一旦系统发生“共振”,轻则会使调节质量降低,重则会导致系统发散而无法工作。所以一般希望主对象的时间常数为副对象的时间常数的3~4倍,这样可以减小主副回路的动态联系,避免“共振”。

⑤ 当对象具有较大的纯滞后而影响到调节质量时,在选择副参数时应使副环尽量少包括纯滞后或不包括纯滞后 对于纯滞后较大的对象,往往由于调节不及时而使调节质量很差,这时可采用串级调节系统,并通过合理选择副参数将纯滞后部分放到主对象中去,以提高副回路的快速抗干扰功能,及时克服干扰的影响,将其抑制在最小限度内,从而使主参数的调节质量得到提高。

9.6.2 比值调节系统

化工生产经常要求两种物料以一定的比例混合以后参加化学反应,以保证反应充分并节约能量。实现两个或两个以上参数符合一定比例关系的调节系统,称为比值调节系统。通常为流量比值调节系统。

在需要保持比值关系的两种物料中,必有一种物料处于主导地位,这种物料称之为主物料,表征这种物

料的参数称之为主动量,也称为主流量;而另一种物料按主物料进行配比,在调节过程中随主物料而变化,因此称为从物料,表征其特性的参数称为从动量或副流量。在有些场合,以不可控物料作为主物料,用改变可控物料即从物料的量来实现它们之间的比值关系。

比值调节系统一般有以下几种方案。

① 开环比值调节系统 开环比值调节系统如图 9.9 所示。这种方案的特点是结构简单。图中 Q_1 是主流量, Q_2 是副流量。 Q_2 随 Q_1 的变化而按比例地变化。这种方案仅适用于副流量 Q_2 受干扰较小,本身流量比较平稳的场合,因而仅在两种流量比值要求不很严格的地方采用。在该系统中,调节器是比例式的,它作为比值器用。要注意不能采用比例积分调节器。

② 单闭环比值调节系统 单闭环比值调节是为了克服开环比值方案的不足,在开环比值调节系统的基础上,通过增加一个副流量的闭环调节系统而组成的。如图 9.10 所示。

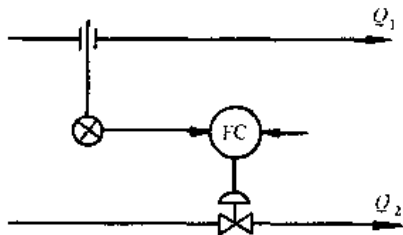


图 9.9 开环比值调节系统

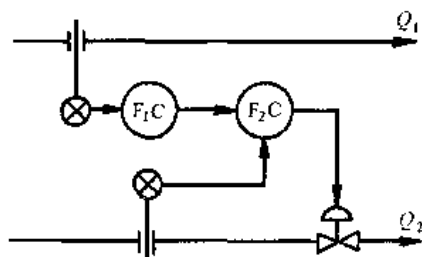


图 9.10 单闭环比值调节系统

单闭环比值调节系统的主流量类似于串级调节系统的主参数,但主流量没有构成闭环系统, Q_2 的变化并不影响到 Q_1 , 这是两者的根本区别。

单闭环比值调节系统的优点是它不但能实现副流量跟随主流量的变化而变化,而且还可以克服副流量本身干扰对比值的影响,因此主、副流量的比值较为精确。另外,这种方案的结构形式较简单,实施起来亦较方便,所以得到广泛的应用。尤其适用于主物料在工艺上不允许进行调节的场合。

③ 双闭环比值调节系统 在单闭环比值调节系统的基础上,对主流量 Q_1 又增加了一个闭环调节系统,这样就构成了双闭环比值调节系统。如图 9.11 所示。

这类调节系统的特点是在保持比值调节的前提下,主动量和从动量两个流量均构成了闭合回路,这样它能克服自身流量的干扰,使主、从流量都比较平稳,并使得工艺系统总的负荷也较稳定。而且由于 Q_1 比较平稳,所以无论从累计量还是从瞬时量来看,比值调节的效果都比单闭环调节系统要好。

④ 串级比值调节系统 有时在生产过程中,虽然采用了比值调节,但两种物料质量流量的比值会受温度、压力、组分变化的影响,难以精确在期望值上。此时可从引入代表工艺过程配比质量指标的第三参数来进行比值自动设定。

在这种调节系统中,从两个成比例关系的主、从物料来看,它是比值调节系统;而从第三参数调节器与比值调节器的关系来看,它们是互相串联在一起进行调节的,因此是个串级调节系统,综合这两个方面,所以称之为“串级比值”调节系统。又因为单、双闭环比值调节系统中比值关系是固定的,而在这种串级比值调节系统中,主、从物料的流量比是在第三参数的校正下在一定范围内变化的,从这种意义上来说,又可称之为“变比值”调节系统。

串级比值调节系统因为能通过自动校正比值而提高第三参数的调节精度,因而较广泛地应用在生产中。

9.6.3 均匀调节系统

在化工生产中,各生产设备都是前后紧密联系在一起的。前一设备的出料,往往是后一设备的进料,各设备的操作情况也是互相关联、互相影响的,这样有时便会产生前一道工序与后一道工序之间的供求矛盾和协调的问题。为了解决前后工序供求矛盾,达到前后兼顾协调操作,使液位和流量均匀变化,为此组成的系统叫做均匀调节系统。

均匀调节通常是对液位和流量两个参数同时兼顾,通过均匀调节,使两个互相矛盾的参数达到下列要求:一是两个参数在调节过程中都应该是变化的,且变化是缓慢的;另一个是前后互相联系又互相矛盾的两个参数应保持在所允许的范围内波动。明确均匀调节的目的及其特点是十分必要的,因为在实际运行中,

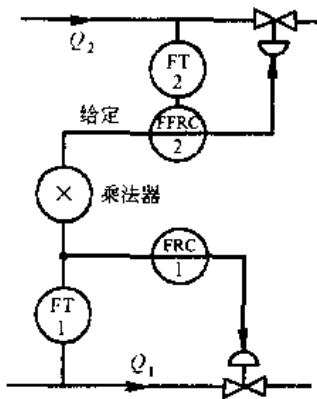


图 9.11 双闭环比值调节系统

有时因不清楚均匀调节的设计意图而变成单一参数的定值调节，或想把两个参数都调成一条直线，最终导致均匀调节系统的失败。

实现均匀调节的方案主要有三种，即简单均匀调节、串级均匀调节和双冲量均匀调节。

(1) 简单均匀调节

图 9.12 脱丙烷塔塔釜的液位调节系统就是简单均匀调节系统。

外表看起来与简单的液位定值调节系统一样。但系统设计的目的不同，定值调节是通过改变排出流量来保持液位为给定值。而简单均匀调节是为了协调液位与排出流量之间的关系，允许它们都在各自许可的范围内作缓慢的变化。

简单均匀调节系统中的调节器一般都是纯比例作用的，而且比例度整定得很大，以使当液位变化时，排出流量只作缓慢的变化。有时为了克服连续发生的同一方向干扰所造成的过大偏差，防止液位超出规定范围，则引入积分作用，这时比例度一般大于 100%，积分时间也要放得大一些。至于微分作用，是和均匀调节的目的背道而驰的，故不采用。

(2) 串级均匀调节

图 9.13 表示了乙烯精馏塔回流罐液位与塔顶回流量的串级均匀调节系统。

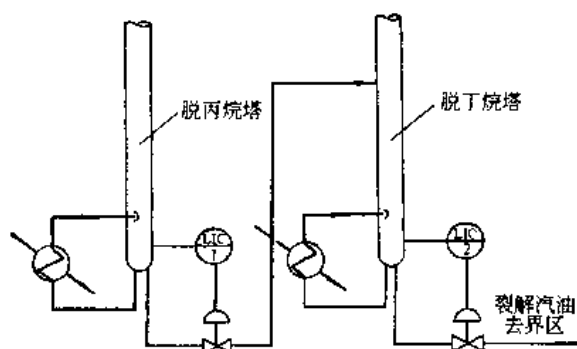


图 9.12 简单均匀调节系统

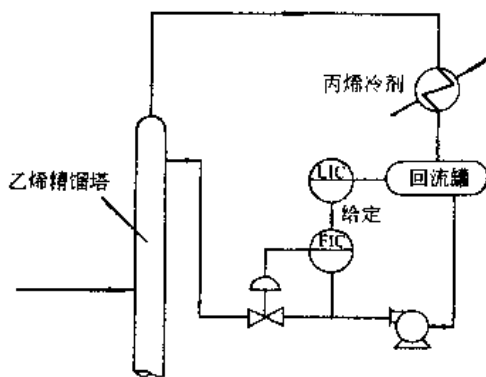


图 9.13 串级均匀调节系统

从图中可以看出，在系统结构上它与串级调节系统是相同的。液位调节器 LIC 的输出作为流量调节器 FIC 的给定值，用流量调节器的输出来操纵调节阀。由于增加了副回路，可以及时克服由于塔内或排出端压力改变所引起的流量变化。这些都是串级调节系统的特点。但是，由于设计这一系统的目的是为了协调液位和流量两个参数的关系，使之在规定的范围内作缓慢的变化，所以本质上是均匀调节。

串级均匀调节系统之所以能够使两个参数间的关系得到协调，是通过调节器参数整定来实现的。在串级均匀调节系统中，参数整定的目的不是使参数尽快地回到给定值，而是要求参数在允许的范围作缓慢的变化。调节器的比例度和积分时间是由小到大进行调整，参数数值一般都很大。主、副调节器一般都采用比例作用。只在要求较高时，为了防止偏差过大而超过允许范围，才引入适当的积分作用。

(3) 双冲量均匀调节系统

双冲量均匀控制是以液位和流量两个信号之差来作为被控变量构成的简单调节系统，图 9.14 表示了一个双冲量的均匀调节系统。

双冲量均匀调节系统，在结构上就是一个以液位与流量之差来作为被控变量的简单调节系统，调节器可以选用比例积分调节器，它的参数整定与前述简单均匀调节系统相似，积分时间放长一些，比例度可比简单均匀调节时为

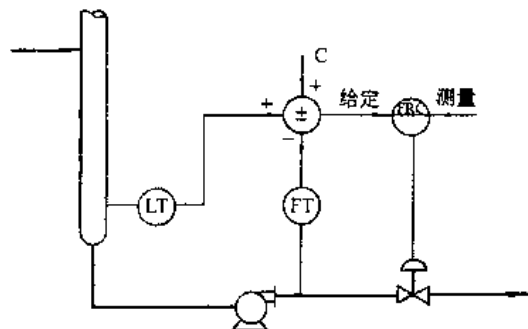


图 9.14 双冲量均匀调节系统

小。由于双冲量均匀调节系统结构较为简单，仅比简单调节系统多用一个加法器，从系统结构上看，加法器相当于一个比例度为 100% 的液位调节器，因而此系统又具有液位-流量串级调节系统的品质，总的说来它具有简单、实用的优点。

9.6.4 分程调节系统

在简单调节系统中，通常都是一台调节器的输出只控制一只调节阀。然而分程调节系统则不然，在这种

调节系统中,一台调节器的输出可以同时控制两只甚至两只以上的调节阀。在这里,调节器的输出信号被分割成若干个信号范围段,而由每一段信号去控制一只调节阀。

(1) 分程调节一般应用场合

① 用于扩大调节阀的可调范围,改善调节品质 有时生产过程要求有较大范围的流量变化,但是调节阀的可调范围是有限制的。若选一个调节阀,最大流量和最小流量不能相差太悬殊,满足不了生产上的要求,这时可以考虑采用两个调节阀并联的分程控制方案。

② 用于控制两种不同的介质,以满足工艺生产的要求 在某些间歇式生产的化学反应过程中,当反应物料投入设备后,为了使其达到反应温度,往往在反应开始前需要给它提供一定的热量。一旦达到反应温度后,就会随着化学反应的进行而不断放出热量,这些放出的热量如不及时移走,反应就会越来越剧烈,以致会有爆炸的危险。因此,对这种间歇式化学反应器,既要考虑反应前的预热问题,又需要考虑反应过程中移走热量的问题。为此,可设计分程调节系统来解决此问题。

③ 满足工艺生产不同负荷和开、停车过程对自控的要求 如在以天然气为原料生产合成氨的大型氨厂中,关键设备一段炉有200多个烧嘴,正常生产时每小时消耗燃料气量约为 20000m^3 ;但在炉子点火和保温时,只有个别烧嘴点燃,天然气用量大大减少。为了使烧嘴前的燃料气压力在正常生产以及点火、保温时均能保持恒定,燃料气压力调节系统可以设大、小两个调节阀,由分程控制来进行调节。

(2) 设计分程调节系统时应注意的问题

① 调节阀的泄漏量 当分程调节系统的目的是扩大调节阀的可调比时,一个口径较大的阀与一个口径较小的阀并联在一起工作,如果大阀全关后实际泄漏量过大时,小阀在小开度时将不能起调节作用,达不到理论计算所得出的扩大可调比的倍数。

② 在分程控制的信号接合部流量会产生跳变 当分程调节系统用于扩大调节阀可调比时,在分程信号的接合部,由于大阀开始打开,它立即通过一个由可调比决定的可以控制的最小流量,而此时小阀仍然处于全开状态,因而由两阀并联来决定的管路流量特性在此点会发生跳变。对一般的分程调节系统来说,这个跳变对工艺操作的影响是不大的。对要求特别高的分程调节系统,在设计时应设法避免分程调节系统长期在信号接合部附近工作。

③ 调节阀流量特性的选择 一般在扩大调节阀可调比的分程调节系统中,两个调节阀宜选用等百分比流量特性,它们并联以后可以避免增益突变的现象,因而能改善调节品质。但两阀并联后的管路流量特性,在分程信号接合部跳变的现象仍然存在。

9.6.5 自动选择性调节系统

在化工生产中,自动调节系统的主要任务之一就是要保证生产安全、平稳地进行。但在生产过程中,不可避免地会出现不正常的工况以及其他特殊的情况,在这些场合下,原先设计的调节系统往往适应不了,过去通常采用报警后由人工去处理或自动联锁停车的对策。但随着装置的大型化,一次开停车过程要耗费大量的原料、燃料,并排放大量不合格产品,这显然是很不经济的;若出现不正常工况后全部转由人工处理,则可能造成操作人员的过分忙乱和紧张。所以必须考虑在不正常的工况下,由别的调节器按照适合当时特殊情况的另外一套规律来进行控制。此外有一些工艺变量的控制,受到多种条件约束和限制,因而也必须根据不同的情况来分别对待。在这样的指导思想下就发展出了选择性调节系统。选择性调节系统的基本设计思想就是把在某些特殊场合下工艺过程所要求的控制逻辑关系叠加到正常的自动控制中去。随着生产装置的大型化,因选择性调节系统在生产操作中起了软限保护的作用,所以被应用得相当广泛。

选择性调节系统一般有以下几种类型。

(1) 开关型选择性调节系统

在这一类选择性调节系统中,一般有A、B两个可供选择的参数。其中一个参数(例如A)是工艺操作的主要技术指标,它直接关系到产品的质量;另一个参数B,工艺上对它只有一个限值要求,生产操作在限值以内,生产是安全的,一旦超出这一限值,生产过程就有发生事故的危险。因此,在正常情况下,参数B处于限值以内,生产过程就按照参数A来进行连续调节,一旦参数B达到极限时,为了防止事故的发生,所设计的选择性调节系统将通过专门的装置切断参数A调节器的输出,而使调节阀迅速关闭或打开,直到参数B回到限值以内时,采统才重新恢复到按参数A进行连续调节。

(2) 连续型选择性调节系统

连续型选择性调节系统与开关型选择调节系统的不同之处就在于:当取代作用发生后,调节阀不是立即全关或全开,而是在阀门原有开度基础上继续调节。因此,对调节阀来说,调节作用是连续的。

在连续型选择性调节系统中,一般具有两只调节器,它们的输出通过一只选择器(高选择器或低选择器)后,送往调节阀。这两只调节器,一只在正常情况下工作,一只在非正常情况下工作。在生产处于正常

情况下,系统由用于正常情况下工作的调节器进行调节。一旦生产出现不正常情况,用于不正常情况下工作的调节器将取代正常情况下工作的调节器对生产过程进行调节。直到生产恢复到正常情况,正常情况下工作的调节器又取代不正常情况下工作的调节器,恢复对生产过程的调节。

一个具有积分作用的调节器,当其处于开环工作状态时,如果偏差输入信号一直存在,那么,由于积分作用的结果,将使调节器输出不断增加或不断减小,一直达到输出的极限值为止,这种现象就称之为“积分饱和”。由上述定义可以看出:产生积分饱和的条件有三个,其一是调节器具有积分作用;其二调节器处于开环工作状态,其三是偏差信号长期存在。由于积分饱和的影响会造成调节阀的工作“死区”,使调节阀不能及时发挥调节作用,因而会导致调节品质的恶化,甚至还会发生事故。

在选择性调节系统中,任何时候选择器只能选中某一个调节器的输出进往调节阀,而未被选中的调节器则处于开环工作状态,这个处于开环工作状态下的调节器如具有积分作用,在偏差长期存在的条件下,就会产生积分饱和。除选择性调节系统会产生积分饱和现象外,只要满足产生积分饱和的三个条件,其他系统也会产生积分饱和问题。如用于控制间歇生产的调节器,当生产停下来而调节器并未切入手动,在重新开车时,调节器就会有积分饱和的问题;其他如系统出现故障、阀芯卡住、信号传送管线泄漏等都会造成调节器的积分饱和问题。

要防止积分饱和问题可以采用以下几种方法:一是限幅法,这是通过采取一些专门的技术措施对积分反馈信号加以限制,从而使调节器输出信号被限制在工作信号范围之内;二是积分切除法,这种方法是当调节器处于开环工作状态时,就将调节器的积分作用切除掉,这样就不会使调节器输出一直增大到最大值或一直减小到最小值,当然也就不会产生积分饱和问题了;三是反馈法,所谓外反馈就是采用外部信号作为调节器的反馈信号,这样,当调节器处于开环工作状态时,由于反馈信号不是输出信号的自身,就不能形成偏差积分作用,从而防止积分饱和问题的出现。

9.6.6 前馈调节系统

前面所提到的各类调节系统中,调节器都是按给定值与测量值之差即按偏差来进行工作的,这就是根据反馈原理工作的调节系统。但是在一些纯滞后时间长、时间常数大、干扰幅度大的对象中,反馈调节的品质往往不能令人满意。有一个解决问题的方法,它就是前馈调节。可以把影响被控变量的主要干扰因素测量出来,用前馈调节模型算出应施加的校正值的大小,使得干扰一出现,刚开始影响被控质量时就起校正作用,所以前馈调节就是按照扰动量进行校正的一种控制方式。从理论上讲,似乎前馈调节可以做得十分精确完善,但实际上却不可能。这是因为一个被控对象有许多干扰因素,首先不能对每一个干扰都考虑采用前馈调节;其次有许多干扰如热交换器热阻的变化、反应器触媒活性的下降,它们很难测出;还有前馈调节模型难免有误差,这样在干扰作用后被控变量就回不到给定值。所以在实际应用中,常常把前馈调节与反馈调节结合起来,取长补短,以收到实效。

总结起来,前馈调节适用的场合为:

- ① 当对象的纯滞后时间特别大,时间常数特别大或特别小,采用反馈调节难以得到满意的调节品质时;
- ② 干扰的幅度大、频率高,它虽然可以测出,但受工艺条件的约束,例如工艺生产的负荷,其他调节系统操纵变量不能直接对它加以控制,此时可以采用前馈调节来改善调节品质。
- ③ 某些分子量、粘度、组分等工艺变量往往找不到合适的检测仪表来构成反馈调节系统,此时只能采取对主要干扰加以前馈调节的方法,来减少或消除干扰对它们的影响。

前馈调节的主要形式有单纯的前馈调节形式和前馈-反馈调节两种。而单纯的前馈调节又可根据对干扰补偿的特点,可分为静态前馈调节和动态前馈调节。

前馈调节器的输出信号是按干扰大小随时间变化的,它是干扰量和时间的函数。而当干扰通道和调节通道动态特性相同时,便可以不用考虑时间函数,只按静态前馈调节。静态前馈是前馈调节中的一种特殊形式。如当干扰阶跃变化时,前馈调节器的输出也为一个阶跃变化。静态前馈调节只能保证被调参数的静态偏差接近或等于零,并不能保证动态偏差达到这个要求。所以必须考虑对象的动态特性,从而确定前馈调节器的规律,才能获得动态前馈补偿。动态补偿环节的特性,应该是针对对象的动态特性来确定的。但是考虑到工业对象的特性千差万别,如果按对象特性来设计前馈调节器,将会花样繁多,一般都比较复杂,实现起来比较困难。因此,可在静态前馈调节的基础上,加上延迟环节或微分环节,以达到干扰作用的近似补偿。

前而已经谈到,前馈与反馈的优点是相对应的。如采把其组合起来取长补短,使前馈及时克服主要干扰,反馈克服多种干扰,协同工作,可以提高调节质量。前馈-反馈调节与单纯的前馈调节相比,具有下列优点:

- ① 通过反馈调节可以保证被控变量的控制精度,即保证被控变量稳定后的值,它能克服没有包括在前馈调节回路内诸扰动的影响;

② 引入反馈调节后,降低了对前馈调节模型精度的要求,使得前馈调节模型便于简化,有利于它的实施;

③ 由于反馈调节回路的存在,提高了前馈调节模型的适应性。

由于上述原因,在工程设计中,总是把前馈-反馈调节结合在一起使用。

9.6.7 非线性调节系统

具有非线性特性的对象和控制环节在化工过程及其调节系统中经常出现,常用的位式调节系统就是一个非线性调节系统。在前面,我们把化工对象作为线性对象来处理,这种处理方法是基于这样一个出发点,就是对对象的非线性特性不是很严重,而调节系统又工作在它的稳态工作点附近的小区段内,因而可以近似地认为,在这个小区段内,对象特性是线性的。另外对象在整个工作范围内的非线性,还可以通过选择合适的调节阀流量特性等方法来设法加以补偿,使回路总的增益基本保持不变。实践已证明,这种处理方法在大多数场合都能得到较为满意的结果。但有些工艺对象,如 pH 对象,它具有严重的非线性特性,如果继续用常规的比例积分微分调节器来进行控制,就很难把 pH 值控制在 6~8 的范围内,这时可以考虑采用非线性调节器,它能较好地解决这类控制问题。另外有一些控制系统,如贮罐的液位控制,对象特性本身是线性或近似线性的,但是如果人为地、有意识地在控制系统中引入非线性环节,则更能满足某些工艺的特殊要求,得到更为理想的控制效果。例如在脉动流量的控制中,如采用非线性调节器,由于它在小偏差范围内的低增益,就能吸收流量测量中的噪声和脉动,使调节阀的动作更为平稳。在间歇生产过程中,如采用非线性调节器,则在开车过程中,测量值逐渐接近给定值后,偏差缩小,非线性调节器的不灵敏区将起作用,这样就能防止被控变量的超调。由于上述一些特点,非线性调节系统在化工部门逐渐被应用起来,并获得了预期的效果。

9.6.8 采样调节系统

前面所讲的调节系统均是连续调节系统,其特点是调节器连续地接收测量信号,并连续地给出校正信号。与这类连续调节系统不同的还有一类离散调节系统,其测量和控制作用通过采样开关每隔一段时间进行一次,这种断续的控制方法就称为采样调节。由于采样调节系统中调节器的输出是断续的,为了在采样开关断开以后,调节阀仍能继续保持它在采样时刻的位置不变,因而在采样调节系统中必须设有零阶保持器,以保持调节器的输出不变。因此采样调节的特点是通过采样开关和零阶保持器,每隔一个采样周期进行一次测量和一次调节。

采样调节的应用分为两类。一类是来自工艺过程的被控变量的测量信息本身是断续的,如在线色谱仪输出的分析测量数据,根据这类离散的输入信息来构成的控制系统必然是采样调节系统。另一类是人为地把采样调节引入到具有特大纯滞后的工艺对象上去,以期得到较好的控制效果。

采样调节系统在设计 and 投运时应注意以下几点:

① 采样周期可略大于纯滞后时间,这样调节器改变输出后,待到下一个采样周期刚好能检测出被控变量的变化;

② 采样调节器的输出本身是由许多梯级所组成,使用微分作用仅仅能使输出产生较大的跳变,从控制角度分析没有太大的好处,所以一般不需要微分作用;

③ 对于纯滞后较大且占主导地位的工艺对象,为了防止比例控制作用过头,也可采用纯积分控制,其他对象则可以采用比例积分控制。比例度、积分时间均宜从大到小经试验后确定。

9.7 典型化工单元的调节方案

化工生产过程是由许多化工单元的设备和装置组成,为了更好地展开过程控制的应用工作,按化学工程的内在机理并结合典型化工单元操作来探讨其过程控制问题,有着很重要的现实意义。根据化工生产过程中的物理和化学变化来分,有流体力学过程、传热过程、传质过程及化学反应过程四类。本节选择了流体输送设备、传热设备、锅炉设备、化学反应器、精馏塔等作为化工单元的设备,结合实例来探讨过程控制的要求和实施方法。

9.7.1 流体输送设备的控制

9.7.1.1 概述

用于输送流体并提高流体压头的机械设备,通称为流体输送设备。输送液体并提高其压力的机械称为泵,输送气体并提高其压力的设备称为风机和压缩机。在化工生产中,为了连续生产,各种物料往往在连续流动的状态下进行反应、分离等操作。要克服流体在管道内运动时的阻力和设备的位差、压差,就需要有泵和压缩机等流体输送设备。

机、泵设备主要是控制流量、压力以及为了保护设备本身不被损坏的一些控制,例如离心压缩机的防喘

振控制。此外还要注意, 尽管液体与气体同属流体, 但因特性上的某些差异, 在控制方案上会带来许多不同之处。例如液体是不可压缩的, 气体是可压缩的。因此在计量流量时, 对于气体流量需注意温度、压力的校正。

流体输送设备是为完成物料输送, 为实现过程控制中物料平衡控制这一任务而服务。流量调节方案一般并不要求计量太精确, 但以下三种情况除外, 即:

- ① 流量测量信号是作为经济核算所用;
- ② 从安全角度出发必须测准者;
- ③ 这种测量信号是因科研任务的需要。

建立这一认识很重要, 因为作为物料平衡控制的流量调节方案, 常常流量调节是作为一种复杂回路中的副环, 它的给定值是浮动的, 所以对流量调节方案并不需要对控制仪表在精度上有过高要求, 但保持变差小、性能稳定是需要的。

9.7.1.2 泵和压缩机的控制

泵可分为两大类, 即离心泵和位移式泵, 后者又可分为往复泵、齿轮泵等。

气体压缩机有离心式和往复式两大类。

(1) 离心泵的流量控制

离心泵是化工厂中使用最广泛的输送机械之一, 它的压头是由旋转翼轮作用于液体的离心力而产生, 转速愈高, 则离心力愈大, 压头愈高。在离心泵的出口管道上装有阀门, 可以短期关闭阀门, 此时液体在泵内循环, 其排量为零, 对泵所作的功将转化为热能, 使泵内液体发热升温。所以不宜长期关闭出口阀门而保持泵在运转状态。

泵的压头 H 和流量 Q 及转速 n 之间的关系, 称为泵的特性。图 9.15 表示离心泵的特性曲线。

下面介绍几种常用的离心泵流量调节方法。

① 改变调节阀开启度, 直接节流的方法。这种方法在泵的出口管路上安装自动调节阀, 借助于阀开度的改变而使流量得到改变。此法不宜使用在低于正常排出量的 30% 以下, 因为此时效率太低, 不经济, 有时会出现憋压过高, 造成密封填料的泄漏, 因此, 在某些场合不宜使用这种调节方法。

② 用旁路阀调节。即用改变旁路阀开启度的方法来调节实际排出量。经旁路返回的液体, 从泵得到的能量完全消耗在调节阀上, 所以这种方法总的效率低。但它的优点是安装方便, 所选用的调节阀口径较小, 因此在实际生产中仍然有使用的场合。

③ 采用离心泵的调速控制, 即改变泵的转速, 从而改变流量特性曲线的形态。

(2) 往复泵及直接位移式旋转泵的控制

属于这种性质的泵有活塞泵、柱塞泵、齿轮泵等。因为运动部件与机壳之间的空隙很小, 液体不能在缝隙中流动。往复泵排量的大小取决于冲程的大小及往复的次数 n ; 而如齿轮泵等旋转泵, 则仅取决于转速 n 。它的特性大体如图 9.16 所示。由于泵的排量只与转速有关, 而与出口管线的阻力无关, 因此不能在出口管线上用节流的方法调节流量。一旦将出口阀关闭, 将产生泵损、机毁的危险。

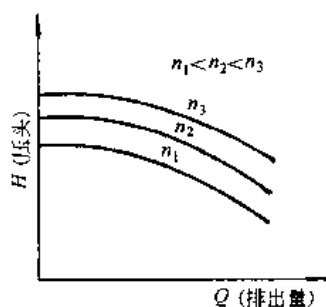


图 9.15 离心泵的特性曲线

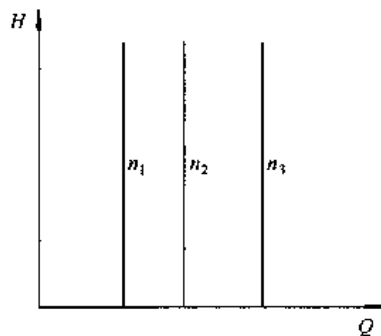


图 9.16 往复泵的特性曲线

往复泵的调节方案主要有以下几种。

- ① 改变原动机的转速;
- ② 改变往复泵的冲程;

③ 在泵的出口与入口处连接旁路, 用改变旁路阀的开度以调节流量, 与离心泵调旁路的方法相类似, 但需保证两阀不能同时关闭;

④ 利用旁路调节稳定压力, 利用节流阀来调节流量, 由于压力和流量两系统之间是相互关联的, 因此需注意两个调节器的参数整定值, 把它们的振荡周期错开。

(3) 离心式压缩机控制方案

作为气体输送设备, 有离心式压缩机与往复式压缩机两大类。不论哪一种压缩机, 在作为输送气体的设备时, 它与输送液体的泵相比, 当被调参数同为流量或压力时, 其调节方案有许多相似之处。

① 节流调节。即在离心式压缩机的出口或入口处安装调节阀、蝶阀等节流装置, 调节气量。

② 旁路调节。这与调节液体流量相似。但需注意, 当经多级压缩以后, 出口与入口压力之压缩比已很大时, 不宜从未段至第一段入口直接旁路, 这样做能量消耗过大, 对阀内件在高压差下磨损亦太大。宜采用分段旁路, 或增设降压消音装置。

③ 调速或对往复式压缩机改变冲程等方法。

④ 离心式压缩机是一个重要的气体输送设备, 为了保证压缩机能够在工艺所要求的工况下安全进行, 必须配备一系列自控系统。一台大型离心式压缩机通常有下列调节系统:

a. 气量调节系统, 即负荷调节系统, 一般对原动机——汽轮机实现调速, 要求汽轮机的转速有一定的可调范围, 以满足压缩机气量调节的需要;

b. 防喘振控制系统, 因为喘振是离心式压缩机的固有特性, 下面将介绍喘振会使压缩机损坏的危险性;

c. 压缩机的油系统, 如密封油、控制油、润滑油等控制系统;

d. 主轴振动、位移指示及保护系统。

9.7.1.3 离心式压缩机的防喘振控制

喘振是由于气体的可压缩性而造成的离心式压缩机的固有特性, 压缩机在喘振状态运动是不允许的, 为了防止出现喘振工况, 就必须设置防喘振控制系统。

(1) 离心压缩机喘振的原因

压缩机产生喘振的原因, 首先得从对象特性上找, 离心式压缩机的压缩比 p_2/p_1 与流量 Q 的曲线大体如图 9.17 所示。各种转速下的曲线都有一个 p_2/p_1 值的最高点。在此点之右的曲线上工作, 压缩机是稳定的。在曲线左面的流量范围内, 由于气体的可压缩性, 产生了一个不稳定状态, 当流量逐渐减小到喘振线以下时, 一旦压缩比下降, 使流量进一步减小, 由于输出管线中气体压力高于压缩机出口压力, 被压缩了的气体很快倒流入压缩机, 待管线中压力下降后, 气体流动方向又反过来, 周而复始。产生喘振时机体发生振动, 并波及到相邻的管网, 喘振强烈时, 能使压缩机严重破坏。

喘振是离心式压缩机所固有的特性, 对每台离心式压缩机都有它一定的喘振区域。因此只能采取相应的防喘振控制方案以防发生喘振。另一方面喘振与管网特性有关, 管网容量越大, 喘振的振幅越大, 频率就低; 管网容量越小, 喘振的振幅越小, 频率就高。

此外, 被压缩气体吸入状态, 如温度、压力等的变化, 也是造成压缩机喘振的因素。

(2) 防喘振控制系统

在正常情况下, 压缩机的起振是因负荷减少, 被输送的气体流量小于该工况下特性曲线的喘振点流量所致。因此, 只能在必要时采取部分回流的办法, 使之既适应工艺低负荷生产要求, 又满足压缩机的流量大于最小极限值的需要。

目前生产上采用两种不同的防喘振控制方案, 即固定极限流量法与可变极限流量法。

① 固定极限流量法 固定极限流量的防喘振系统就是使压缩机的流量始终保持大于某一定值流量, 从而避免进入喘振区运行。图 9.18 中所示 Q_p 这一流量值就是极限流量, 只要压缩机在转速 n_1 、 n_2 、 n_3 状态

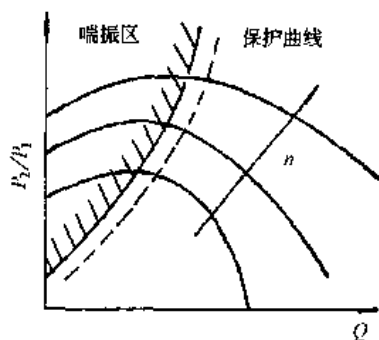


图 9.17 离心式压缩机的特性曲线

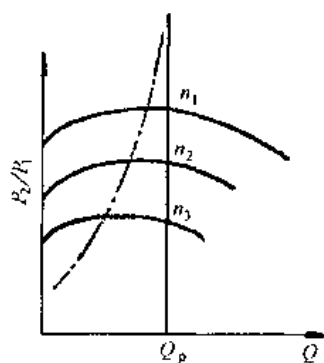


图 9.18 固定极限流量防喘振控制特性曲线图

运行的任何时刻流量均大于 Q_p , 压缩机就不会产生喘振。流量 Q_p 由旁路阀的打开和关闭进行控制。

本方法的优点是控制系统简单, 使用仪表少, 系统可靠性高, 所以大多数压缩机都采用这种方法。此方法的缺点是在转速降低、压缩机低负荷运行时, 防喘振控制系统投运过早, 回流量较大, 因此能量损耗较大。

② 可变极限流量防喘振控制系统 为了减少压缩机的能量消耗, 在压缩机负荷有可能通过调速来改变的场合, 因为不同转速工况下其极限喘振流量是一个变数, 它随着转速的下降而变小, 所以最合理的防喘振控制方案应是留有适当安全裕量, 使防喘振调节器沿着喘振极限流量曲线右侧的一条安全操作线工作。为此需要解决两方面的问题: 一是获得描述这一安全操作线的数字方程; 二是通过仪表实现这些运算规律, 最后构成实际可用的控制方案。

9.7.1.4 压缩机的并串联运行

在许多工业生产过程中存在着离心式压缩机并联运行的情况。例如石油化工厂里乙烯、丙烯的冷冻压缩机。压缩机经常处于并联与串联连接运行状态, 其中并联运行的压缩机, 有时作为备用以适应生产负荷波动的需要。

并联运行压缩机不仅有与单机运行相似的控制问题, 而且它的控制问题将更为复杂。因为每一台压缩机的变化将影响其他台的操作情况。离心式压缩机的串并联运行方案, 是出于工艺上在单机性能无法满足要求时提出的一种方案, 串联是为了增压, 并联则为了扩大输气量。从效率角度来看, 都不是推荐使用的方法, 并且也给防喘振调节系统带来复杂性。

下面举一个串联运行下的防喘振调节方案。对于串联运行的每台压缩机而言, 其防喘振调节系统与单机系统是相同的, 两台压缩机设立一条总的防喘振旁路管, 连接在一台压缩机的出口与另一台压缩机的入口之间。两台压缩机共用一只防喘振调节阀。两个防喘振调节器的输出信号经过一只低选器后与调节阀相连通, 不论哪一台压缩机出现喘振都将打开旁路调节阀。为了克服积分饱和, 采用了引自低选器输出的外反馈信号。

9.7.1.5 长输管线的控制

前而已经讨论了流体输送设备的控制, 涉及了泵和离心式压缩机的特性及有关控制方案。然而, 以上所谈的流体输送, 指的是由数米至几千米范围的近距离输送。近年来, 随着天然气和石油用量的增加, 出现了数十公里乃至数千公里长的输气、输油管线, 鉴于其输送距离之长, 所以称之为长输管线, 并因此而带来了长输管线的控制问题。

为了克服流体输送过程中的管线压力损失, 一般在 50~70km 之间要设置增压站, 用泵或压缩机对原油或天然气增压。由于传输距离长, 所以提出了集中控制的要求, 采取在少量的几个控制中心对压缩机站实行遥测、遥控, 使增压站向无人操作发展。随着长输系统最佳化问题的提出, 还出现了由计算机和微波通讯相结合的程序控制系统。用小型计算机实现多级控制正在不断发展。

长输管线中用于输送流体的主要设备仍然是压缩机和泵, 与前而所介绍的无多大区别。只是它们的驱动设备有所不同。因为长输管线负荷波动较大, 要求原动机能适应高峰功率的特性, 工艺上往往要求最充分发挥管线的输送能力, 又要求原动机能与大流量情况下的增压设备相匹配。那么燃气轮机具有较好的性能, 且其本身体积小, 质量轻, 结构紧凑, 启动快, 造价较低, 能直接从输送液体中获得燃料, 并做到少用水或不用水, 使增压站简化。

9.7.2 传热设备的控制

9.7.2.1 概述

在化工生产中, 许多单元操作, 如蒸馏、干燥、蒸发、结晶等需要根据具体的工艺要求, 对物料进行加热或冷却, 来维持一定的温度; 对于化学反应器来讲, 为了使反应能达到预定要求, 更需要严格控制一定的反应温度, 这亦得靠冷却或加热才能实现。因此, 传热过程是化工生产过程中极其重要的组成部分, 对传热设备的控制就显得十分重要。

在化工生产中, 冷热流体进行热量交换的形式有两大类: 一类是无相变情况下的加热或冷却; 另一类是有相变情况下的加热或冷却 (即蒸汽冷凝给热或液体汽化吸热)。热量的传递方式有热传导、对流给热和热辐射三种, 而实际的传热过程很少是以一种方式单独进行的, 而是由三种方式综合而成。

工业上用以实现换热目的的设备通称传热设备, 其种类很多, 这里仅对化工中普遍采用的传热设备作一些介绍。

9.7.2.2 加热炉的控制

在生产过程中有各式各样的加热炉, 在炼油化工生产中常见的加热炉是管式加热炉。其形式可分为箱

式、立式和圆筒炉三大类。对于加热炉，工艺介质受热升温或同时进行气化，其温度的高低会直接影响后一工序的操作工况和产品质量，同时当炉子温度过高时会使物料在加热炉内分解，甚至造成结焦，而烧坏炉管。加热炉的平稳操作可以延长炉管使用寿命，因此加热炉出口温度必须严加控制。

加热炉控制系统的主要作用是：维持对物料热传递的效率；维持一可以控制的燃料燃烧效率，保证加热炉操作的安全。

加热炉的最主要控制指标是工艺介质的出口温度，此温度是调节系统的被调参数，而调节参数是燃料油或燃料气的流量。对不少加热炉来说，温度控制指标要求相当严格，例如允许波动范围为 $\pm(1\sim2)^{\circ}\text{C}$ 。影响炉出口温度的干扰因素有工艺介质进料的流量、温度、组分，燃料方面有燃料油（或气）的压力、成分（或热值），燃料油的雾化情况，空气过量情况，燃烧嘴的阻力，烟囱抽力等等。在这些干扰因素中有的是可控的，有的是不可控的。为了保证炉出口温度稳定，对干扰因素应采取的措施。

加热炉的控制方案有以下几种。

(1) 温度单参数控制

根据加热炉物料出口温度直接调节燃料量，如图 9.19 所示。在这种情况下，由于传热及测温元件的滞后较大，当燃料油（气）的压力和热值稍有波动时，就会引起加热物料出口温度显著变化。对于加热物料温度要求不高，而且燃料总管压力比较稳定的情况，可采用温度单参数控制，这种方案应用很广泛。

(2) 加热炉物料出口温度-炉膛温度串级控制

在影响加热炉物料出口温度的干扰因素中，除进料流量、进料温度和进料组分外，其他干扰因素都最后反映在炉膛温度上，而加热物料出口温度由于热传递滞后，反应较炉膛温度慢得多。当采用加热物料出口温度与炉膛温度串级控制后，由于副回路炉膛温度的超前作用，可以克服加热物料出口温度的滞后。当干扰反映到炉膛温度时，就提前起调节作用，这将显著改善调节质量。这种方案成功地应用在双斜顶方箱管式加热炉。对于其他形式的加热炉，必须找出反应快而又能代表炉膛情况的测温点。如图 9.20 所示。

(3) 加热物料出口温度-燃料油（气）流量率级控制

燃料总管压力波动是引起加热炉物料出口温度波动的主要干扰因素。为了克服这一干扰的影响，可采用物料出口温度与燃料油（气）流量串级控制，如图 9.21 所示。这样的控制系统可以提前感受到燃料油（气）压力的干扰信号，及时进行调整，可提高调节质量。以燃料油（气）流量作为副回路的优点在于可以了解燃料油（气）的消耗量，有利于试验和核算。

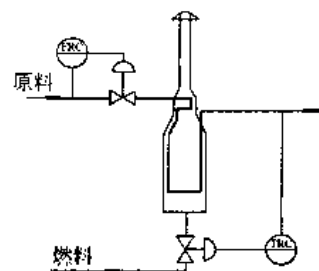


图 9.19 加热炉出口温度单参数控制

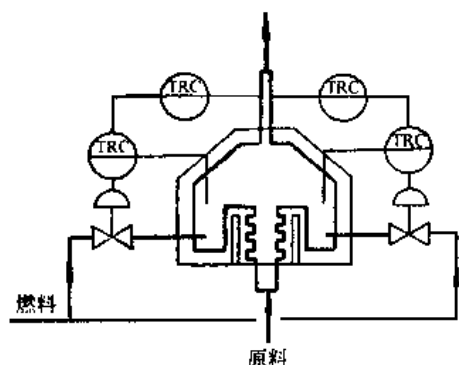


图 9.20 加热炉出口温度与炉膛温度串级控制

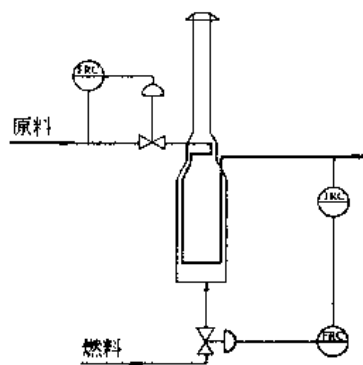


图 9.21 加热炉出口温度与燃料流量串级控制

(4) 加热炉进料的流量控制

如果原料在加热炉中不气化、分解，通过炉管的压力降仅稍微受出口温度的影响，在这种情况下可以不装流量调节器。如果是多路进料，此时应注意使进料总管分支和炉管排列要对称。

如果原料在加热炉中气化或分解，则其通过炉管的压力降随物料气化百分比和分解深度而变化。在这种情况下，必须安装流量调节器。此时，调节阀的压力降应不小于加热炉压力降的 50%。在多路进料的情况下，每路均应安装流量调节器或流量记录仪。

(5) 加热炉燃料系统的自动控制

燃料油压力、粘度和重度的变化，直接影响加热物料出口温度。为此，燃料油泵应选用离心泵、齿轮泵

或螺杆泵，而不选用往复泵，以保证压力稳定。燃料油的粘度、重度与油的预热温度有关，为此必须把燃料油预热到一定温度，否则在切换燃料油罐时，会造成粘度和重度的波动。为了保证燃料油压力稳定，燃料油系统应采用连续循环方式。在循环的回路上应安装压力调节器。

在燃料气系统的主管上应安装压力调节器，以保证燃料气压力稳定。

9.7.2.3 蒸发器的控制

蒸发操作是用加热的方法使溶液中部分溶剂汽化并除去，以提高溶液中溶质的浓度，或使溶质析出。所以蒸发操作是使挥发性溶剂与不挥发性溶质分离的一种操作。蒸发广泛应用于制盐、制碱、制糖、食品、医药、造纸及原子能等工业生产中。

工业上蒸发大多属于沸腾蒸发，即溶液中溶剂在沸点时汽化，在汽化过程中溶液呈沸腾状态，汽化不仅在溶液表面进行，而且几乎在溶液各个部分同时发生汽化现象，它是一个剧烈的传热过程。因此蒸发器的对象特性可以作集中参数处理。蒸发器的对象特性也很复杂，是具有纯滞后的多容对象。

对于蒸发器的对象特性，主要研究进料流量、温度、浓度及蒸汽流量等对最终产品浓度的影响，而以进料流量与蒸汽流量为主。在求取对象特性时，除必要的假设条件外，还应根据热量平衡关系、传热速率关系式及物料平衡关系式，列出各个输入参数和输出参数的微分方程式，由于这些微分方程是非线性的，所以要经过线性化处理后，才能获得线性微分方程。

(1) 最终产品浓度的调节

最终产品浓度是蒸发器主要控制工艺指标，影响产品浓度的主要干扰因素有进料流量、温度、浓度，加热蒸汽的压力和流量，蒸发器内的压力，蒸发器的液位，冷凝液的排除，蒸发器内不凝性气体的含量等等。对于这些干扰因素，应采取必要措施，使它们平稳少变，以使产品浓度满足生产要求。

① 浓度调节 根据产品浓度来调节的方案是最直接的，在可能的情况下总是优先考虑。直接测量产品浓度的方法有折光仪、重度法及其他分析仪表。

图 9.22 是用折光仪来测量产品浓度作为被控变量，调节出料流量来实现自动控制。

采用重度法的产品浓度调节如图 9.23 所示。此方法的基本原理是利用固定温度下，产品浓度与重度有对应关系，可以测量一段固定高度的垂直管道中的物料所产生的压差而得。

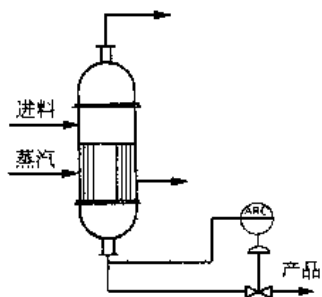


图 9.22 采用折光仪的产品浓度调节

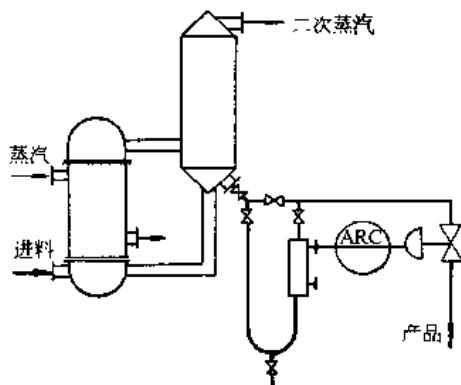


图 9.23 采用重度法测量产品浓度

② 温度调节 在蒸发过程中，当蒸发器内真空度（或压力）基本恒定时，沸点温度与产品浓度之间有一一对应关系，浓度增加，沸点温度上升，反之亦然，所以可用温度调节代替浓度调节。

③ 温差调节 前述用温度调节来代替浓度调节，在某些场合是适用的。但是，当真空度（或压力）变化较大时，因为溶液所处真空度不同，则沸点温度亦不相同，所以无法采用。为了克服真空度变化对测量的影响，可以采用温差法。其基本原理是：根据真空度对溶液的沸点与对水的沸点影响基本一样，即真空度在一定范围内变化时，一定浓度溶液的沸点与水的沸点（饱和水蒸气温度）之差即温差基本不变。因此可以采用上述的温差来反映溶液浓度，以克服真空度变化对测量的影响。

(2) 其他调节回路

为了自动调节蒸发生产工艺过程，使操作平稳地进行，使最终产品浓度获得较好的品质，还必须对其他若干工艺参数进行自动调节，主要有加热蒸汽的调节、蒸发器的液位调节、真空度的调节、冷凝液排除等等。

① 加热蒸汽压力的自动调节 由于加热蒸汽压力波动对产品浓度影响很大，同时还会影响到压力、温度、液位等，所以要对加热蒸汽压力进行调节。

② 蒸发器液位的调节 蒸发器液位的高低影响着蒸发操作的进行, 液位过高, 蒸汽耗量增加, 蒸发时间长, 液位过低, 则结晶或粘度较大的溶液易在加热管上结晶, 或增厚膜层, 影响传热与蒸发效果, 且亦要增加蒸汽的耗量。保持蒸发器液位恒定, 有助于控制蒸发器的传热面, 提高热效率, 维持真空度恒定, 降低蒸汽消耗和物料损失, 提高产品产量和质量, 为此必须对蒸发器液位加以自动调节。

③ 真空度的调节 工业生产上大部分蒸发操作是在减压或真空的条件下进行的, 希望真空度保持稳定。真空度高, 溶液易沸腾, 增加传热温差, 易提高浓度。反之, 真空度过低, 使浓度降低, 某些产品易变色和分解, 影响产品质量。一般生产过程中希望真空度高一些为好, 不加控制。只有真空度有裕量的情况下才可以控制。

④ 冷凝液排出的控制 冷凝排出很重要, 不能畅通排除则影响蒸发器的稳定操作。冷凝液排除可采用蒸汽疏水器, 但往往易将蒸汽排掉, 特别是大型蒸发器, 蒸汽浪费较大, 这时可加一个缓冲罐, 对其液位加以自动调节, 保证液位在缓冲罐的 $\frac{1}{2} - \frac{1}{3}$ 处, 这样可以克服排汽现象, 又能保证冷凝液排除的畅通。

9.7.2.4 热交换器的控制

热交换器是传热设备的一种。温度不同的两种物料在热交换器内相互进行热量交换, 热的物料把热量传给冷的物料, 从而使物料达到所要求的温度值或使物料改变其状态或回收热量以满足工业生产的要求。热交换器的结构形式较多, 通常的形式如图 9.24 所示。

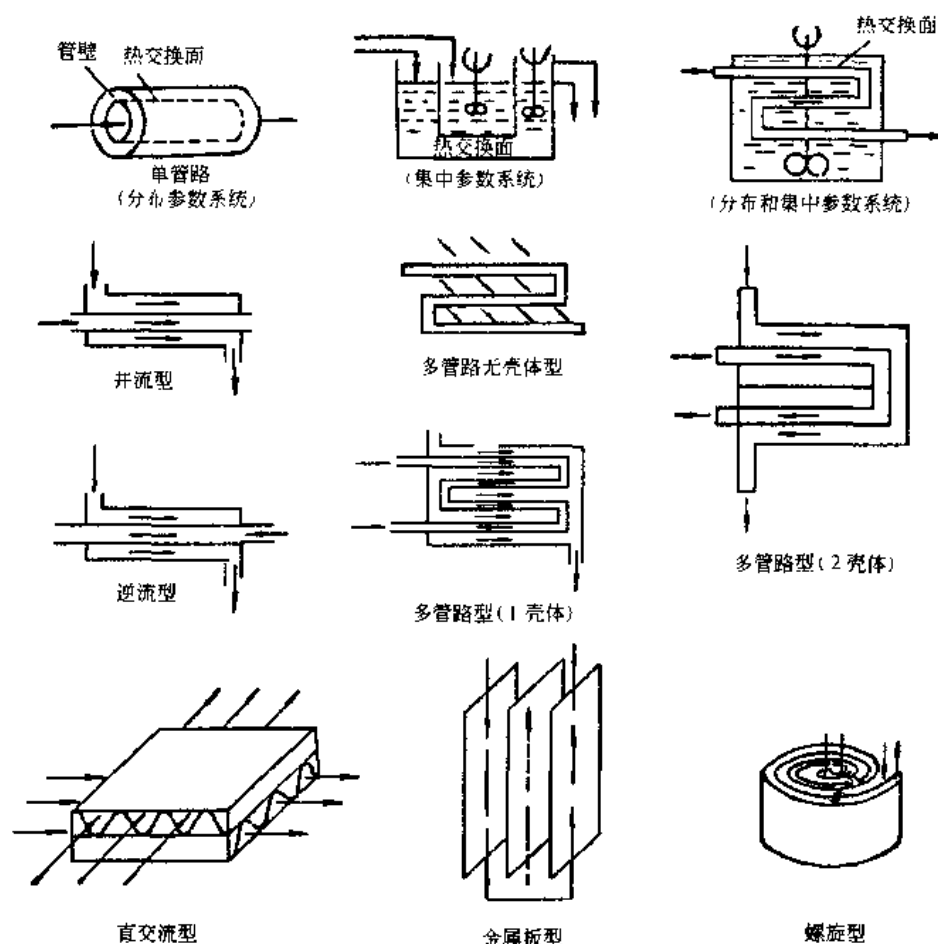


图 9.24 热交换器的结构形式

由于进行换热的目的不同, 被调参数也不同, 在多数情况下, 选取温度作为被调参数。而对于调节器的选型多数采用 PID 调节器。引入微分作用对于时间常数及纯滞后较大的系统或热交换器换热能力可能发生突然变化的情况下是必须的。积分作用用于消除过程的负荷变化引起的温度余差。

因为传热对象是分布参数系统, 可近似看成为具有纯滞后的多容对象, 所以在安装测温元件时需注意安装的位置和方法, 使测量滞后减到最小。如需加保护管, 它将增加滞后, 但多数场合, 基于考虑安全和维修的原因, 不得不采用。此时, 必须尽量消除测温元件与保护管之间的任何气隙。

下面就几种情况分别讨论。

(1) 无相变热交换器的自动调节

按热交换器两侧流体流动方向的区别,可分为逆流、并流和多管路式热交换器三类。属于这类热交换器的有冷却器、预热器、过热器等。

一个热交换器要涉及两种流体,它们的温度分布从入口到出口都是变化的。现在考虑一个一般的情况,假定两种流体之间的传热是在没有相变的情况下进行的,如图 9.25 所示。

和传热有关的一些特性是非线性的。甚至在最有利的条件下,用改变流量的方法进行温度控制,也远不能令人满意。同时也有许多实际上的考虑。流体中可能含有杂质,把它加以节流就有可能导致沉淀物的累积,使传热面受到玷污。此外,改变流量也会通过纯滞后的变化使回路增益改变。如果除了改变流量以外没有别的方法可想,那么就应选择一个具有等百分比特性的调节阀。

对于其温度需严格加以控制的流体,可以把它的一部分从热交换器旁通过去,如图 9.26 所示,它并不改变线性度,但可减少响应时间。

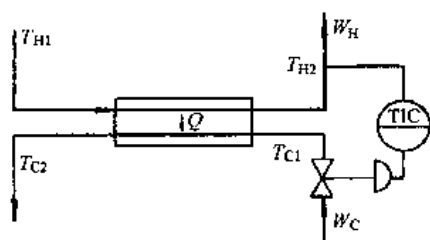


图 9.25 冷热流体在逆流下传热

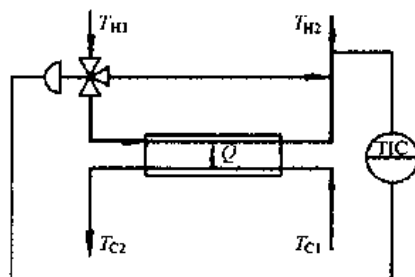


图 9.26 热交换器的旁路控制

旁路有助于动态响应,这是由于冷却剂是保持在大流量下面没有受到节流的缘故,如果用冷却剂流量作为调节量,它是本应加以节流的。此外,采用旁通调节后,从阀位改变到出口温度作出响应,这中间的延迟时间缩短了。

(2) 一侧有相变热交换器的调节

一侧有相变的热交换器有三类:一类是利用热载体冷却时释放的汽化潜热,来加热工艺介质;另一类是利用液化的气体汽化时吸收热量,使工艺介质获得低温;第三类是使用工艺流体或专用热载体加热的再沸器。

① 以热载体冷凝的热交换器的调节方案 多数情况下,调节热载体的流量(常用的热载体是蒸汽),维持被加热介质温度恒定。一种方法是将调节阀装在蒸汽管道上,如图 9.27 所示,这是调节热交换器的传热温差。另一种方法如图 9.28 所示,这是改变热交换器传热面积的一种调节方法。

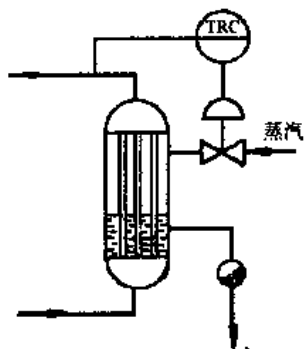


图 9.27 调节传热温差的方案

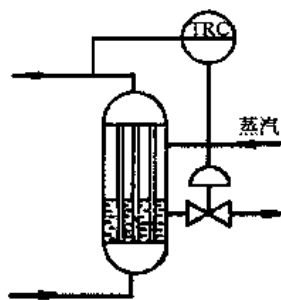


图 9.28 改变传热面积的控制方案

② 以制冷剂气化的冷却器的温度调节 这种冷却器的温度调节也有两种方案,即控制气化温度,亦即控制冷却器的传热温差方法,及控制冷却器的传热面积的方法。

图 9.29 所示为改变传热面积的一种方案。图 9.30 所示为改变传热温差的一种方案。

③ 使用工艺流体或专用热载体的再沸器的调节 在炼油和化工生产中,有时采用高温的工艺流体作再沸器的热载体,有时设置专用的热载体系统,用加热炉将流体升温至需要的温度,然后用泵分别通至各个再沸器、加热器使用。采用这种热载体系统,由于有温度及压力调节系统,所以有温度、压力稳定并易于控制。

等优点。最常用的调节方案是在热载体管线上安装调节阀或三通调节阀。

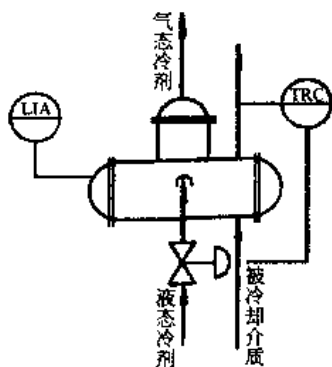


图 9.29 调节传热面积方案

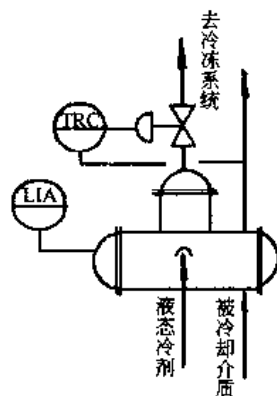


图 9.30 改变传热温差方案

(3) 两侧有相变热交换器的调节

两侧有相变的热交换器有再沸器及用蒸汽加热的蒸发器等。与前面讨论过的一侧有相变热交换器的调节相类似，其调节方法是改变加热蒸汽的冷却温度，即改变传热温差的方法（调节阀装在蒸汽管线上）及改变传热面积方法（调节阀装在冷凝水管道上）。这种方法的控制流程图见图 9.31 和图 9.32。

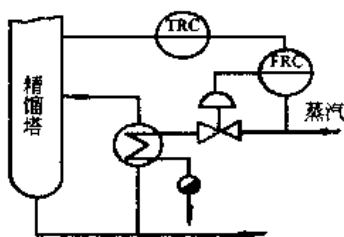


图 9.31 调节阀装在蒸汽管线上

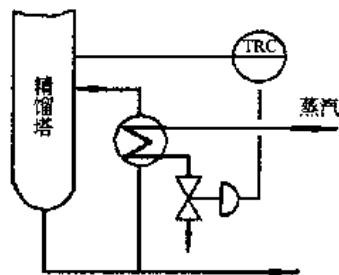


图 9.32 调节阀装在冷凝水管线上

9.7.3 锅炉设备的控制

9.7.3.1 锅炉设备的分类和控制要求

锅炉的分类方法如下：

- 按容量分有大、中、小容量锅炉；
- 按蒸汽参数（压力、温度）分有低压、中压、高压、超高压、亚临界压力和超临界压力锅炉；
- 按使用燃料分有燃煤炉、燃油炉、燃气炉以及混燃锅炉等。
- 按水循环方式分有自然循环锅炉、强制循环锅炉复合循环锅炉、低倍率循环锅炉等。

所有这些锅炉，它们的流程和操作控制有共同之处也各有特点。现在把锅炉运行中一些主要的热工变量的调节系统的具体要求分述如下。

① 锅炉汽包水位的调节 被调参数是汽包水位，调节参数是给水流量，它主要考虑汽包内部的物料平衡，使给水量适应锅炉的蒸发量，维持汽包中水位在工艺允许范围内。维持汽包水位在给定范围内是保证锅炉、汽轮机安全运行的必要条件，是锅炉正常运行的重要指标之一。

② 锅炉燃烧系统的调节 使燃料燃烧所产生的热量适应蒸汽负荷的需要；使燃料量与空气量之间保持一定比值，以保证经济燃烧和锅炉的安全运行；使引风量与送风量相适应，以保持炉膛负压恒定不变。

③ 过热蒸汽系统的调节 维持过热器出口温度在允许范围内，并保证管壁温度不超过允许的工作温度。

本节主要讨论锅炉汽包水位的调节系统和燃烧系统的调节。

9.7.3.2 汽包水位的控制

汽包水位是锅炉运行的主要指标。如果水位过低，则由于汽包内的水量较少，而负荷却很大，水的汽化速度又快，因而汽包内的水量变化速度很快，加不及时调节就会使汽包的水全部汽化，可能导致锅炉烧坏和爆炸；水位过高会影响汽包的汽水分离，产生蒸汽带液现象，使过热器管壁结垢导致损坏，同时过热蒸汽温度急剧下降，该蒸汽作为汽轮机动力，将会损坏汽轮机叶片，影响运行的安全与经济性。水位过高过低的后

果极为严重,所以汽包水位很重要,必须加以严格控制。

(1) 单冲量液位调节系统

单冲量液位调节系统如图 9.33 所示,它是汽包液位自动控制中最简单、最基本的一种形式。这里指的单冲量即汽包液位。这种调节系统是典型的单回路调节系统。

该系统结构简单、投资少、容易实现,对于小型、低压锅炉,由于蒸汽负荷较平稳,汽包相对容积大,用户对蒸汽质量要求不十分严格,采用单冲量调节系统已能满足生产要求。但它不能克服“虚假液位”的影响,而且由于没有给水流量信号的反馈,所以给水流量波动较大。

(2) 双冲量液位调节系统

在单冲量液位调节的基础上,引进蒸汽流量作为前馈信号,构成如图 9.34 所示的双冲量液位调节系统。这种调节系统的特点是:引入蒸汽流量前馈信号可以消除“虚假液位”对调节的不良影响,当蒸汽量变化时,就有一个使给水量与蒸汽量同方向变化的信号,可以减小或抵消由于“虚假液位”而使给水量往蒸汽量相反方向变化的误动作,使调节阀一开始就向正确方向移动,因而大大减小了给水量和液位的波动,缩短了过渡过程的时间。另一方面,引入蒸汽流量前馈信号,能够改善调节系统的静特性,提高调节质量。

双冲量调节系统由于有以上特点,所以能在负荷变化较频繁的工况下比较好地完成液位控制任务。在给水压力比较平稳时,对小型低压锅炉采用双冲量调节不仅能提高控制质量,而且增加投资不多。

双冲量调节系统存在的问题是:调节作用不能及时反映给水侧的扰动,当给水量扰动时,控制系统等于单冲量控制。因此,如果给水母管压力经常有波动,给水调节阀前后压差不易保持正常时,不宜采用双冲量调节。

(3) 三冲量液位调节系统

大型锅炉都向大容量高参数的方向发展,一般讲锅炉容量越大,汽包的相对容水量就越小,允许波动的蓄水量就更少。如果给水中断,可能在 1min 内就会发生危险水位;如仅是给水量与蒸发量不相适应,在几分钟内也将发生缺水或满水事故。这样对水位控制要求就更高了。

锅炉给水量在运行中受到其他因素的影响会有变化,当几台锅炉并列运行时,还可能发生几台锅炉的液位调节互相干扰的现象。针对上述情况,为了把液位控制平稳,在双冲量液位调节基础上引入了给水流量信号,由液位、蒸汽流量和给水流量组成了三冲量汽包水位调节系统,如图 9.35 所示。

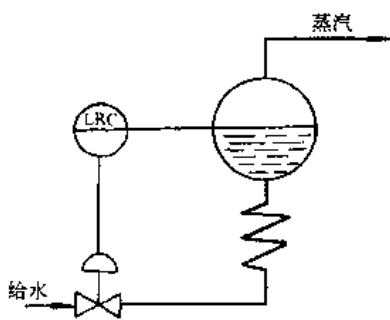


图 9.33 单冲量液位调节系统

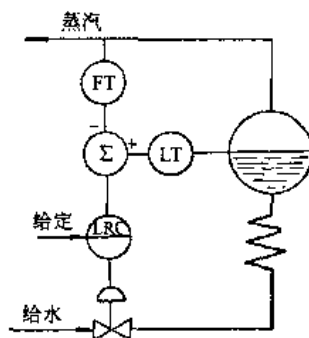


图 9.34 双冲量液位调节系统

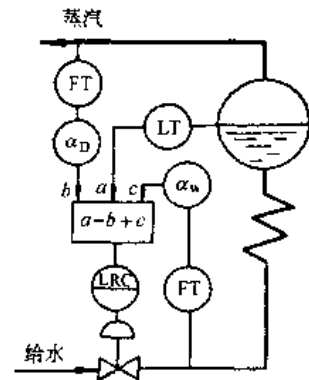


图 9.35 三冲量调节系统

由于三冲量调节系统抗干扰能力强,引入流量反馈信号后使调节品质比单冲量、双冲量调节要好,因此大、中型高、中压锅炉都需要采用三冲量给水调节系统。

9.7.3.3 燃烧过程的控制

燃烧过程自动调节系统与燃料种类、燃烧设备和锅炉形式等有密切的关系。这里主要讨论燃油锅炉的燃烧过程调节系统。

燃烧过程调节任务相当多,最主要的是使锅炉出口蒸汽压力稳定。因此,当负荷受干扰而变化时,通过调节燃料量使之稳定。其次,应该保持燃料燃烧良好,即不要因空气不足而使烟囱冒黑烟,也不要因空气量过多而增加热量损失。因此在增加燃料时,空气量应先加大,在减少燃料时,空气量也要减少。总之燃料量与空气量应保持一定比值,或者烟道气中氧含量应保持一定的数值。再次,应该使排烟量与空气量相配合,以保持炉膛负压不变。如果负压太小,甚至为正,则炉膛内热烟气往外冒出,影响设备和工作人员的安全。反之负压太大,会使大量冷空气漏进炉内,从而使热量损失增加,降低燃烧效率。一般炉膛负压应该维持在 -20Pa ($-2\text{mmH}_2\text{O}$) 左右。另外还需加强安全措施,例如烧嘴背压太高时,可能使燃料流速过高而脱火,

烧嘴背压太低又可能回火，这些都应该设法防止。

(1) 蒸汽压力调节和燃料与空气比值调节系统

蒸汽压力对象的主要干扰是燃料量的波动与蒸汽负荷的变化。当燃料流量及蒸汽负荷波动较小时，可以采用蒸汽压力来调节燃料量的单回路调节系统。而当燃料流量波动较大时，可以采用蒸汽压力对燃料流量的串级调节系统。

燃料流量是随蒸汽负荷而变化的，所以作为主流量，与空气组成单闭环比值调节系统，以使燃料与空气保持一定比例，获得良好燃烧。为了保证经济燃烧，亦有以烟道气中氧含量来校正燃料流量与空气流量的比值，组成变比值调节系统。

图 9.36 所示是燃烧过程调节系统一例。从图中可以清楚看出有四个调节系统：

- ① 蒸汽出口压力对燃料流量的串级调节系统（正常工况）；
- ② 燃料流量与空气流量的单闭环比值调节系统（正常工况）；
- ③ 空气量过少时自动减少燃料量的选择性调节系统；
- ④ 蒸汽出口压力降低时自动加大空气量的前馈选择性调节系统。

(2) 炉膛负压调节与有关安全保护系统

在此我们以图 9.37 所示的燃烧过程调节系统为一例，来说明炉膛负压调节与有关安全保护系统。图 9.37 中包括下列系统：

- ① 蒸汽压力调节系统，P1 依据蒸汽压力来调节燃料量；
- ② 炉膛负压调节系统，一般情况下可以根据炉膛负压来调节烟道的翻板阀，以达到炉膛负压稳定，这里设计一个前馈（蒸汽压力调节器的输出，反映燃料量亦即空气量）与炉膛负压反馈调节的复合调节系统；
- ③ 如果燃料调节阀后压力过高，可能会有脱火的危险，由过压调节器 P2 通过低选器 LS 来控制燃料调节阀，以防止脱火；
- ④ 如果燃料调节阀后压力过低，可能会有回火的危险，由 PAL 系统带动联锁装置，将燃料调节阀上游阀截断。

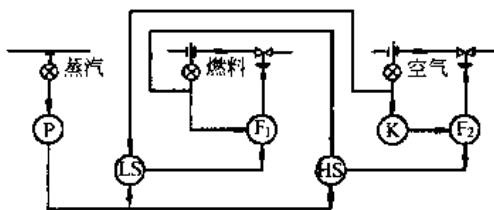


图 9.36 锅炉燃烧过程调节系统一例

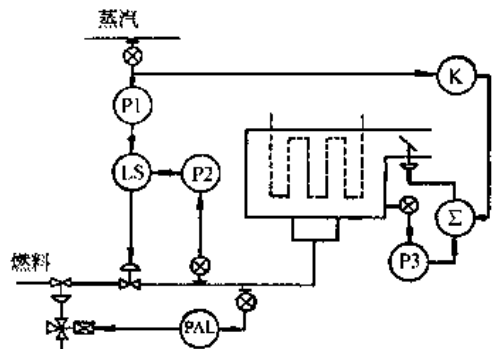


图 9.37 锅炉燃烧过程调节系统又一例

9.7.4 化学反应器的控制

9.7.4.1 概述

化学反应的作用是使几种物料经过化学变化生成一种或多种产品。化学反应器自动控制的基本要求，是使化学反应能在符合预定的条件下自动地进行。

化学反应过程具有下列一些特点：

- ① 化学反应遵循物质守恒和能量守恒定律，因此，反应前后物料应平衡，总的热量也应平衡；
- ② 反应严格地按反应方程式所示的摩尔比例进行；
- ③ 化学反应过程中，除发生化学变化外，还发生相应的物理变化，其中比较重要的有热量和体积的变化；
- ④ 反应需在一定的温度、压力或者催化剂存在等条件下，才能进行。

不少化学反应都是可逆反应。当正向反应速度和逆向反应速度相等时，就存在着一个使反应停滞不前的平衡状态，这个平衡点决定了有多少反应物能转化为生成物，而且也确定了什么样的条件将有利于转化。影响化学平衡的主要因素有浓度、压力、温度、催化剂等等。

由于反应速度是与化学平衡有联系的一个参数，因而影响反应速度的因素与化学平衡相似，有反应物的浓度、生成物的浓度、反应温度、反应压力、催化剂的活性等。因为化学反应都伴随着热量的变化，所以反

应温度对反应速度的影响最大。

9.7.4.2 化学反应器的种类

化学反应器是化工生产中的重要设备之一，它通常是整个生产过程的核心。由于化学反应的种类繁多，所以在此有必要对反应器的大致类型作一基本介绍。

① 按照反应器进出物料的状况，可以分为间歇式与连续式两大类。前者通常应用于生产批量小，反应时间长或在反应的全过程对反应温度有严格不同要求的场合。间歇反应器的控制大多应用时间程序控制方式，亦即设定值按照一个预先制定的时间程序而变化，因此是一个典型的随动控制系统。后者由于有利于连续生产，因而已有相当数量被采用。对于连续反应器来说，为了保持反应的正常进行，希望能控制反应器内的若干关键工艺参数，例如进料流量、反应温度、反应压力等稳定。因此，通常采用定值控制系统。

② 按反应器的结构来分，可以分为釜式、管式、塔式、固定床和流化床等反应器，如图 9.38 所示。它们适用于不同的化学反应，对控制的要求也各不相同。

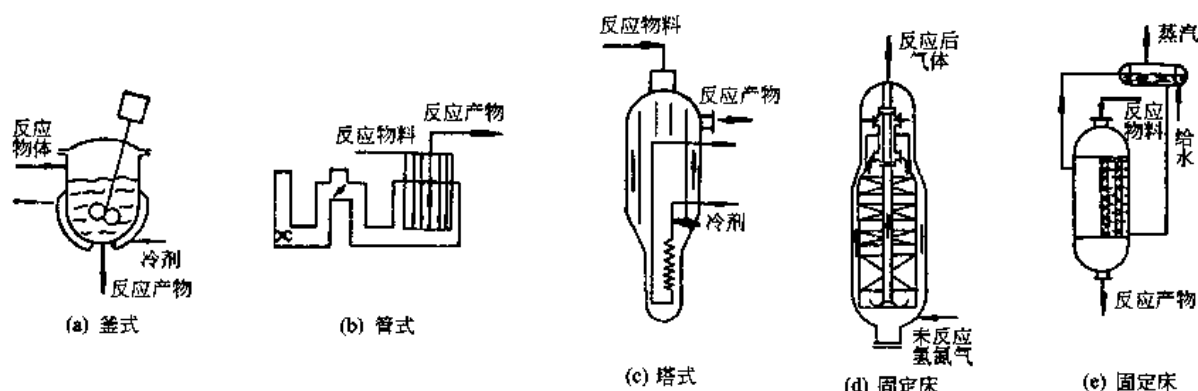


图 9.38 反应器的几种结构形式

为了增加反应物之间的接触，强化反应，在气-固或液-固相反应中，可以将固相悬浮于流体之中，形成如图 9.39 所示的流动床反应器。

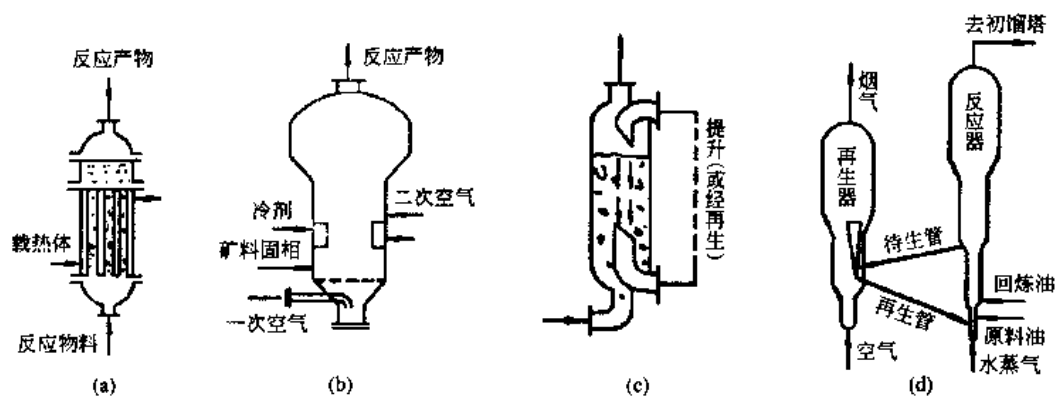
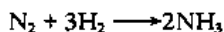


图 9.39 流动床反应器

③ 按物料流程的排列来分，可分为单程与循环两大类。当反应转化率足够高时，可以采用单程的排列方式。亦即物料通过反应器反应后，产物不再循环再次反应，如图 9.40 (a) 所示。这种排列方式能耗较小，例如硫酸生产过程中的二氧化硫转化为三氧化硫的接触反应器就是采用了这种形式：



在反应速度比较慢，平衡常数比较低的情况下，物料一次通过反应器的转化不完善，则必须将反应产物进行分离后，把来反应的物料循环，与新鲜反应物混合后，再行进入反应器反应，这就是循环型的流程，如图 9.40 (b) 所示。在合成氨生产过程中，氮与氢的合成反应就属于这种类型：



循环型的反应器中除了反应物的循环外，有时也有溶剂（有利于反应的进行）的循环，以及为了防止反应过分剧烈而在进料中加入部分反应产物等多种形式。因此对于制订循环型反应器的控制方案，对物料平衡应做相应的考虑。

9.7.4.3 化学反应器的一般控制方案

化学反应是化工生产中一个比较复杂的单元,由于反应的种类繁多,只从反应物料来说,就有可能是气体、液体或固体,它们的特性差异甚远,反应的条件——温度、压力,催化剂也各不相同,反应的速度有快有慢,有的反应吸热,有的反应放热。因而与此相应的就出现了各种类型的反应器,自然对这些反应器的控制方案也就不可能是相同的。但对各种类型反应器的控制方案进行归纳分析,还是可以找到反应器控制方案设计中一些共同的原则,大致如下。

(1) 选择一个合适的控制指标保证反应器的正常运行

要控制各类化学反应的进行,自然会想到选用反应的转化率或产品的成分作为直接控制指标。但当前常常找不到这样反应灵敏、分析可靠的分析器,因而在大多数情况下都是用反应温度作为间接被控变量。因为控制住了反应温度,不但控制住了反应速度,而且能保持反应的热平衡,还可以避免催化剂在高温下老化及烧坏,因而反应温度一般都是反应器最重要的控制变量。

① 聚合釜反应温度的控制 图 9.41 是单回路的温度调节系统,通过控制冷却介质的流量变化,稳定反应温度。冷却介质流量相对较小,釜温与冷却介质温度差比较大,当内部温度不均匀时,易造成局部过热或局部过冷。

上述温度控制系统滞后时间大,对反应温度控制质量有很大影响,为了提高控制质量,可以采用图 9.42 所示串级调节系统。也可以选用夹套温度或压力作为副被控变量。

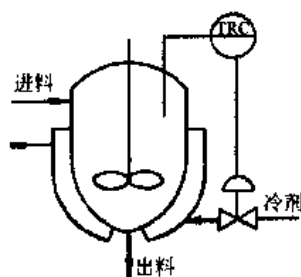


图 9.41 单回路温度控制

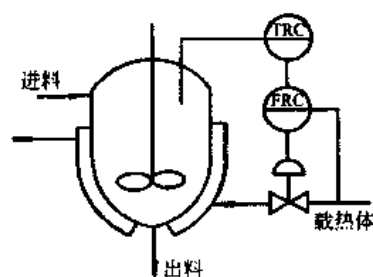


图 9.42 反应器的串级控制方案

② 固定床反应器的温度分段控制 图 9.43 所示的是固定床反应器温度分段控制,根据反应器各段反应温度的要求,分别进行冷却剂量的调节,实现温度分段控制。

图 9.43 为合成氨装置中合成塔反应温度的分段控制,它采用调节未反应的冷气体的加入量的方法来控

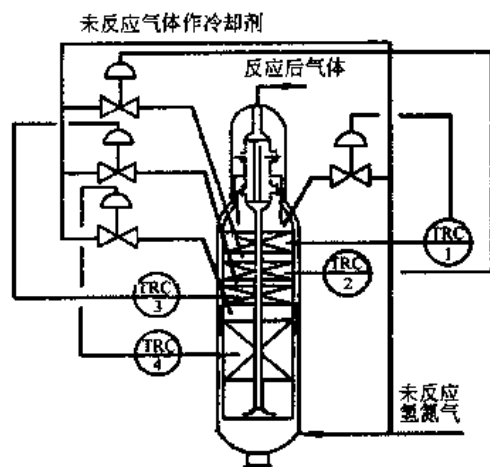


图 9.43 氨合成塔反应温度的分段控制

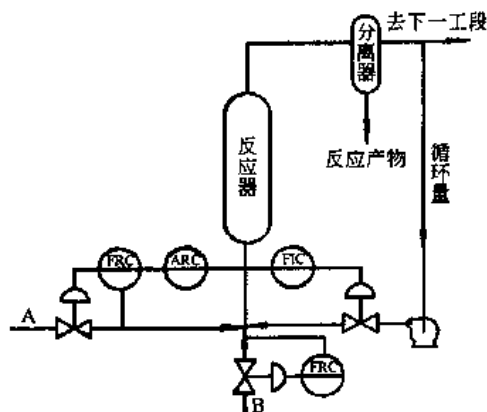


图 9.44 物料有循环时控制方案

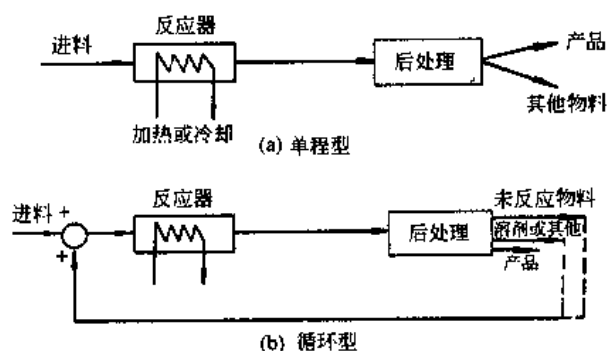


图 9.40 单程和循环型反应系统流程图

制各段温度, 因为反应温度还比较容易稳定, 所以图中温度控制方案也可改为手动遥控。

(2) 物料平衡的控制

为了使反应器的操作能够正常进行, 必须使反应器系统运行过程中保持物料平衡。反应器的进料一般都设有流量控制, 这样除了能保持物料平衡外还能保持反应所需的停留时间, 并使反应器负荷稳定。若要保持反应在最佳条件下进行, 反应物的流量有的还需设置比值控制, 有的对出料量也加以控制, 以保持反应压力恒定。为了防止惰性气体的积聚, 还需要定时地排放, 以保证反应的正常进行。

(3) 物料有循环时的控制方案

当反应转化率低、平衡率低、反应物料必须循环时, 要获得进入反应器的各物料的比值关系, 就不能简单地用新鲜物料的流量比值控制, 这是因为循环物料的存在, 使进入反应器的总混合物中的各组分比值并不等于新鲜物料的比值, 因此要采用如图 9.44 所示的控制方案。进口总物料量恒定由循环量来保证。B 物料采用自身流量稳定调节, 反应器进口物料的配比由分析器分析组分 A 的含量后, 调节 A 的流量来保证, 这样既控制了总的进入物料量, 又保证了反应器进口处组分 A 和 B 的比例。

如果循环物料不允许控制, 可改为进口总流量恒定由调节物料 B 保证, 组分由物料 A 的量调节保证。

9.7.5 精馏塔的控制

9.7.5.1 概述

精馏是应用极为广泛的传质过程, 其目的是将混合液中各组分进行分离, 使之达到规定的纯度。精馏过程多用于半成品或产品的分离和精制, 是生产上的重要环节。

因为精馏塔是一个多参数输入和输出对象, 它的通道很多, 动态响应缓慢, 内在机理复杂, 参数间相互关联, 而控制要求又大多较高, 这些都给自动调节带来一定困难。同时, 各塔的工艺结构特点又是千差万别的, 因此, 在制定控制方案时, 必须深入分析工艺特性, 总结实践经验, 结合具体情况, 抓住主要矛盾。

一个精馏塔的控制系统有四个基本目标。

① 使塔的产品质量符合规定要求。在馏出液和塔底液中, 对纯度的要求一般总有主次之分, 两者的经济价值也不一样。对主要产品, 应保证质量合格, 纯度达到或超过规定要求。对另一出料, 纯度也应保证在一定幅度之内, 使产品损失不超过规定。

② 保持整个塔的物料和热量平衡, 以使塔的操作达到稳定。

③ 塔的整体操作应符合约束条件。例如塔内汽液两相流速既不能过高, 引起液泛; 又不能过低, 引起塔板效率大幅度下降。最好是操作在接近液泛点附近。再沸器的加热温差不能大到超过“临界”温度。

④ 达到上述目标的同时, 在经济上要有效。这就意味着获得最大产品回收率和最小的能量消耗, 即塔的优化操作目标。

9.7.5.2 精馏塔的控制变量分析

① 被控变量 从上述精馏过程要达到目标来看, 应该控制的变量主要有五个, 即塔顶产品浓度、塔底产品浓度、塔内压力、贮罐液位和塔底液位。

塔顶和塔底产品浓度是反映产品质量的变量, 控制它们是为了达到上述的第一个目标, 即产品符合规定。成分控制可以是直接的, 即对产品物流进行在线分析测量。例如, 采用在线工业色谱仪作为检测手段, 构成成分作为被控变量的闭环控制回路。成分控制也可以是间接的, 即利用可代表产品成分的物性, 例如折射率、密度、蒸汽压、冰点等, 而最常用的是塔板的(平衡)温度。

控制其他三个被控变量: 压力、贮罐液位和塔底液位, 是为了达到上述的第三个目标, 即保持塔的平稳操作。控制贮罐液位和塔底液位恒定可避免物料的积累, 使整个塔的操作保持物料平衡。控制塔内压力恒定可避免蒸汽的积累, 使整个塔的热量保持平衡。

一个典型精馏塔的被控变量如图 9.45 所示。

② 调节变量 调节变量是通过改变调节阀开度而对介质进行调节的, 这个介质变量称调节变量。控制系统是通过调节变量来控制被控变量, 通常调节变量是流量。对于一个典型的精馏塔, 调节变量也有五个, 即塔顶馏出液流量 D 、塔底流出量 B 、回流量 L 、冷却量和塔釜加热蒸汽量, 如图 9.45 所示。

③ 干扰变量 在精馏过程控制中, 干扰变量可分为两类: 一类是可控干扰变量, 例如塔的进料流量、进料温度等, 对它们可设置相应的流量和温度控制回路, 使其保持恒定, 也可不加控制; 另一类是不可控干扰变

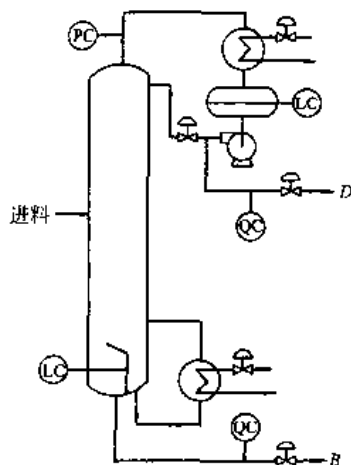


图 9.45 精馏塔被控变量图

统。这也是考虑了维持塔的稳定操作的必要条件,其中尤以塔釜液位和回流罐液位的控制显得更加重要。

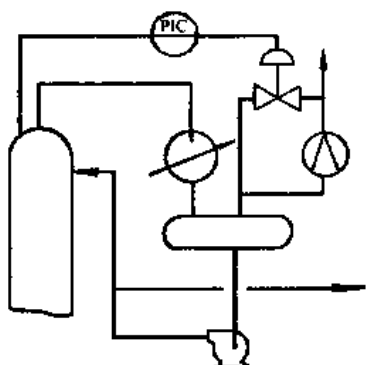


图 9.51 采用电动真空泵的控制方案

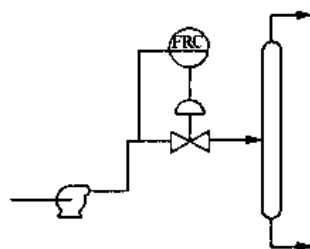


图 9.52 塔进料量控制方案

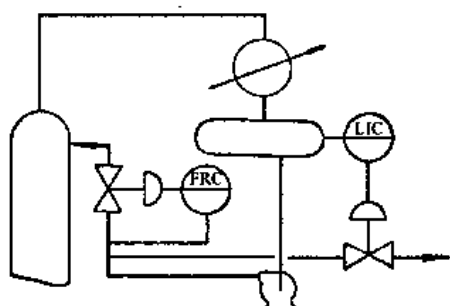


图 9.53 全凝器的回流控制

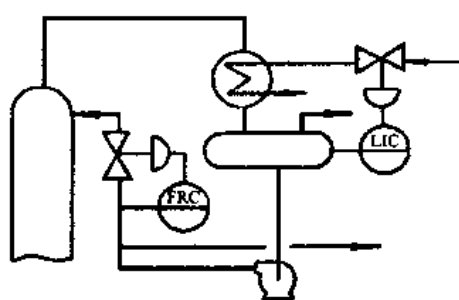
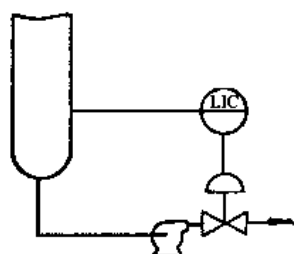
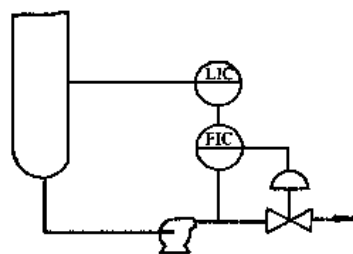


图 9.54 分凝器的回流控制

在实际生产中,为了防止产生釜液抽干或将低层塔板被釜液淹没,破坏再沸器的热循环,影响精馏塔的正常操作,必须对塔釜液进行控制,使它维持在一定范围内变化。常用的控制方案如图 9.55 所示。



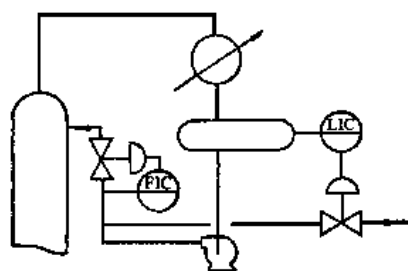
(a) 一般定值控制系统



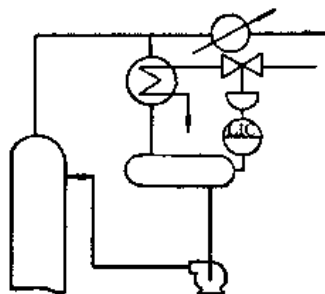
(b) 均匀控制系统

图 9.55 精馏塔的液位控制方案

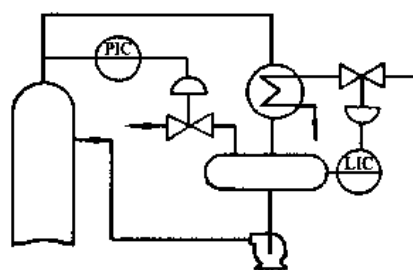
回流罐液位控制的目的是保持塔的回流能连续供给,否则塔的稳定操作被破坏,常用的控制方案如图 9.56 所示。



(a) 全凝器情况



(b) 分凝器情况



(c) 气相采出的情况

图 9.56 精馏塔回流罐液位控制方案

(4) 精馏塔的前馈控制

在精馏塔的控制中，不管是流量控制还是液位控制，大都采用反馈控制，它们对于系统中频繁的干扰，尤其是调节通道传输距离较远、滞后较大的情况，往往满足不了工艺对调节品质的要求。在这种情况下可以采用前馈控制。如图9.57所示。

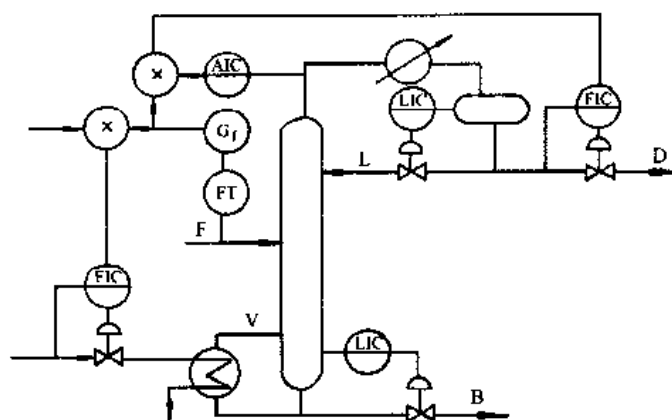


图 9.57 精馏塔反馈-前馈控制方案

假设塔的进料干扰频繁，那么用进料量作为塔顶馏出液和塔釜加热蒸汽量反馈控制系统的前馈信号对它们实施反馈-前馈控制。其目的是要求前馈控制来克服大部分进料干扰对塔操作的影响，余下的小部分干扰由反馈控制作用加以克服，这样就能提高精馏塔操作的稳定性。

参 考 文 献

- 1 厉玉鸣编，化工仪表及自动化，北京：化学工业出版社，1991
- 2 王骥程主编，化工过程控制工程，北京：化学工业出版社，1983
- 3 陆德民主编，石油化工自动控制设计手册，第二版，北京：化学工业出版社，1988
- 4 吴俊生，邵惠鹤编著，精馏设计、操作和控制，北京：中国石化出版社，1997
- 5 吴勤勤主编，电动控制仪表及装置，北京：化学工业出版社，1992
- 6 王常力，罗安主编，集散型控制系统选型与应用，北京：清华大学出版社，1996

第 10 章 化工环境保护

化学工业是工业的前沿，化学工程师的责任之一是监督、帮助化学工业提高环境质量。要将过去化学工业作为公害型产业改变成进行物质全循环利用的生态产业，即化学工业发展要在从生产到应用的全周期中防止公害产生，降低环境负荷，将环境战略与产品经营战略平等对待，将环境功能与经营功能紧密相连，在我国可持续发展的战略指引下，创造出更大的经济效益、环境效益和社会效益。

10.1 化工污染及其污染物

10.1.1 化学工业废水的来源及污染特征

化学工业废水都是在化工生产过程中产生的。不同行业、不同企业、不同原料、不同的生产方式和不同类型的设备、生产管理的好坏、操作水平的高低都对废水的产生数量和污染物的种类及浓度有很大影响。

化工废水主要来源于：化工生产的原料和产品在生产、包装、运输、贮存、堆放的过程中因一部分物料流失又经雨水冲刷而形成的废水；化学反应不完全而产生的废料常以废水形式排放出来；化学反应中的副产物，在某些情况下难以回收而作为废水排放；在高温下进行反应获得的成品或半成品采用直接水冷方式时，则不可避免地排出含有物料的废水；一些特定生产，如焦炭生产的水力割焦、酸洗或碱洗等过程排放的废水；生产车间地面及设备冲洗水因常夹带某些污染物最终形成废水。表 10.1 列出了化工废水中重点污染物的主要来源。

表 10.1 化学工业排放废水中重点污染物的主要来源

重点污染物	来 源	重点污染物	来 源
汞	聚氯乙烯(电石法厂)、汞试剂厂	酚类	合成苯酚生产、合成染料、酚醛树脂厂、农药厂、焦化厂
镉	无机和有机镉生产厂、镉试剂厂	氰化物	焦化厂、煤气生产厂、氰化钠生产厂、化肥(氮肥)厂、有机化工厂
铅	颜料厂、铅盐生产厂	硫化物	硫酸厂、焦化厂、染料厂、有机化工厂、无机盐厂
砷	硫酸生产厂、农药厂	有机磷	农药厂、有机化工厂
铬	铬盐生产厂、铬黄颜料厂	有机氯	农药厂、有机化工厂
酸类	硫酸、盐酸、硝酸、合成染料、农药、塑料生产厂	BOD、COD	染料厂、塑料厂、农药厂、焦化厂、涂料厂、其他有机化工原料厂
氮、铵类	化肥(氮肥)厂、焦化厂		
碱类	氰碱厂、纯碱厂		
氟化物	硫酸厂、氟塑料生产厂、磷肥生产厂、致冷剂厂		

化工废水的污染特点，一是排放量大，二是污染物种类多，三是污染物毒性大，不易生物降解，四是污染范围广。

10.1.2 化学工业主要大气污染物的来源及污染特征

化工生产是多种流程、多种工艺条件和多种设备而构成的千变万化的生产工艺过程。因而其产生的废弃物种类多、成分复杂、数量大，对环境产生严重影响。表 10.2 和表 10.3 列出了化工厂和化学工业中大气污染物的主要来源。表 10.4 则为石油化工厂主要大气污染物来源。化学工业中大气污染物的特点是：有的是剧毒物质，有的是构成对人类有威胁的致癌物质，有的是具有强腐蚀性的，有的是易燃易爆气态物。这些污染物进入大气后造成严重危害。

表 10.2 化工厂主要大气污染物

化工厂	大气主要污染物	化工厂	大气主要污染物
氮肥厂	粉尘、NO ₂ 、CO、NH ₃ 、酸雾	合成厂	丁二烯、苯乙烯、乙烯、异丁烯、丙烯腈、异戊二烯、二氯乙烷、乙硫醇、二氯乙烯、氯化甲烷
磷肥厂	粉尘、氟化物、四氯化硅、硫酸气溶胶	农药厂	As、Hg、Cl ₂ 、农药
硫酸厂	SO ₂ 、NO ₂ 、As、硫酸气溶胶	水晶石厂	HF、SiF ₄
氯碱厂	氯气、HCl 气、HgF ₂ 、CO	染料厂	SO ₂ 、NO _x
化纤厂	烟尘、H ₂ S、NH ₃ 、CO ₂ 、甲醇、丙酮、二氯甲烷		

表 10.3 化学工业中大气污染物的主要来源

污 染 物	来 源	污 染 物	来 源
二氧化硫	硫酸厂、染料厂、石油化工厂、其他以硫酸为原料的化工厂	乙烯、丙烯	石油裂解、聚丙烯厂、石油化工厂
氮氧化物	硝酸厂、染料厂、炸药制造厂、合成纤维厂	氨	合成氨及氮肥厂、石油化工厂
氯气、盐酸	氯碱厂、石油化工厂、农药厂	烷基铅	烷基铅制造厂
氟化氢、四氯化硅、氟化物等	磷肥厂、黄磷生产厂、氟塑料生产厂	氯丁二烯	氯丁橡胶厂
氯化氢	有机玻璃厂、丙烯酸厂	硫化氢、硫醇	石油化工厂(脱硫)
甲醛及其他有机化合物	石油化工厂	溶剂(芳烃、有机化合物)	石油化工厂
		光气	光气及聚氨基甲酸酯生产

表 10.4 石油化工厂主要大气污染物来源

污 染 物	主 要 污 染 源
含硫化合物	加热炉、锅炉、燃烧烟气、裂解气、硫回收尾气、催化再生尾气等
烃类	轻质油品及烃类气体贮运设施、各种烃类氧化尾气、丙烯腈尾气等
氮氧化物	硝酸装置尾气、合成材料生产尾气、锅炉、裂化、催化剂再生烟气、火炬、内燃机、废渣焚烧
粉尘	催化剂制造、尿素粉尘、催化剂再生烟气、白土补充精制出焦操作、裂解炉、焚烧炉
硫化氢	加氢装置、脱硫装置、含硫污水、硫回收尾气
一氧化碳	催化裂化再生器烟气、焚烧炉、锅炉、加热炉
氨	制冷过程、制氮工艺、含硫含氯污水
苯并[a]芘	氧化沥青、焦化、污水处理
臭味	硫回收、脱硫、污水与污泥处理

10.1.3 化学工业固体废弃物的来源及污染特征

化学工业固体废弃物属工业固体废弃物的一种，主要指硫酸烧渣、铬渣、制碱废渣和磷肥工业废渣。

硫酸烧渣是指用硫铁矿(黄铁矿)或含硫尾矿做原料，生产硫酸过程中排出的烧渣(包括少量的粉尘或尘泥)。硫酸烧渣一般来自沸腾焙烧炉及废热锅炉、旋风除尘器、洗涤塔、电除尘器等。

由于硫酸铁来源不同，其烧渣的化学成分也不一样，其主要成分为 Fe、Cu、Pb、Zn 等的氧化物，此外还含有少量硫化物、硫酸盐和铁盐等。全国每年烧渣总排量为 700 万吨，利用率却不到 20%，来利用的渣堆放在渣场，占用农田，污染环境。

铬渣系指化工部门在生产金属铬或铬盐过程中所排出的废渣。根据目前的生产情况，每生产 1t 金属铬约排铬渣 15t；生产 1t 重铬酸盐排出铬渣约 3t。据估计，我国每年排放铬渣十几万吨，累计堆放量约达 250 万吨。

铬渣的危害主要是渣中六价铬引起的。铬渣中六价铬化合物主要是四水铬酸钠、铬酸钙、铬铝酸钙和碱式铬酸盐四种。此外，尚有一部分六价铬包藏在铁铝酸四钙、硅酸二钙固熔体中。渣中的这些六价铬经雨淋溶于水中，进入地表前渗入地下而污染水源和土壤，危害农田，损害人、畜和其他生物。

制碱废渣是在氨碱法生产过程中排出的废渣。每生产 1t 纯碱需排渣(以干基计)约 300~500kg。这些废渣主要来自碳化过滤母液蒸氨过程中排出的蒸馏废液(含固液的悬浊液)。其次来自石灰碳酸铵法精制盐水时产生的一次泥(氢氧化镁)和二次泥(碳酸钙)。其蒸馏废液中约渣相组成主要是氯化钙和氧化钠(每升清液约含 85~100g 氯化钙，50~55g 氯化钠)；固相组成主要是碳酸钙、氢氧化镁、氯化钙、二氧化硅、硫酸钙、铁铬氧化物等。

磷肥工业废渣是指以磷矿和硫酸为原料生产磷酸、速效磷肥和其他磷酸盐工厂排出的石膏。其主要成分是 $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ，还含有少量磷、硅、铁、铬、镁的氧化物和氟化物。每生产 1t 磷酸约排出 4~5t 磷石膏，它不仅占有大量土地，而且污染环境，特别是渣中的磷酸、氟化物对环境危害尤为严重。

10.2 化工废水的治理与控制

10.2.1 化工废水处理原则及方法

化工废水是指化学工业生产过程中产生的废水，其中含有随水流失的化工生产用原料，中间产物、产品以及生产过程中产生的污染物。实践证明，化工废水的有效治理应遵循如下原则：

① 改革生产工艺，尽可能在生产中消除污染源，杜绝有毒有害废水的产生；

- ② 生产过程中采用合理的流程和设备, 实行严格操作和监督, 消除漏逸, 尽量减少流失量;
- ③ 将含有剧毒物质的废水与其他废水分流, 以便于处理及回收有用物质;
- ④ 多做方案比较, 力求经济合理;
- ⑤ 循环用水和综合利用。

废水治理的基本方法按处理方法的原理通常分为物理法、化学法、物理化学法、生物法四大类。而按处理程度要求一般划分为一级处理、二级处理和三级处理(又称深度处理)。物理法常用于废水的一级处理, 主要是分离和回收废水中的悬浮物质。生物法是最常用的二级处理方法, 主要是去除废水中溶解的和胶体的有机污染物质。化学法是利用化学反应来分离或回收废水中的胶体物质、溶解性物质等污染物, 以达到回收有用物质、降低废水中的酸碱度、去除重金属离子、氧化某些有机物等目的。物理化学法是利用相转移过程, 即传质过程来分离废水中溶解性物质, 回收有用成分, 是一种深度处理方法。

废水治理方法见表 10.5。

表 10.5 废水处理方法一览表

方法名称		主要设备	处理对象
分离原理	澄清法	沉淀池, 隔油池 混凝池和沉淀池, 澄清池 浮选(气浮)池	悬浮物 悬浮物, 胶状物 悬浮物, 胶状物
	离心法	离心机; 旋液分离器	悬浮物
	过滤法	滤筛; 滤池; 滤机	悬浮物
	化学沉淀法	反应池和沉淀池	某些溶解物
	吸附法	反应池和沉淀池, 滤池	某些溶解物, 胶状物
转化原理	离子交换法	滤池	某些溶解物
	膜析法	扩散渗析法 电渗析法 反渗透法 超过滤法	某些溶解物 某些溶解物 某些溶解物 悬浮物, 胶状物
	电解法	电解槽	某些溶解物
	结晶法	蒸发器和结晶器	某些溶解物
	萃取法	萃取器和分离器	某些溶解物
转化原理	生物法	精馏法	某些溶解物
	化学法	生物滤池和沉淀池	某些溶解物
	生物膜法	曝气池和沉淀池	有机物, 硫、氰等无机物
转化原理	活性污泥法	消化池	有机物
	厌氧生物处理法		有机物

10.2.2 废水的物理治理方法

物理治理方法主要用于分离废水中的悬浮性物质, 一方面可从废水中回收有用物质, 另一方面也使废水得到了一级治理。常用的物理治理方法有重力分离法、过滤法、离心分离法、上浮法及蒸发结晶法。

(1) 重力分离法

重力分离法是使废水中的悬浮性物质在重力作用下与水分离的过程。当悬浮物的相对密度大于 1 时, 就在水中下沉, 在沉淀过程中, 悬浮物颗粒形状大小不变时为自由沉淀; 若悬浮物的颗粒形状大小不断地增大, 则称之为絮凝沉淀。当悬浮物相对密度小于 1 时就上浮, 称之为自然上浮。

① 沉降法 沉淀分离极为重要, 而且广泛应用, 几乎在任何废水处理过程中都不可缺少, 有时甚至多次重复使用。在沉淀过程中, 根据悬浮液中固体物的特性, 通常分为自由沉淀、絮凝或混凝沉淀、成层(浅层)或拥挤(集团)沉淀、压缩沉淀四种类型。对于不同的工业废水, 在不同的处理阶段中, 上述四种沉淀现象都有发生。

沉淀分离所采用的设备主要是沉淀池, 其工作原理是让废水在池中缓慢地流动, 使悬浮物在重力作用下沉降。根据其功能和结构的不同, 可以建造出不同类型的沉淀池。在工业废水净化处理中, 常用的沉淀池有以下几种。

a. 平流式沉淀池: 平流式沉淀池为平面矩形, 废水从池首流入, 水平流过池身, 从池尾流出。池首底部设有贮流斗, 集中排除刮泥设备刮下的污泥。刮泥设备有链带刮泥机、桥式行车刮泥机等。

b. 竖流式沉淀池：竖流式沉淀池的平面一般是圆形或正方形，废水由中心筒底部配入，均匀上升，由顶部周边排出。池底锥体为贮泥斗，污泥靠水静压力排除。

c. 辐射流沉淀池：辐射流沉淀池的平面一般呈圆形，废水由中心管配入，均匀向四周辐流，澄清水入池边排出。但也有周边进水，中心排出的。一般采用机械设备（刮泥机）排泥。

d. 斜管（斜板）沉淀池：沉淀池澄清区设置有平行的斜管（斜板），以提高沉淀池的处理能力。

各种沉淀池的设计参数如表 10.6 所示。

表 10.6 沉淀池的设计参数

型 式	平 流 式	辐 流 式	竖 流 式	备 注
表面负荷, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	30~45	≥ 45	25~30	城市污水
	14~22	14~22	20~25	混凝沉淀
	22~45	22~45		石灰软化
	20~24	20~24	20~24	活性污泥
停留时间, h	1.5~2.0	1.5~2.0	1.5~2.0	城市污水处理
	2~4	2~4		给水处理
堰顶溢流量, $\text{m}^3/(\text{m} \cdot \text{d})$	300~450	< 300	100~130	污水初沉池
	100~150	100		絮凝物
悬浮物去除效率	40%~65%	50%~65%	60%~65%	城市污水
	污泥 3%~7%	污泥 3%~6.5%	污泥 3%~4%	

② 上浮与气浮法 在处理含油和低密度固体的废水时，常利用密度差的特性，以上浮或气浮法分离废水中的低密度的固体或油类液态颗粒的污染物。此法可除去 $60\mu\text{m}$ 的油粒及大部分固体颗粒污染物。

气浮法就是在悬浊液的废水中，通入细小而均匀的气泡，使难沉降的固体颗粒或细小的油粒等乳状物粘附上许多气泡，成为一种絮凝体，借气泡上浮之力带到水面上来，形成浮渣或浮油而被排除。气浮法分为鼓气气浮、加压气浮和电解气浮三种。

对于含油类的工业废水，常先采用隔油池去除可浮油，再采用气浮法除去乳化油，然后根据需要再采取其他处理方法，使其进一步净化。

隔油池的型式较多，主要有平流式隔油池（API）、平行板式隔油池（PPI）和波纹斜板隔油池（CPI）。这三种隔油池的性能比较见表 10.7。

表 10.7 API、PPI、CPI 隔油池特性比较表

项 目	API 式	PPI 式	CPI 式
除油效率	60%~70%	70%~80%	70%~80%
占地面积（处理量相同时）	1	1/2	$1/3 \sim 1/4$
可能除去最小油滴粒径, μm	100~150	60	60
最小油滴的浮上速度, mm/s	0.9	0.2	0.2
分离油的除去方式	刮板及集油管集油	利用压差自动流入管内	集油管集油
泥渣除去方式	刮泥机将泥渣集中到泥渣坑	用移动式的吸泥软管或刮泥设备排除	重力排泥
平行板的清洗	没有	定期清洗	定期清洗
防火防臭措施	浮油与大气相通，有着火危险，臭气散发	表面为清水，不易着火，臭气也不多	多为聚胺酯类，有着火危险，臭气比较少
附属设备	刮油刮泥机	卷扬机，清洗设备及装平行板用的单轨吊车	没有
基建费	低	高	较低

加压气浮是用得较多的一种气浮法，按加压情况又分为部分废水加压、全部废水加压和部分回流水加压三种工艺。目前国内采用较多的为部分加压气浮工艺。加压气浮装置由加压水泵、空气压缩机、溶气罐、溶气释放器和气浮池等组成。

(2) 离心分离法

离心分离法是利用离心力的作用将悬浮性污染物从废水中分离除去的一种水处理方法。离心分离设备按离心力产生的方式不同，分离心机和水力旋流器两种。离心机又分常速离心机和高速离心机两种。当分离颗粒因素（离心力与重力的比值） $\alpha < 3000$ 时为常速离心机，主要用于分离颗粒不大的悬浮物。当分离因素 α

>3000 时为高速离心机,主要用于分离乳状液和细粒悬浮液。

离心机由内外两个转鼓及外壳组成,同向旋转。外转鼓由一圆柱体与圆锥体组成,废水进入离心机的内转鼓,通过孔眼进入外转鼓。悬浮物在离心力场内被抛向鼓壁,外转鼓小端形成干燥区,大端形成沉降区。紧贴在外转鼓鼓壁的悬浮物,借助于螺旋的推力,从转鼓的小端排出,水则从转鼓的大端溢出。

水力旋流器又称旋液分离器,有压力式和重力式二种。旋流器设备固定不动,废水靠水泵的压力或重力(靠进出水的水头差)由切线方向进入设备造成旋转运动而产生的离心力。废水切向进入圆筒,沿器壁下旋。较大的固体颗粒被甩向器壁,随水下滑至底部排泥管排出。澄清水通过中心溢流管至分离器顶部,由排水管排出器外。

(3) 过滤分离法

过滤法也是一种分离废水中悬浮污染物颗粒的方法,其基本工作原理是将废水通过一层带孔眼的过滤装置或介质,大于孔眼尺寸的悬浮物颗粒物质被截留在介质的表面,从而使废水得到净化。常用的过滤介质有颗粒状材料和多孔性介质。

① 格栅 格栅为一组平行的矩形栅条,用以截阻渠道或泵站集水池进口处废水中粗大的固体物质,防止堵塞水泵或管渠,格栅栅条间距则随废水类型与水泵型号不同而异。

② 筛网 筛网过滤装置的网眼直径小于 5mm,适用于去除废水中不能被格栅截留、难于用沉淀法处理的细小悬浮物。过滤装置有转盘式、转鼓式。

③ 布滤 用帆布、尼龙布或毡布等作为过滤介质,以去除废水中的细小悬浮物或进行污泥脱水。常用的布滤设备有真空过滤机和板框压滤机等。

④ 柱状介质过滤 根据使用的目的不同,可以采用不同形式的单层、双层或多层滤料的滤池。一般以卵石作垫层,采用粒径 0.5~1.2mm、滤料层厚度 1.0~1.3m 的粒状介质为滤料,用于过滤细小的悬浮物或乳化油。根据进水方式,过滤设备有重力式滤池和压力式滤池。重力式滤池由进水道、洗砂排水槽、滤层、承托层及配水系统组成。压力滤池为一密闭的过滤钢罐,是在压力下进行工作的。

(4) 膜分离

膜分离利用特殊的半透膜分离去除废水中的离子和分子。

① 反渗透与超滤 反渗透与超滤,都是以一定的压力为推动力,把水溶液中的水分离出来,同时分离或截留溶液中的细小微粒或悬浮性物质的膜法分离技术。过滤时,主要依靠一种半透膜在起作用。两者的区别在于,超滤所用的薄膜(超滤膜)较疏松,透水量大,用以分离大分子溶质及细小的悬浮物,所需工作压力低(0.669~0.98MPa);反渗透所用的薄膜(反渗透膜)更为致密,透水量低,并且有选择透过能力(只让水分子通过而阻止溶质离子透过),除盐率更高,所需工作压力较大(0.98~9.91MPa)。

目前使用最广、性能较好的反渗透膜是醋酸纤维素膜、芳香聚酰胺膜等。主要装置有板式、管式和中空纤维式。其中管式和中空纤维管式反渗透器使用较广。

② 电渗析 电渗析是利用具有离子交换性能的薄膜(离子交换膜),在外加直流电场的作用下,使一侧溶液中的离子迁移到另一侧溶液中去的水处理过程。根据膜体作用,有阳离子交换膜(即阳膜)、阴离子交换膜(即阴膜)和复合膜三种。阳膜具有透析水中阳离子而排斥阴离子的能力,阴膜则相反。复合膜的一面为阳膜,另一面为阴膜。主要装置为电渗析器。

(5) 磁力分离

磁力分离利用磁场的作用截留废水中的不溶性污染物质。磁性污染物可直接通过磁场去除。非磁性污染物需投加磁粉接种后,才能通过磁场予以去除。磁力分离一般用于去除废水中的悬浮物及沉淀法难以分离的细小悬浮物和胶体,如色度、油、COD、重金属离子、藻类、细菌、病毒等。

磁力分离设备有永磁分离器(如磁盘)及电磁分离器(加高梯度磁力过滤器)。

高梯度磁力过滤器为一装填纤维状磁性材料(如不锈钢毛)的罐形容器。外都缠绕励磁线圈,当通以直流电后,钢毛被磁化,在其周围形成众多高梯度的微磁场,用以捕获废水中细小的磁性污染物。当填料为磁性颗粒充满后,切断电流,进行反冲洗。

(6) 蒸发与结晶法

蒸发与结晶是利用热来实现废水的净化和回收利用的。蒸发法是依靠加热使溶液中的溶剂(加水等)汽化,溶液得到浓缩的过程。由于蒸发法处理废水效率高(95%以上)、适应性强(100~0.5 μm 间的微小颗粒均能去除),已成为化工生产过程中常用的工艺方法。蒸发的主要设备是蒸发器,按溶液的循环方式分类有以下几种。

① 自然循环蒸发器 广泛用于“清洁溶液”或易生污垢和结晶溶液的蒸发而不适于温差小或粘度大于 $10 \times 10^{-3} \text{Pa}\cdot\text{s}$ 的溶液。

② 强制循环蒸发器 在循环管上安装了循环泵,使加热室中溶液的循环速度增加到 $1.5 \sim 3.5 \text{ m/s}$,适用于易结晶和粘度大的溶液。

③ 薄膜蒸发器 是一种单程蒸发器,传热效率高,蒸发速度极快(仅几秒或十几秒),在废水处理中得到应用;但不适于处理有结晶析出的浓稠液。薄膜蒸发器又分成长管式和旋风式。

④ 浸没式燃烧蒸发器 其蒸发方法实质是将燃料(煤气或油)与空气燃烧产生的高温烟气通过浸没到废液液面下的喷嘴直接喷入废液中,使其蒸发浓缩。该蒸发器具有设备简单、热效率高($90\% \sim 95\%$)、耐腐蚀、金属用量少等优点,用于浓缩废酸及废碱效果较好。

10.2.3 废水的化学治理方法

化学治理法通过化学反应改变废水中污染物的化学性质或物理性质,使它或从溶解、胶体或悬浮状态转变为沉淀或漂浮状态,或从固态转变为气态,进而从水中除去。该法的主要处理对象是废水中的溶解性或胶体性的污染物质。废水化学处理法可分为中和法、化学混凝和沉淀法、氧化还原法等。

(1) 废水中和处理方法

中和法就是使废水进行酸碱的中和反应,调节废水的酸碱度(pH值),使其呈中性或接近中性或适宜于下步处理的pH值范围。通常采用的废水中和方法有均衡法和pH值直接控制法。

① 酸性废水中和 对于酸性废水,常用药剂法和过滤法进行中和。投药中和法所采用的药剂有石灰、废碱、石灰石和电石渣等。但最常用的是将石灰制成乳液湿投,石灰石粉碎成细粒后干投。处理流程中的装备包括废水调节池、石灰乳配制槽或石灰石粉碎机、投药装置、混合反应池、沉淀池以及污泥干化床等。此法由于劳动条件较差、处理成本高、污泥较多、脱水麻烦等原因,故只在酸性废水中含有重金属盐类、有机物或有廉价的中和剂时方才采用。

过滤中和法常以粒状的石灰石、大理石、白云石或电石渣等作为中和的滤料,酸性废水通过滤料进行中和和过滤。主要设备有普通中和滤池,有升流式和降流式两种,多采用前者,其滤层厚 $1.0 \sim 1.5 \text{ m}$,滤料粒径 $3 \sim 8 \text{ cm}$;等速升流膨胀中和滤池,石灰石滤料及废水分别从池的顶部和底部进入,滤料粒径为 $0.5 \sim 3 \text{ mm}$;高流速($60 \sim 70 \text{ m/h}$);高速变速升流膨胀中和滤池,滤料粒径 $0.5 \sim 6 \text{ mm}$,可以做到大颗粒不结垢,小颗粒不流失,效果较好;滚筒式中和器,石灰石滤料置于旋转滚筒中与酸性废水进行中和。

② 碱性废水中和 碱性废水常用废酸或酸性废水中和或与烟道气中和。投酸中和法是采用废酸或酸性废水进行中和处理。烟道气中和法是利用烟道气中的二氧化碳与二氧化硫溶于水形成的酸中和碱性废水。

(2) 化学混凝和沉淀法

化学混凝法是向废水中投加混凝剂,消除或降低水中胶体颗粒间的相互排斥力,使水中胶体颗粒易于相互碰撞和附聚搭接而成为较大颗粒或絮体,进而从水中分离出来的处理方法。化学沉淀法则是向废水中投加可溶性化学药剂,使之与废水中呈离子状态的无机污染物起化学反应,生或不溶或难溶于水的化合物,沉淀析出,从而使废水得到净化的方法。在废水处理中,混凝法通常必须与沉淀法配合使用,这样的系统要有以下的功能:混凝剂、絮凝剂和助凝剂的制备;混凝剂与废水快速混合;在缓慢混合条件下,絮体增大形成大的团块;用沉降或浮选的方法,将絮体从水中分离掉。

同沉淀联合使用的混凝系统,有两种基本的设计构型。一是在传统的系统中,当水进入大的沉淀池以前,快速混合已经完成,沉淀池内只是完成絮凝和澄清步骤;二是在悬浮澄清池中,混凝剂的混合、絮凝和沉淀发生在同一组合装置里。当化学混凝剂加在内室时,就和进水混合,絮体开始形成,然后,生成的絮体泥浆流到外室,在那里,水上升速过原来形成的絮体污泥层(起滤床作用)能有效地阻截絮体。当水在外室向上移动时,由于断面面积增大,以致水流速度降低而有助于分离。清洁的出水从顶部堰口溢出,同时池底收集污泥,通过排泥管排除。

(3) 氧化还原法

氧化还原法就是利用氧化还原反应将溶解于废水中的有毒物质转化为无毒或微毒物质的一种化学治理方法。它几乎可以处理各种工业废水,特别适用于处理废水中难以生物降解的有机物,如绝大部分农药和杀虫剂、酚、氰化物以及引起色度、臭味的物质。

① 氧化法 利用强氧化剂氧化分解污染物。在工业废水的氧化处理中,最常用的氧化剂有氧类(如空气、臭氧、双氧水等)和氯类(如气态氯、液氯、漂白粉、次氯酸钠等)。空气的氧化能力较弱,只能氧化易被氧化的还原性物质(如氧化石油炼厂废水中的硫)。臭氧的氧化能力很强,可用以碳坏有机物,如毒物、BOD、色度、还原性无机物及有机体(原生物及寄生虫卵等)。氯作为消毒剂已被广泛应用于给水处理,作为氧化剂已用于含氰和氨氮废水处理。近年来,试验成功了光氯化法,即在加氯废水中照射人工光线(如紫外线)可使氯的氧化作用增强10倍以上,并可大大降低氯的用量。

② 还原法 在废水处理中,采用还原剂改变有毒、有害污染物质的价态,可消除或减轻其污染程度。常用

的还原剂有铁粉(屑)、锌粉(屑)、硫化氢、亚硫酸氢钠及硫酸亚铁等。目前,还原法主要用于含铬废水及含汞废水的处理。采用硫酸亚铁-石灰法除铬,硼氢化钠法或铁粉还原法除汞,都已经在废水处理中被采用。

10.2.4 废水的物理化学治理方法

物理化学治理方法是运用物理和化学的综合作用使废水得到净化的方法。主要用于分离废水中溶解的有害污染物质,回收有用组分。物理化学处理通常是指由物理方法和化学方法组成的废水处理系统。它既可以是独立的处理系统,也可以是生物处理的后续处理措施。其工艺的选择取决于废水水质、排放或回收利用的水质要求、处理费用等。

物理化学处理法通常包括吸附法、离子交换法、萃取法、电解法、吹脱与汽提法等。

(1) 吸附法

具有吸附能力的多孔隙固体物质,称为吸附剂。利用这种吸附剂将废水中一种或几种污染物质吸附到它的表面上,用以回收或除去某种溶质,从而使废水得到净化的方法称为吸附法。

在废水处理中,吸附为液-固相吸附。根据吸附剂与被吸附物之间的作用力,即分子间力、化学键力和静电引力,可将吸附分为物理吸附、化学吸附和交换吸附三种。在废水处理中,吸附过程多是几种吸附现象的综合作用。常用的吸附剂有活性炭、活化煤、焦炭、煤渣、吸附树脂、木屑等等。其中以活性炭的吸附最为普遍。

吸附是一种可逆过程,当吸附速度与解吸速度相等时,吸附质在吸附剂表面与废水中的浓度都不再改变,此时就达到了动态吸附平衡。在吸附平衡时,吸附质在废水中的浓度称为平衡浓度。

单位吸附剂的吸附量 A (mg/g) 与原始浓度 c_0 (mg/L)、吸附平衡浓度 c (mg/L) 的关系如下:

$$AM = (c_0 - c)Q$$

式中 M 为吸附剂用量, g; Q 为被净化的废水量, L。

对一系列的 c 和 A 值取对数,在算术格纸上就能得到一条近似直线(称吸附等温线),若直线在纵轴上截距是 $\lg K$,斜率是 n ,则这条直线的方程是:

$$\lg A = \lg K + n \lg c$$

$$A = Kc^n$$

利用活性炭的物理吸附、化学吸附、生物吸附、氧化、催化氧化和还原等性能,可以去除废水中的多种污染物。其出水水质比较稳定,处理后,水中的 BOD、COD 和 SS 可分别达到 10、15 和 5mg/L 以下。

利用活性炭深度处理,推动活性炭技术的关键是研究活性炭的再生技术。为了延长再生期,近年来出现了生物炭技术,即将粉末活性炭投放到曝气池内的 PACT 法。

(2) 离子交换法

废水的离子交换处理法是借助于离子交换剂中的交换离子同废水中的离子进行交换而除去废水中有害离子的方法。离子交换反应和其他的化学反应一样服从当量定律,即以等当量进行交换;离子交换反应是一种可逆反应,遵循质量作用定律;交换剂具有选择性。

离子交换剂有无机离子交换剂和有机离子交换剂(离子交换树脂)两类。无机离子交换剂有天然沸石、合成沸石、磺化煤等。离子交换树脂由空间网状结构的母体和附在其上的活性基团组成。按活性基团的性质,离子交换树脂可分为强酸性阳离子交换树脂、强碱性阴离子交换树脂、弱酸性阳离子交换树脂和弱碱性阴离子交换树脂。

常用离子交换树脂的孔型、分类、全名称、结构式与型号及其基本性能分别见表 10.8 和表 10.9。

表 10.8 离子交换树脂的孔型、分类、全名称、结构式与型号

孔型	分类	全名称	结 构 式	型号
凝胶型	强酸性	强酸性苯乙烯系阳离子交换树脂		001
	弱酸性	弱酸性丙烯酸系阳离子交换树脂		111

续表

孔型	分类	全名称	结 构 式	型号
凝 胶 型	弱酸性	弱酸性丙烯酸系 阳离子交换树脂	$\left[\text{CH}_2 - \underset{\text{COOH}}{\overset{\text{CH}_3}{\text{C}}} \right]_n - \underset{\text{—CH—CH}_2\text{—}}{\overset{\text{CH—CH}_2\text{—}}{\text{C}_6\text{H}_4}}$	112
		弱酸性酚醛系 阳离子交换树脂	$\left[\text{CH}_2 - \underset{\text{COOH}}{\overset{\text{HO}}{\text{C}_6\text{H}_3}} - \text{CH}_2 - \underset{\text{CH}_2}{\overset{\text{OH}}{\text{C}_6\text{H}_3}} - \text{CH}_2 \right]_n$	122
	强碱性	强碱性季铵Ⅰ型 阴离子交换树脂	$\left[\underset{\text{CH}_2 - \text{N}^+(\text{CH}_3)_3}{\overset{\text{Cl}^-}{\text{C}_6\text{H}_4}} - \text{CH}_2 \right]_n - \underset{\text{—CH—CH}_2\text{—}}{\overset{\text{CH—CH}_2\text{—}}{\text{C}_6\text{H}_4}}$	201
		强碱性季铵Ⅱ型 阴离子交换树脂	$\left[\underset{\text{CH}_2 - \text{N}^+(\text{CH}_3)_2}{\overset{\text{C}_2\text{H}_4\text{OH}}{\text{C}_6\text{H}_4}} - \text{CH}_2 \right]_n - \underset{\text{—CH—CH}_2\text{—}}{\overset{\text{CH—CH}_2\text{—}}{\text{C}_6\text{H}_4}}$	202
	弱碱性	弱碱性苯乙烯系 阴离子交换树脂	$\left[\underset{\text{CH}_2 - \text{N}(\text{CH}_3)_2}{\overset{\text{C}_6\text{H}_4}} - \text{CH}_2 \right]_n - \underset{\text{—CH—CH}_2\text{—}}{\overset{\text{CH—CH}_2\text{—}}{\text{C}_6\text{H}_4}}$	301
			$\left[\underset{\text{CH}_2\text{NHCH}_2\text{CH}_2\text{NH}_2}{\overset{\text{C}_6\text{H}_4}} - \text{CH}_2 \right]_n - \underset{\text{—CH—CH}_2\text{—}}{\overset{\text{CH—CH}_2\text{—}}{\text{C}_6\text{H}_4}}$	303
	弱碱性	弱碱性环氧系 阴离子交换树脂	$\left[\text{NH} - \text{C}_2\text{H}_4 - \underset{\text{CH}_2}{\underset{\text{C—HOH}}{\text{C}}} - \underset{\text{CH}_2}{\underset{\text{—C}_2\text{H}_4 - \text{N}^+ - \text{C}_2\text{H}_4\text{—}}{\text{C}}} - \text{CH}_2 \right]_n$	331
	螯合性	螯合性羧基 离子交换树脂	$\left[\underset{\text{CH}_2 - \text{N}(\text{CH}_2\text{COOH})_2}{\overset{\text{C}_6\text{H}_4}} - \text{CH}_2 \right]_n - \underset{\text{—CH—CH}_2\text{—}}{\overset{\text{CH—CH}_2\text{—}}{\text{C}_6\text{H}_4}}$	401

大孔型 大孔离子交换树脂的分类和凝胶型相同，结构相同时，在全名称前冠以“大孔”二字，型号前冠以“D”字

表 10.9 一些常用离子交换树脂的基本性能

型 态	凝 胶 型				大 孔 型			
型 号	001×7	111	201×7	301	D001	D111	D201	D301
颜 色	淡黄至金黄色透明	乳白色透明	淡黄至金黄色透明	透明淡黄色	灰褐或深褐色不透明	白色不透明	白色至淡黄色不透明	乳白色不透明
全交换容量 (干树脂) mmol/g	4.2~4.5	9.0~10.0	3.0~4.0	5~9	4.0	9.0	3.0	≥4.0
工作交换容量, mmol/ml	1.5~2.0	2.0~3.5	1.0~1.2	1.0~2.0	1.0~1.4	2.0	0.5	0.9~1.1
湿真密度, g/cm ³	1.2~1.3	1.1~1.2	1.0~1.1	1.0~1.1	1.23~1.27	1.17~1.19	1.05~1.10	1.05~1.07
湿视密度, g/cm ³	0.75~0.85	0.70~0.80	0.65~0.75	0.65~0.75	0.80~0.85	0.70~0.85	0.65~0.75	0.65~0.70
含水率	40%~50%	40%~60%	40%~50%	40%~60%	50%~55%	40%~45%	50%~60%	55%~65%
溶胀率	Na ⁺ →H ⁺ 1.8%~7.5%	H ⁺ →Na ⁺ 100%~190%	Cl ⁻ →OH ⁻ 5%~15%	OH ⁻ →Cl ⁻ 12%~20%	Na ⁺ →H ⁺ 5%		Cl ⁻ →OH ⁻ 15%	OH ⁻ →Cl ⁻ 45%
允许 pH 值	0~14	4~14	0~12	0~7	0~14	4~14	0~14	0~7
允许温度, ℃	120	120	60~100	80~100	150	100	60~80	100

(3) 萃取法

萃取的实质是利用溶质在水中和在有机溶剂中有着明显不同的溶解度。萃取过程是把适当的有机溶剂加入废水, 从中分离出某些溶解性的污染物质, 以实现废水净化的过程。萃取操作, 一般用以处理浓度较高的含酚、含苯胺、苯、醋酸等工业废水, 并回收其中的原料。

萃取剂是萃取效果的关键。对萃取剂的要求是: 对被萃取的溶质有较高的萃取能力 (较大的分配系数和萃取容量)、较好的选择性 (对杂质分离系数大); 在水溶液中溶解度要小, 物理性质如粘度、密度等与水溶液差别要大, 以利于分相后的分离; 沸点高, 着火点高, 凝固点低, 挥发性小, 有利于安全和运输; 且具有较高的化学稳定性, 毒性小; 制备容易, 来源方便, 价格低廉。

萃取法有间歇萃取和连续萃取两种, 废水处理中多采用连续萃取。连续萃取设备按其内部构造分为转盘式脉冲筛板塔及离心萃取机, 萃取操作流程可分为混合、分离和萃取剂再生三个主要步骤。

(4) 电化学法

电化学法处理废水的实质就是利用电解作用对废水进行电解, 使废水中有害物质在阳极和阴极上进行氧化还原反应, 沉淀在电极表面或电解槽中, 或生成气体从水中逸出, 从而降低废水中有害物质的浓度或把有毒物质变成无毒物质或低毒物质。

废水的电化学处理可分为电化学氧化、电化学还原、电解气浮和电解凝聚等几种。电化学氧化是利用电解槽的阳极, 通过氧化反应过程使污染物质氧化破坏, 或通过某些阳极反应产物间接破坏污染物质。该法主要用于去除废水中各种有机物。电化学还原是利用电解槽的阴极可以给出电子, 使废水中的重金属离子还原并沉积于阴极, 加以回收利用, 而使废水得到处理净化, 例如可将 AsO_3^- 或 AsO_4^{3-} 及 CrO_4^{2-} 、 $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ 分别还原为 AsH_3 及 Cr^{3+} , 予以去除或回收。电解气浮是借助电极上析出的微小气泡上浮分离疏水性杂质微粒的技术。电解凝聚法 (亦称电混凝) 是以铝、铁等金属为阳极, 在直流电的作用下, 阳极溶蚀, 产生 Al^{3+} 、 Fe^{2+} 等离子, 再经一系列水解、聚合及亚铁的氧化过程, 转化成各种羟基络合物、多核羟基络合物以及氢氧化物, 使废水中的胶态杂质及悬浮杂质发生絮凝而分离。

(5) 汽提与吹脱法

汽提法又称蒸汽蒸馏法, 是利用蒸汽蒸馏去除废水中的挥发性物质。汽提的主要设备为汽提塔, 有填料塔、泡罩塔、筛板塔及浮阀塔等形式, 其中以浮阀塔效果较好。吹脱则是让废水与空气充分接触, 使废水中的溶解气体和易挥发的溶质穿过气液界面, 向气相扩散, 从而达到脱除污染物的目的, 并可回收有用资源。吹脱曝气既可以脱除原存于废水中的溶解气体, 也可以脱除化学转化而形成的溶解气体。吹脱设备分为池式与塔式两类。单层柱面瓷环填料吹脱塔处理工艺可应用于含 H_2S 、HCN 与有机氰化物和有毒物质水的吹脱处理。

10.2.5 化学工业废水的物理法及化学法处理成套设备

我国陆续研究和生产了一些水处理设备。表 10.10 为常用的几种物理法设备及处理对象。表 10.11 为几种浮选设备的比较。表 10.12 则为工业废水处理成套设备。各表中介绍了设备的简要原理、主要用途、规格与性能及辅助设备与措施, 提供读者参阅。

表 10.10 常用的几种物理法设备及处理对象

方法	原 理	设 备	处 理 对 象
沉淀	废水中的悬浮物可利用其与水的密度不同, 在重力作用下下沉 (或上浮), 从水中分离出来	沉沙池, 沉淀池, 隔油池等, 废水停留时间: 沉沙池为 2min; 沉淀池, 隔油池为 1.5~2h, 如安装斜板 (管), 可缩短到 15~30min	去除悬浮物, 胶体性物质难以沉淀
过滤 离心 分离	通过各种过滤介质截留废水中的悬浮物使废水在离心设备中旋转, 在离心力作用下, 靠悬浮物与水的密度不同而分离	过滤介质有格栅、筛网、沙子、布、塑料微孔管等 水力旋流器, 旋流沉淀池, 离心机等	去除悬浮物, 效果决定于介质的缝隙度 轧钢厂废水中的氧化铁皮, 洗羊毛废水回收羊毛脂, 污泥脱水等
浮选 (气浮)	将空气打入废水中, 使废水中的乳状油粒粘附到空气泡上, 随气泡上升到水面, 形成浮渣而去除	加压溶气浮选池, 叶轮浮选池, 射流浮选池等。废水在池中停留 0.5~1h, 还可加混凝剂, 提高浮选效果, 蒸发器, 薄膜蒸发器等	造纸的“白水”回用; 含油污水, 效率可达 80%~90%; 印染废水等
蒸发 结晶	将废水加热到沸腾, 水汽化逸出, 使溶质得到浓缩, 冷却后形成结晶		如酸洗钢材废水, 形成硫酸亚铁晶体
汽提	将废水加热到沸腾, 吹入蒸汽, 使废水中挥发性溶质随蒸汽逸出, 再用某种溶液洗涤蒸汽, 回收其中的挥发性溶质, 再生后的蒸汽循环使用	蒸汽, 加热器皿等	含酚、氰废水等
萃取	将不溶于水的溶剂投入废水中, 使废水中的溶质溶于此溶剂中, 然后利用溶剂与水的密度差, 将溶剂分离出来	萃取剂: 醋酸丁酯、苯、N-503 等。设备有脉冲筛板塔、离心萃取机等	含酚废水等
吹脱	往废水中吹进空气, 使废水中的溶解性气体吹入大气中	空压机, 鼓风机等	含二氧化碳、硫化氢、氢氰酸的废水
反渗透	通过一种特殊的半渗透膜, 在一定压力下, 将水分子压过去, 而溶质则被膜所截留, 废水得到浓缩, 而压过膜的水就是处理过的水	渗透膜材料有醋酸纤维素、膜化聚苯醚、聚砜酰胺等有机高分子物质, 加入添加剂, 可以作成板式膜, 内管式、外管式膜以及中空纤维等, 操作压力 2~10MPa, 出水量为几升到几百升/(m ² 膜·d)	海水淡化, 含重金属废水和废水深度处理。效率在 90% 以上

表 10.11 三种浮选设备比较

形 式	浮 选 过 程	效 果 及 优 缺 点
加压浮选	水泵将废水加压到 300~400kPa (3~4atm), 用空压机将空气压入水泵出水管, 经溶液罐使之溶解于废水中, 然后经过减压阀进入浮选池。由于突然减压, 溶于废水中的空气便形成许多细小的气泡逸出, 而进行浮选	浮选效率可达 90% 以上。处理效率高, 运行管理简单, 适用于处理大量废水, 但耗电量较高
叶轮浮选	叶轮浮选的充气, 主要靠高速叶轮旋转时在固定的盖板下形成负压, 从空气管中吸入空气。进入废水中的空气与循环水流被叶轮充分搅混, 成为细小气泡甩出导向叶片外, 经过整流板稳流后, 气泡垂直上升, 进行浮选。形成的泡沫不断地被缓慢旋转刮板刮出槽外	浮选效率可达 80% 左右。不需要压缩空气设备, 适用于水量小的废水处理。叶轮转动部件有磨损, 安装技术要求高, 维护工作量较大
曝气浮选	用鼓风机把空气直接打入装在浮选池底的充气器, 使空气形成细小的气泡进入废水中进行浮选。充气器可选用扩散板 (用多孔陶瓷板制成), 或选用微孔板、穿孔管等制成	用扩散板做充气器的浮选效率可达 70%~80%。耗电量小, 运转费用低, 适用于大水量废水处理。处理效率较低, 扩散板或微孔管易堵塞, 给管理带来困难

表 10.12 工业废水处理成套设备

设备名称	简要原理	主要用途	规格与性能	辅助设备与措施
臭氧发生器	通过无声放电,使空气中部分氧气变为臭氧,以臭氧作强氧化剂	饮用水和污水消毒,废水脱色,除臭,除去酚、氰、BOD、铁、锰等离子,氧化废水中生物难降解的有机物	产量: 5g/h ~ 2kg/h, 臭氧浓度: 10 ~ 20g/m ³	空压机及水接触设备
电渗析器	用离子交换膜,在电动势推动下,使水中离解成离子的物质通过膜与水分分离浓缩	水的脱盐,从废水中回收酸碱及电镀废水、造纸废水、放射性废水处理	产水量 0.1 ~ 100t/d, 除盐率 50% ~ 98%	直流电源
薄膜蒸发器	使废液在钛(或其他耐腐蚀导热材料)管上形成液膜,在蒸汽加热下,使其迅速蒸发浓缩,将水和溶质分离回收	电镀废水回收处理及化工、医药、废液浓缩回收	蒸发能力 50 ~ 300L/h, 浓缩倍数为 10 ~ 20 倍, 分离效率为 99.9%	需要蒸汽
反渗透器	以大于渗透压的压力(通常要求 $\geq 2\text{MPa}$)使水通过半透膜与污染物分离回收	电镀废水回收处理, 水的脱盐、酸性废水及放射性废水处理	$\leq 50\text{t/d}$	高压泵
阳离子交换膜扩散渗析器	依靠膜两侧溶液的浓度差,使溶质进行扩散分离	从酸性废水中回收酸及金属盐	5t/d 左右	
超过滤装置	在 70 ~ 700kPa (0.7 ~ 7kg/cm ²) 的压力下,使溶剂和水分子透过膜而杂质截留和物料回收	电泳涂漆或喷漆废液, 含油废水, 染料、洗衣废水处理	1.5t/d 左右	
离子交换净化器	利用阳离子及阴离子树脂上可交换离子来交换废水中的离子化物质	电镀废水、放射性废水处理	0.5 ~ 2.3t/h 及 4 ~ 40t/h	制备再生液用药剂
活性炭处理装置	利用活性炭的巨大表面积进行物理吸附,同时利用含氧官能团及炭的氧化还原作用	含铬、含氰、含酚废水处理	1 ~ 2t/h, 进水含铬 50 ~ 300mg/L, 出水含铬 $< 0.3\text{mg/L}$	
离子交换与活性炭组合处理装置	离子交换和活性炭的作用原理相结合	电镀废水及放射性废水的处理	0.5 ~ 2.5t/h	制备再生液用药剂
电解装置处理	①在正负电极间通以直流电,借助电流进行氧化还原反应 ②铁或铝金属阳极溶解产生絮凝作用 ③水电解成氢、氧产生气泡浮选作用	含氰、含铬及印染废水处理	40t/h, 废水含氰浓度 $\leq 50\text{mg/L}$, 处理后氰浓度 $\leq 0.1\text{mg/L}$	直流电源
废水臭氧氧化成套处理装置	混合沉淀及臭氧氧化处理	含酚、氰废水、印染废水和污水、饮用水消毒技术	1 ~ 20t/h	
高梯度磁分离器	通过磁性过滤介质,借助高梯度磁场,使磁性颗粒与液体分离	铁矿废水处理。通过磁性种子接种,可处理其他工业废水和地面水	处理量为 100 ~ 10000t/d	直流电源
过滤器	用滤芯过滤;截留悬物质	除去悬浮物质	过滤能力为 12 ~ 15t/h	
板框压滤机	在一定压力下通过滤布过滤	分离回收废液中的不溶性悬浮物质	15 ~ 16m ² 过滤面积	
除油装置	通过粗粒化过程使油水分离	从含油废水中回收油	1t ~ 30t/h	
冷却塔	强制通风冷却	间接冷却水,冷却回用	5 ~ 5000t/h	

10.2.6 废水的生物处理方法

利用微生物的代谢作用除去废水中有机污染物的方法是生物处理方法，亦称废水生物化学处理法，简称废水生化法。分为好氧（好气）生物处理法和厌氧（厌气）生物处理法两大类（见表 10.13）。生物处理法投资少，处理费用低，操作简便，效果稳定，广泛应用于石油、化工、焦化、轻工、纺织印染等工业部门的废水处理中。

表 10.13 生物处理法的分类及简况

分类	处理方法	简 况
好 氧 处 理	活性污泥法	普通曝气法 废水和回流污泥是从池首端入池，呈推流式至池末端流出。吸附和污泥再生是连续进行的，其有机物和需氧率均沿池长而降低。对有机物处理效果较高，但废水浓度要求稳定，曝气时间长，负荷不高，目前很少采用
		逐步（阶段）曝气法 与普通曝气法不同之处是废水分多段沿池长而引入的，使有机物和需氧情况比较均衡。此法主要用于石油化工废水处理
		吸附再生曝气法 吸附和再生在两池内分开进行，是一种不完全或中等程度处理流程。其特点是池子小，节约空气用量
		完全混合曝气法 其负荷高于普通曝气法，其特点是混合液在池内循环流动，进水很快和全池混合，池内需氧率是均匀的，使微生物与进水接触保持相对稳定，适应废水浓度变化。易发生污泥膨胀
		延时曝气法 其特点是负荷低，相应池容积要大。此法不仅去除污染物，而且氧化某些细胞质。所产生的污泥量少，对印染废水的去色有较好的效果。出水水质稳定，其污泥不经消化，可直接脱水
	生物膜法	普通生物滤池 废水通过表面充满生物膜的滤料，供给充足的空气，利用微生物氧化废水中有机物
		生物转盘 是用塑料等材料制成的圆盘，转盘使生物群交替通过废水和空气，转盘上形成生物膜，经不断接触，将有机物分解。动力消耗小，生成污泥少是本法的特点
		塔式生物滤池 废水由上进入经过填料生物膜分解有机物。处理效率较高，对水质水量变化适应性较强。操作管理简单，适用于各种有机工业废水处理
		流化床法 微生物附着生长在细砂表面，载体在床内呈流化状态，巨大的表面积使本工艺单位体积内保持高的微生物量，只要供氧合适，本法是一种高效处理构筑物，目前实际应用较少
厌 气 处 理	厌气性稳定池 由沉淀池排出的污泥，含水率较高，一般宜先进行浓缩稳定后，再送至消化池或外运作肥料	
	厌气性消化池 分常温消化池、加温消化池。此法已受到人们重视，并在屠宰、肉类加工、制糖、酒精、脂肪酸、罐头加工等废水处理中广泛应用	

(1) 好氧生物处理法

好氧生物处理法是在有氧条件下，借助于好氧微生物（主要是好氧菌）的作用来实现的。一部分有机物在细菌生命活动过程中被同化、吸收、转化成细菌增殖部分；另一部分有机物则被氧化分解成简单的无机物（如 CO_2 、 H_2O 、 NO_3^- 等），并释放能量满足细菌等微生物生命活动的需要。各类有机物的分解性能见表 10.14。

表 10.14 各类有机物的生物分解性能

类 别	生物分解性能 ^①	特殊例外情况
碳水化合物 烃类化合物	易被分解，大部分化合物的 $\text{BOD}_5/\text{COD} > 50\%$ 大部分实际上不被分解，小部分如丁苯异戊二烯、甲苯、乙基苯等经长期驯化可被分解。大多数化合物的 $\text{BOD}_5/\text{COD} < 20\%$	纤维素、甲基纤维素、 α -纤维素生物分解性很差 松节油、苯乙烯较易被分解
酚类	较易被分解，包括一元酚、二元酚、大部分化合物的 $\text{BOD}_5/\text{COD} > 40\%$ ，污泥需短时间的驯化	大部分酚类实际上不被分解、多元酚、硝基酚较难分解
醇类	较易被分解，大部分化合物 $\text{BOD}_5/\text{COD} > 40\%$	季戊四醇、双甘醇、实际上不被分解
醛类	较易被分解，大多数化合物 $\text{BOD}_5/\text{COD} > 50\%$	丙烯醛、糠醛、三聚丙烯醛需经长期驯化
醚（酯）类	情况较复杂，总的来说较之醇、酚、醛难分解。有些化合物要求长期驯化	对二恶烷、乙二醇、乙醚等实际上不被分解
酮类	生物降解性较醇、醛、酚差，但较醚好，有一部分酮类需经长期驯化才能被分解	甲基乙烯醇实际上不被生物分解

续表

类别	生物分解性能 ^①	特殊例外情况
含氮化合物	胍、脲经过驯化容易被分解。氨基酸的 BOD_5/COD 一般大于 60%，易被分解，苯胺类化合物经长期驯化可被分解，一些硝基化合物经长期驯化可被分解，而另一些实际上不被分解 胺类大部分可被分解	胱氨酸、酪氨酸需长期驯化 二乙替苯胺、异丙胺、二甲苯胺等实际上不被分解
表面活性物质	大部分化合物经长期驯化可被分解，小部分化合物实际上不被分解 直链烷基芳基硫化物经长期驯化容易分解，“特”型化合物难分解，高分子量的聚乙氧酯及酰胺类实际上不被分解	
金属有机物	对微生物毒性大，实际上不被分解	
卤素有机物	大部分化合物实际上不被分解	氯丁二烯、二氯醋酸、二氯苯酸钠，二氯环己烷、氯乙醇等可被分解

① 本表是根据国外污水处理资料汇总的。所谓实际上不被分解，指生物处理过程中实际上不被分解，而不是指不能被微生物所分解。例如有机汞、多氯联苯等可以在某种条件下，被某些菌种所降解。

据好氧微生物在处理系统中所呈的状态不同又可分为好氧悬浮生长生物处理（如活性污泥法）和好氧附着生长生物处理法（如生物膜法）两类。

① 活性污泥法 向富含有机污染质并有细菌的废水中，不断地鼓入空气（曝气供氧），使其中的微生物生长繁殖，一定时间后就会出现絮状泥粒，它具有很强的吸附与氧化分解有机物的能力，称之为活性污泥。活性污泥法就是以活性污泥为主体，利用其吸附凝聚和氧化分解作用来净化废水中的有机污染物的一种生物转化处理方法。

活性污泥的主要性能指标如下。

a. 污泥负荷 活性污泥法主要是靠曝气池的活性污泥来完成的，活性污泥中的微生物群体一般用 MLSS 表示，即混合液悬浮固体浓度，又称混合液浓度，单位为 mg/L ，指 1L 曝气池混合液所含悬浮固体的质量。也有用 MLVSS 表示，即混合液挥发性悬浮固体浓度，单指活性污泥中有机物的数量，因此能更准确地表示活性污泥微生物的数量。在一般情况下，MLVSS/MLSS 的比值比较固定，对生活污水来说，比值为 0.7 左右。

单位质量的活性污泥，在单位时间内去除的污染物质量（一般以 BOD_5 表示），即常说的污泥负荷（ F_w ），它是了解活性污泥法运行状况的一项主要特征指标。污泥负荷可用下式计算：

$$F_w = \frac{L_q}{N_w} \cdot T$$

式中 L_q 为在单位体积废水中拟去除的污染物， kg/m^3 ； N_w 为混合液污泥浓度，亦即 MLSS 的浓度（以 kg/m^3 表示，亦可用 g/L 表示）； T 为曝气时间，h，指污水（流量为 Q ， m^3/h ）在曝气池（容积 V ， m^3 ）中的停留时间，即 $T = V/Q$ 。

b. 容积负荷 曝气池的容积大小，是影响工程造价和运行费用的重要因素。因此，单位曝气池容积在单位时间内所能去除的污染物质量（以 BOD_5 表示），就成为评价活性污泥系统能力的另一项指标，称为曝气池的容积负荷（ F_v ），其单位是 $kg/(m^3 \cdot d)$ 。可用下式计算：

$$F_v = F_w \cdot N_w$$

c. 污泥容积指数（SVI） 污泥容积指数是指在曝气池出口处混合液经 30s 静沉后，1g 干污泥所占的容积。它能够较好地反应活性污泥的活性和凝聚、沉淀性能。SVI 值过低，说明污泥颗粒细小紧密，无机物较多，缺乏活性；过高，则说明污泥难于沉淀分离，SVI 值以小于 100 为宜，大于 200 时表明出现污泥膨胀现象。

d. 有机物与微生物数量的比值（ $F:M$ ） 两者比值是有机物降解速度、活性污泥增长速度以及氧利用速度的主要影响因素。在实际应用上， $F:M$ 是以 BOD_5 活性污泥负荷率（ N_s ）表示的，即：

$$N_s = \frac{Q \cdot L_0}{V \cdot X}$$

式中 Q 为废水流量， m^3/d ； L_0 为废水 BOD 浓度， mg/L ； V 为曝气池容积， m^3 ； X 为混合液（MLSS）浓度， mg/L 。

活性污泥的主要构筑物为曝气池的二沉池。其基本流程由初沉池、曝气池、曝气系统、二沉池、剩余污

泥排放系统等几部分组成。在此基础上,经过研究和实践,通过对曝气池的混合反应型式,进水点的位置、污泥负荷率和曝气技术等方面的改进,发展出许多新的活性污泥法型式。

各种活性污泥法的操作条件见表 10.15。

表 10.15 各种活性污泥法的操作条件

处理方式	BOD 负荷		混合液悬浮物浓度 mg/L	泥龄 d	送气量 m ³ 空气/ m ³ 污水	曝气时间 h	污泥 回流率 %	BOD 去除率 %
	污泥负荷 BODkg/ SSkg·d	容积负荷 BODkg/ m ³ ·d						
普通曝气法	0.2~0.4	0.3~0.8	1500~2000	2~4	3~7	4~8	20~30	95
阶段曝气法	0.2~0.4	0.4~1.4	2000~3000	2~4	3~7	3~6	20~30	95
生物吸附法	0.2	0.8~1.4	2000~8000	4	12	5 以上	50~100	90
延时曝气法	0.03~0.05	0.15~0.20	3000~6000	15~30	15	16~24	50~150	75~90
改良曝气法 ^①	1.5~3.0	0.6~2.4	400~800	0.3~0.5	2~4	1~3	5~15	75
加速曝气法	0.3~0.6	0.6~2.4	3000~6000	2~4	4.5~8	2~3	50~100	80~90
氧化沟法	0.03~0.05	0.1~0.2	3000~4000	15~30	—	24~48	50~150	75~90

① 改良曝气法是短时曝气法的一种。

② 生物膜法 生物膜法主要是通过生物膜(微生物附着在某些介质如滤料或盘面的表面上生长繁殖形成的粘膜)的强吸附能力,将有机物吸附其上,然后生物膜中的微生物在其生长繁殖过程中将有机物质氧化分解而予以净化除去。

根据生物膜与废水的接触方式及接触介质的种类,生物膜法可分为润壁型、浸没型和流动型三种。润壁型生物膜法的典型装置包括生物滤池和生物转盘,浸没型生物膜法的典型装置有接触氧化池,流动型生物膜法的装置有三相生物流化体。塔式生物滤池和生物转盘的运行数据见表 10.16 和表 10.17。

表 10.16 塔式生物滤池的数据

废 水 种 类		维尼纶厂 甲醛废水	化纤厂 腈纶废水	石油化工 废 水	煤气厂煤气 终冷塔废水	焦化厂煤气 终冷塔废水
BOD ₅	浓度, mg/L	100~162	300	435	—	100~200
	去除率, %	90	85~90	64	—	90
COD	浓度, mg/L	142~182	500	675	300~1100	150~300
	去除率, %	68	60~80	48	80~90	80
特殊污染物	浓度, mg/L	甲醛 154~223	丙烯腈 150	氰 49.5	氰 20~101 酚 12~37	氰 30~40 酚 40~50
	去除率, %	83~95	>99	>63	氰 90~98 酚 90~100	氰 95 酚 99
滤床直径, m		5.2×4.35	2.4	1.4	0.6	0.2
滤床高度 ^① , m		10.8	12 (15.6)	8.6 (12)	10.4 (13)	11 (12)
滤 料		仿 Flocor 比表 面积 150m ² /m ³	酚醛树脂蜂窝状滤料			
			孔径 19mm	孔径 23mm	孔径 19mm	孔径 19mm
滤率, m/d		120~200	120	48	104	95~115
负荷率 ^② kg/(m ³ ·d)	BOD ₅	1.1~1.7	3	2.4	(COD) 3~11	1~2
	特殊污染物	甲醛 1.0	丙烯腈 1.5	氰 0.28	氰 0.2~1 酚 0.1~0.35	氰 0.3~0.4 酚 0.4~0.5
备 注						机械能风量 约 100m ³ /m ³

① 括号内数字为滤池高度。

② 负荷率为估算数。

表 10.17 生物转盘的数据

废 水 种 类		印染废水	含酚废水	含酚废水	焦化厂煤气终冷废水
BOD_5	浓度, mg/L	100~250	700	141	—
	去除率, %	80~90	90	83.5	—
特种污染物	浓度, mg/L	—	酚 100~200	酚 50	酚 50~90, 氰 20~40
	去除率, %	—	99.5	99.8	酚 90, 氰 50~60
级数		4	4	4	1
转盘数, 片		60	76	36	29
转盘直径, m		0.75	1.1	0.2	0.8
转盘净间距, mm		17	17	18	20
转盘转速, 次/min		8	8~11	23	8
转盘材料		玻璃钢	玻璃钢	聚苯乙烯泡沫塑料	聚苯乙烯泡沫塑料
废水流量, m^3/d		13	5.3~7	—	2.9
接触时间, h		0.6	3~6	0.6	2
负荷率	BOD_5	25~40	25~30	17.5	—
$kg/m^3 \cdot d$	特种污染物	—	3.5~10	7	酚 5~6, 氰 2~4

(2) 厌氧生物处理法

厌氧生物处理法是在无氧的条件下, 利用兼性菌和厌氧菌的作用来分解有机物的一种处理方法。有机物的厌氧分解过程 (又称厌氧发酵或厌氧消化) 需经过酸性发酵阶段和碱性发酵阶段。酸性发酵阶段是在产酸菌作用下使废水中复杂的有机物转化为较简单的有机物 (如有机酸、醇类) 和 CO_2 、 NH_3 、 H_2S 等无机物。碱性发酵阶段则是甲烷菌接着将简单的有机物分解成甲烷气和二氧化碳等。图 10.1 为有机物厌氧分解示意图。

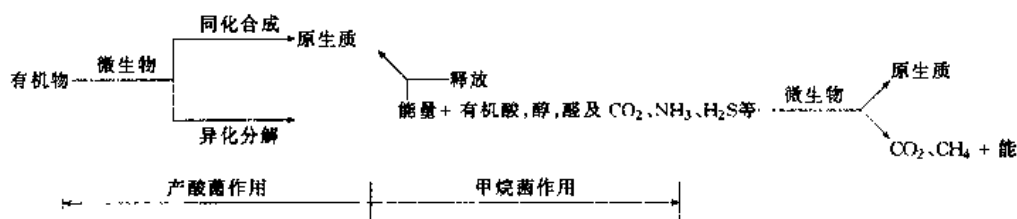


图 10.1 有机物厌氧分解图示

厌氧处理流程包括消化池、沉淀池和污泥回收系统。处理技术方法有厌氧消化处理、厌氧接触法 (厌氧生物滤池) 厌氧膨胀床 (厌氧生物流化床)、升流式厌氧污泥床反应器 (UASB 法) 等。

(3) 天然生物处理法

利用水体中和土壤中广泛分布的微生物的作用, 进行废水生物处理的方法即天然生物处理法 (自然净化法)。主要有生物氧化塘和土地处理系统两大类。

生物氧化塘是利用天然水中存在的微生物和藻类, 对有机废水进行好氧、厌氧生物处理的天然或人工池塘。按照微生物的活动特征, 可将其分为好氧塘、兼性塘和厌氧塘。

土地处理系统是利用土壤及其中的微生物和植物根系对污染物质的综合净化能力来处理工业废水。此过程包括过滤、吸附、化学反应及生化作用。

10.2.7 化工废水处理工程实例

化工废水的水质千差万别, 处理要求也不一致, 因此处理流程也各不相同。下面结合一些典型的工程实例, 分别介绍废水的处理流程、主要处理设备运行参数和主要技术经济效果。

(1) 含酚废水处理工程实例

化学工业中产生酚污染的有石油炼制化工厂、焦化厂、合成苯酚、合成染料、塑料树脂、涂料、农药、医药等厂。在生产过程中其含酚废水的形成、数量与特征, 往往与生产工艺、设备、使用原料以及管理等因素有关, 在各化工企业之间有较大差别。

对含酚水的治理一般都经过高浓度废水的酚回收和低浓度废水的酚净化二段处理, 在酚回收方面, 目前主要用萃取法, 其中 N-503 作萃取剂应用得最广, 低浓度含酚废水以生物处理法用得最多。

① 某焦化厂酚、氰废水生化处理工程 该废水主要来自蒸氨废水、煤气终冷及脱硫循环的排污水、冲洗地坪等废水。废水量为 $2503m^3$ 。其水质为 (mg/L): $T-NH_3$ 270、酚 90、 $T-CN^-$ 50、 SCN^- 350、池 80、

COD 1760。稀释后水量： $5006\text{m}^3/\text{d}$ 。

废水处理系统：含酚氰废水经调节池、预曝气池、加压气浮池并经稀释后进入曝气池，与活性污泥混合，进行曝气。曝气池为矩形钢筋混凝土水池，分三格，可串联或并联运行，总容积 5400m^3 。曝气后废水入沉淀池，沉淀池为圆形钢筋混凝土水池，直径 16m 。废水经沉淀分离后，回流污泥（回流量 $45\sim 65\text{m}^3/\text{h}$ ）送回曝气池，剩余的活性污泥送至污泥浓缩池。沉淀池出水与过滤器反冲水一起进入反应池，并向池内先后投加硫酸和硫酸亚铁、三氯化铁、消石灰等，用空气搅拌，使水中氰化物同亚铁反应生成亚铁氰化物，调整 pH 值。在反应池出口处投加助凝剂 A，以形成大的絮凝体。反应池出水入混凝沉淀池。沉淀分离后，污泥抽送至污泥浓缩池、废水入滤池，滤后流入一级活性炭吸附塔底部。三塔串联，废水由第三个塔上部流出，调整 pH 值后排放。

各类污泥经污泥浓缩池浓缩后，再经计量，投加三氯化铁、石灰乳和助凝剂 A、B。反应后，经分配槽流至带式压滤机脱水。泥渣含水率约为 87% ，用槽车运至备煤车间，滤液抽送至反应池。

活性炭吸附采用固定床间歇操作。废炭再生时，废炭先经水洗、酸洗后送入再生炉，在炉内经干燥、炭化、活化三个阶段后恢复吸附能力，送至再生炭槽备用。

主要处理设备设计运行参数：

原废水水量	$2503\text{m}^3/\text{d}$	过滤器	
稀释后水量	$5006\text{m}^3/\text{d}$	滤速	$9\sim 17\text{m}/\text{h}$
调节池容积	7400m^3 (2个)	反冲洗速度	$42\text{m}/\text{h}$
预曝池		再生时间	40min
停留时间	4h (设计)	通水时间	12h
曝气强度	5m^3 空气/ m^3 水	吸附原水池容积	120m^3
CN-去除率	50%	吸附塔	
加压气浮池		填炭高度	4.3m
停留时间	30min	空塔速度	$1.27\text{m}/\text{h}$
加压水/废水	30%	填炭塔内流速	$16\text{m}/\text{h}$
溶气压力	$3.9\times 10^5\text{Pa}$	接触时间	$16\text{min}/\text{个}$
稀释水槽		切换时间(—7天)通水量	33000m^3
容积	30m^3	再生炉	
出口水温	$30\sim 35^\circ\text{C}$	下燃烧室	1000°C
投磷酸	$2.9\text{L}/\text{h}$	上燃烧室	1400°C
曝气池		再生室	850°C
停留时间	24h	下燃烧室空气:煤气	1.03
DO	$0.5\sim 1\text{mg}/\text{L}$	上燃烧室空气:煤气	1.05
SVI	$70\sim 100$	蒸汽用量	$290\sim 300\text{kg}/\text{h}$
MLSS	$4\sim 5\text{g}/\text{L}$	再生炭碘吸附量	$1000\text{mg}/\text{g}$
出口水温	30°C	炭损失	10%
出口 pH 值	$6.5\sim 7.5$	再生炭量	$4.5\text{t}/\text{d}$
回流污泥	$45\sim 65\text{m}^3/\text{h}$	再燃炉	
COD 容积负荷	$0.8\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$	燃烧室温度	1200°C
沉淀池		空气:煤气	$1.05\sim 1.1$
停留时间	2.9h	排气燃烧炉	
表面负荷	$1\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$	燃烧室温度	1200°C
回流污泥浓度	1%	空气:煤气	$1.05\sim 1.1$
剩余污泥	$58\text{m}^3/\text{d}$	污泥浓缩池	$\phi 12000\times 3000\text{mm}$
1 反应槽		容积	305m^3
反应时间	15min	排泥浓度	1.5%
pH 值	$5\sim 6$	污泥池容积	45m^3
加 $\text{FeCl}_3\cdot 6\text{H}_2\text{O}$	$220\text{mg}/\text{L}$	污泥凝聚槽	$\phi 1200\times 1525\text{mm}$
混凝沉淀池		容积	1m^3
停留时间	2.9h	污泥脱水机	
表面负荷	$1\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$	污泥量	$6.7\text{m}^3/\text{h}$
排泥(2h/次)	$250\text{m}^3/\text{d}$	滤布行走速度	$0.5\sim 1.0\text{m}/\text{min}$
污泥浓度	0.5%	滤布张力	$(3.9\sim 6.9)\times 10^5\text{Pa}$
过滤原水池容积	120m^3	滤布冲洗力	$10\sim 12\text{m}^3/\text{h}$

该焦化厂酚、氰废水生化处理的经济指标及其分析如下:

a. 各处理阶段水量、水质指标见表 10.18。

表 10.18 各处理阶段的水量和水质

处理阶段	水量, m ³ /d	水质, mg/L				
		COD _{Mn}	酚	油	氰化物	悬浮物
原水 (调节池出水)	2503~2133	1520~1750	80~90	70~80	40~50	50
预处理 (稀释水槽)	~5006	760~875	40~50	28~32	10~13	
活性污泥处理 (沉淀池)	~5006	<200	<0.5	<20	10	
沉淀过滤 (过滤器出水)	~5800	<120	<0.5	5	0.5	<10
活性炭吸附 (吸附塔出口)	~5500	40	<0.1	1	0.5	

注: 表中数值为保证值。

b. 物料消耗

工业用水量	108m ³ /h	助凝剂 (A)	4.44t/a
耗电量	600kW·h	助凝剂 (B)	8.76t/a
蒸汽量 (15.7×10 ³ Pa, 260℃)		三氯化铁 (38%)	612t/a
夏季	400kg/h	硫酸亚铁	456t/a
冬季	2360kg/h	硫酸 (92.5%)	1092t/a
焦炉煤气	678~730m ³ /h	石灰乳 (10%)	5400t/a
活性炭	130t/a	磷酸 (75%)	52.8t/a
无烟煤	2.5t/a	消泡剂	9.05t/a

c. 技术经济指标分析, 如表 10.19 所示。

表 10.19 技术经济指标分析

项 目	指 标	比率, %		项 目	指 标	比率, %	
		占处理 成本	占操作 成本			占处理 成本	占操作 成本
处理装置占地	2800m ²			石灰乳 (10%)	5400t/a	1.3	1.69
处理水量	182.7×10 ⁴ m ³ /a			磷酸 (75%)	52.8t/a	0.99	1.29
基建投资	~1500 万元	23.4		消泡剂	9.05t/a	1.41	1.85
人员定额	13 人	0.34	0.45	工业水	94.6×10 ⁴ m ³ /a	2.95	3.85
活性炭	130t/a	32.45	42.36	饮用水	475m ³ /a		
无烟煤	2.5t/a			耗电量	525.6×10 ⁴ kW·h	6.56	8.56
助凝剂 (A)	4.44t/a	1.66	2.17	蒸汽量	12089t/a	1.32	1.72
助凝剂 (B)	8.76t/a	2.46	3.21	焦炉煤气	594×10 ⁴ m ³ /a	11.12	14.51
三氯化铁 (38%)	612t/a	7.64	9.97	处理水成本	1.75 元/m ³	100	
硫酸亚铁	456t/a	1.28	1.67	操作成本	1.34 元/m ³		100
硫酸 (92.5%)	1092t/a	5.11	6.67				

注: 炭损失率如从 10% 降至 5% 时, 处理水成本约降为 1.40 元/m³。

② 石化公司化工厂含酚废水 N-503 萃取处理装置 含酚废水主要来源于氧化工段的酚钠废水和成品精制工段的酸性废水, 废水的主要成分如表 10.20。

表 10.20 废水组成

装 置	废 水 名 称	废 水 量	含 酚 量	pH 值
氧化工段	酚钠废水	90t/d	<3%	>12
成品工段	酸性废水	3.5~4t/h	2%~3%	<5

采用萃取方法回收废水中的苯酚是目前最常用的一种方法。经过 10 年的装置运行, 取得了较为成熟的经验, 其工艺流程示意图如图 10.2。

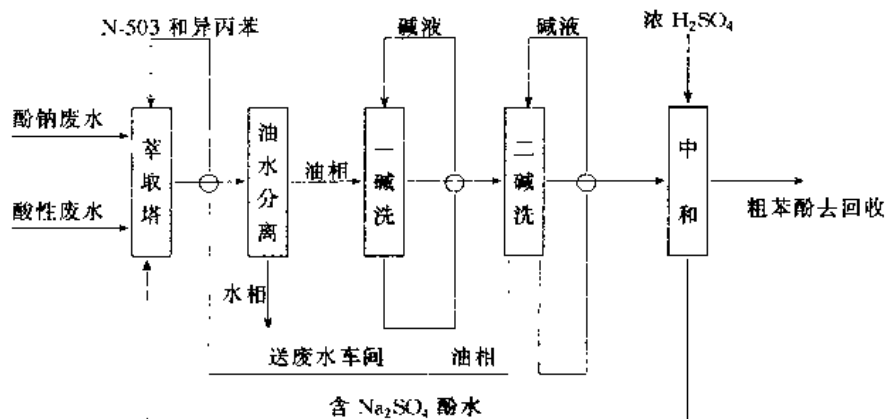


图 10.2 萃取法回收苯酚工艺流程

酚钠废水和酸性废水经混合后由泵打入萃取塔。同时加入 N-503（稀释剂为异丙苯）萃取剂。萃取后水相送废水车间进行生化处理，油相进一碱洗，再进二碱洗进一步碱洗。二次碱洗后的油相——N-503 回萃取塔，碱洗水相汇合后进入中和器中和，水相返回萃取塔，油相（粗苯酚）回到装置主工艺中，碱洗使用的碱液循环使用，定期排放。中和使用的硫酸为 98% 的浓硫酸。

工艺设计参数：

萃取塔进入量 2~5t/h；

进入萃取塔的酚浓度 0.5%~4%，萃取采用油水比为 1.5:1~1:1；

碱洗时碱浓度为 8%~15%，一碱洗循环量为 6~10t/h，二碱洗循环量为 0.5~4t/h，当碱液中游离碱浓度小于 3% 时更换；

萃取剂中 N-503 浓度为 10%~20%；

中和用的浓硫酸 98%，中和后含 Na_2SO_4 ，酚水的 pH 值 4~7；

萃取后废水出水苯酚 $< 100 \times 10^{-6}$ ，pH 值 5~7。

主要设备规格见表 10.21。

表 10.21 主要设备表

设备名称	数 量	规 格	备 注
萃取塔	1	$\phi 1200 \times 7000\text{mm}$	防腐蚀设备、筛板塔
碱洗塔	2	$\phi 1000 \times 3000\text{mm}$	碳钢、筛板塔
中和锅	1	$2000 \times 2000 \times 1700\text{mm}$	防腐蚀设备搅拌转速 30r/min

N-503 萃取装置建成以来，回收了大量的苯酚，历年回收苯酚在 200t 以上，获得很大的经济效益，而且明显降低了废水的含酚量，使水质中含酚量符合生化处理的要求，做到了经济效益和环境效益的同步发展。

(2) 硝基化合物废水处理工程

硝基化合物是指炸药工业中生产的二硝基甲苯（DNT）、三硝基甲苯（TNT）、硝基酚、二硝基重氮酚（DDNT）、硝基苯胺、硝基二苯胺等。在生产过程中，排出的 TNT 酸性废水成分比较复杂，治理方法也很多，但至今未找到一种比较满意、经济上合理的处理流程。目前可采用的方法有吸附法。

活性炭吸附法处理炸药厂 TNT 废水，其处理工艺分为一级沉淀、二级沉淀、吸附处理和中和处理四步。在整个处理系统中要防止光照。在此处理流程中，活性炭的再生极其困难，再生能耗高，已成为降低处理成本的关键。

(3) 含重金属废水处理工程

重金属一般是指密度较大（相对密度在 4 或 5 以上）的金属，一般指元素周期表中原子序数在 23 以上的金属，重金属废水主要来自有色金属加工，如电镀、化学工业、染料、涂料、玻璃、金属矿床的采选等工业部门。

重金属废水基本处理方法可分为两类：一是使废水呈溶解状态的重金属转变成不溶的重金属化合物或元

素,经沉淀和上浮从废水中去除,如中和沉淀法、硫化物沉淀法、浮上分离法、离子浮选法、电解沉淀或浮上法、隔膜电解法等;二是将废水中的重金属在不改变其化学形态的条件下进行浓缩分离,如反渗透法,电渗析法,蒸发法,离子交换法等。

① 中和、沉淀、离子交换三步法处理含铜、镍和锰的废水 某化工厂年产酸式磷酸锰 115t、硫酸镍 23.7t、氧化铜 5t,这三种产品产生的废水量分别为 (t/d): 42、38、27。其金属含量则为:酸式磷酸盐废水含 Mn10mg/L (以 Mn 计),硫酸镍废水含 Ni 约 10mg/L (以 Ni 计),氧化铜废水含铜 10~40mg/L (以 Cu 计)。

废水处理的工艺流程及说明:在含有镍、铜和锰离子的工业废水中加入氢氧化钠溶液,当 pH 值调至碱性范围时产生了难溶的金属化合物,经固液分离除去沉淀物。将所得到的液体进行化学分析,如果金属含量仍超过国家排放标准者再进行离子交换处理。在离子交换过程中,废水中的金属离子被树脂吸附,其浓度再次降低,达到允许排放标准。饱和了金属的离子交换树脂用酸或碱等试剂进行再生,树脂可重复使用。废水处理的工艺流程如图 10.3 所示。

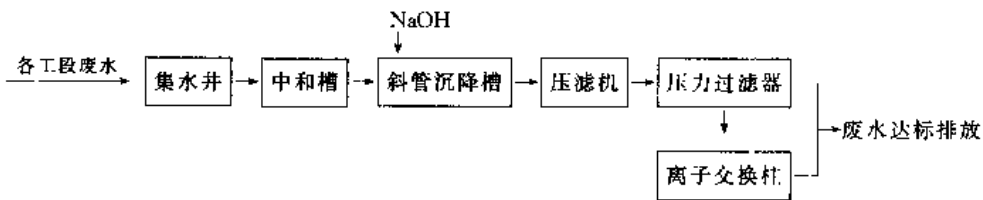


图 10.3 废水处理的工艺流程

来自各生产车间的各种废水经下水道汇集于 9.8m^3 的集水井之中。用泵把废水打入中和槽。利用自动 pH 控制仪的电磁阀定量地加入氢氧化钠溶液并使 pH 值控制在 8.5 左右。此时产生了沉淀。含沉淀物的废水流经两个串联使用的斜管沉降槽,在第二个沉淀槽的上部清液流入中间贮槽,下部混浊液经 TCB-140 高低压隔膜泵打入 JCYL-650 压滤机。滤液与斜管沉降槽流出的清液汇集后由泵打入 JRL-D140 压力过滤器过滤。若废水达标则可直接排放。若超标则进入装有 DK110 阳离子交换树脂的柱子,对重金属进行离子交换,达标后的废水再予排放。

主要构筑物及设备见表 10.22。

表 10.22 主要构筑物及设备

序号	设备名称型号	型 号	材 料	数 量	序号	设备名称型号	型 号	材 料	数 量
1	液碱贮槽		钢	1	9	斜管沉降槽		2	
2	液下泵	101		1	10	高低压隔膜泵	TGB-140	1	
3	液下泵	立式		1	11	压滤机	JCYL-650	1	
4	废碱液槽			1	12	压力过滤器	JRL-D140	1	
5	集水井			2	13	离子交换柱		1	
6	液碱高位槽		塑料	1	14	自动 pH 控制仪	FS-2	钢板内衬塑料	1
7	中和槽		铁桶内衬塑料	2	15	操作控制台			1
8	离心泵	(3K9)		1					

② 有色金属加工厂的废水处理 某加工厂用硫酸清洗铜丝表面氧化物,产生含酸及重金属离子的漂洗水,其水质为: pH=2~3, Cu^{2+} 25~60mg/L, Zn^{2+} 60~100mg/L, 水量 10~20 m^3 /d。由于废水中仅含重金属及酸,且水量小,宜采用石灰中和处理的间断处理流程。

废水从拉丝车间排出后,流入贮水池,然后经耐酸泵打入中和沉淀槽。在此加石灰乳(或石灰粉),边搅拌边调整 pH 至 8~9,搅拌反应时间 30min。静止沉淀 1h 后,放出上清液至中间水槽,再用水泵打入砂滤器过滤,过滤速度 5m/h。滤后水流入清水池,待外排或回用。中和槽的底泥排入污泥池,用泵打入自动板框压滤机,压滤水外排,滤饼外运。

处理装置及设备:

中和沉淀槽为圆柱形,直径 2.2m,高 3.6m,容积 8 m^3 ,一座,槽内用环氧树脂防腐;

砂滤器为圆柱形,直径 0.8m,高 2.7m,1 个;

中间槽、废水槽为圆柱形,直径 1.2m,高 1.2m,各 1 个;

污泥槽,1.5×1.0×2.0 m^3 ,1 个;

压缩空气罐为圆柱形,直径 1.0m,高 2.0m,1 个;

清水槽为圆柱形, 直径 1.5m, 高 1.5m, 1 个;

贮水池为容积 50m³;

耐酸泵、清水泵, 各 1 台;

污水泵, 2 台;

15m² 自动板框压滤机, 1 台;

行星摆线减速机, 1 台;

工程总投资 (包括 100m² 处理车间、贮水池, 处理设备) 约 15 万元 (1983 年价格)。废水经石灰中和处理后, 出水都能达到排放标准。处理效果见表 10.23。

表 10.23 有色加工废水处理效果

浓度单位: mg/L

处 理 前			沉 淀 后			过 滤 后			石灰加量
pH	Cu	Zn	pH	Cu	Zn	pH	Cu	Zn	kg/t 废水
2.8	58	56	9.1	0.14	0.13	9.1	微	微	1.43
2.8	51	70	8.4	微	0.13	7.5	微	微	1.43
2.5	46	100	8.6	0.1	0.23	8.2	微	微	1.14
2.5	24	74	8.5	0.12	0.19	8.4	微	0.03	1.30
2.6	50	86	8.7	微	微	8.5	微	微	1.43

(4) 小氮肥工业废水治理工程

小氮肥生产主要以煤为原料, 采用块煤或碳化煤球, 以固定床间歇气化制气、ADA 或氨水液相催化等方法实施脱硫、一氧化碳变换、水洗或丙烯酸脱脂除二氧化碳、铜洗脱一氧化碳、压缩等工艺, 合成生产合成氨; 再由碳化法生产碳酸氢铵, 变换气联合法生产纯碱和氯化铵。废水主要来源于制气、脱硫、精馏 (铜洗) 及碳化工段。其主要污染物有氰、硫氨。以含氰废水和含氨废水对周围的水体影响较大。

各化肥厂废水排放量的差别较大, 据 10 个化肥厂统计, 每生产 1t 氨废水排放量从 36.20t 到 325.65t, 平均为 187.73t。

这里举一个造气废水治理——闭路循环工程实例。某化肥厂有 2.26m 造气炉 4 台, 造气废水排放量折算为吨氨废水排放量为 105t, 废水中主要污染物含量为 (mg/L): 氰化物 4.16、硫化物 6.07、COD 807.07、氨氮 240.63。

该厂采用凉水塔循环回用法, 实现造气废水闭路循环, 其原理是利用造气废水中的氰化物、硫化物和氨氮等污染物容易挥发的特点, 使之经曝气 (吹脱) 后以 HCN、H₂S 和 NH₃ 等形式转入大气; 经大气稀释、自净等作用, 使部分降解, 而水中氰化物的浓度则大大降低, 并在出水水温降低的同时, 回用到造气洗涤系统中, 实现了闭路循环。循环过程中所消耗的水, 用新鲜水补充回系统。该法受废水的 pH、水温、氰化物浓度和气象等条件的影响。

本法工艺流程如图 10.4 所示。

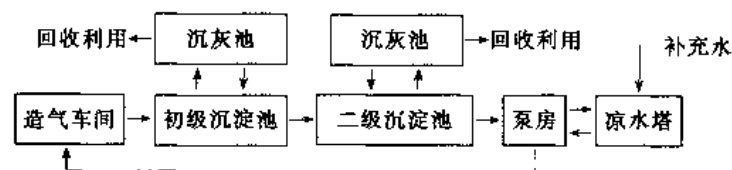


图 10.4 造气废水治理工艺流程图

废水从造气车间排出经初级沉淀池、二级沉淀池将废水中的悬浮物如煤屑沉淀后, 用水泵提升至开放点滴式凉水塔顶部喷淋。空气从塔的四周或塔底进入与喷淋的废水接触, 废水中的氰化物及易挥发物质经吹脱转入大气中。处理后的水, 经泵房回到造气车间作洗涤水用并定期加入补充水。本工艺特点为增设两个沉淀池, 用泥浆泵将初级和二级沉淀池中的煤屑分别打入两个附属的沉灰池。沉灰池分为两格, 其中一个待沉淀煤屑装满后, 自然过滤, 滤液回沉淀池, 另一个开始沉淀而反复使用。

主要设备及构筑物如表 10.24。

(5) 石油化学工业废水处理实例

石油化学工业是以石油为原料生产多种合成纤维、塑料、有机化工产品等的工业。其排出废水的特点是: 量大, 组成复杂, 水质变化大; 有机物品种多且含量高, 并含有多种重金属。石油化工废水处理较典型的流程见图 10.5~图 10.7。

表 10.24 主要设备及构筑物

序号	设备及构筑物名称	单位	数量	规格	序号	设备及构筑物名称	单位	数量	规格
1	初级沉淀池	座	1	20m×8.5m×2m	5	二级沉淀沉灰池	座	1	20m×6.5m×2m
2	初级沉淀沉灰池	座	1	20m×6.5m×2m	6	泵房	间	1	60m ² , 配污水泵
3	活动行车	台	1	配泥浆泵 2 台型号 3MWL-H9.8	7	凉水塔	座	1	20m×4m×10m, 12 格
4	二级沉淀池	座	1	28.5m×12.5m×2m					

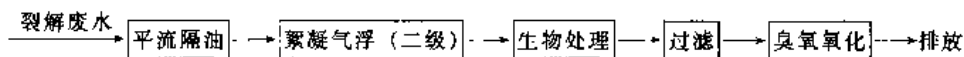


图 10.5 石油化工厂裂解废水处理流程



图 10.6 石油化工厂二甲基甲酰胺废水处理流程

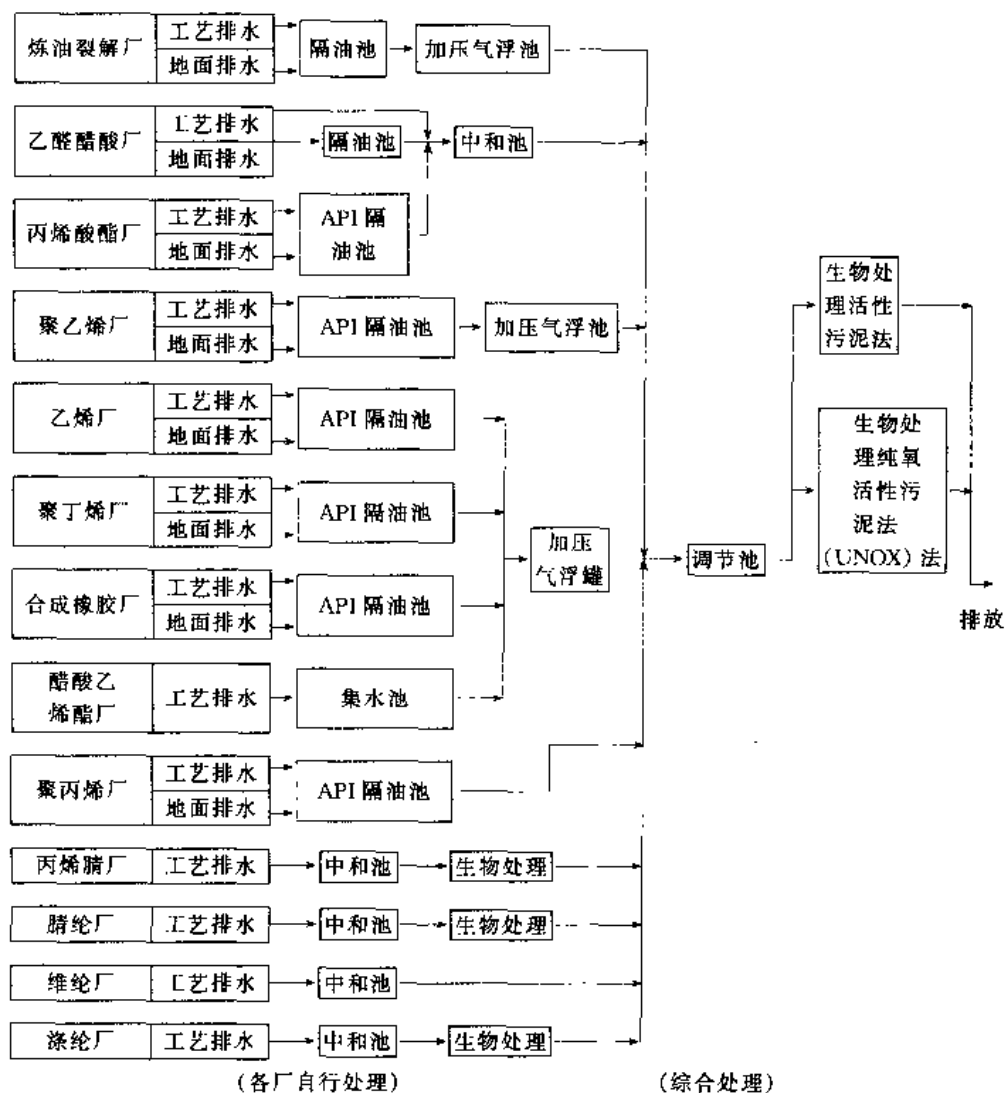


图 10.7 石油化工联合企业废水处理流程

10.3 化工废气的排放控制技术

在化学工业生产的各个环节,如原料生产、物料的加工及输送、生产中的燃烧、化学反应、加热冷却等

过程,都可能产生向外散发的粉尘、有害气体、有害蒸气,这些统称为工业废气,它们可分为颗粒污染物和气态污染物。有些有害物质是造成大气污染的主要污染源。工业废气通常颗粒物浓度变化大(100~60000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$),粒度分布范围广(0.001~1000 μm),并有可燃性和易爆性、温度高(最高可达1000℃以上)、有害气体种类繁多等特点。

化工废气的控制技术主要分为颗粒污染物排放控制技术和气态污染物排放控制技术。

10.3.1 颗粒污染物的排放控制技术

大气颗粒污染物的控制,实际上是一个固气相混合物的分离问题,即气溶胶非均相混合物的分离。将固体粒子从气体介质中分离出来的气体净化方法称为除尘。利用固体粒子的重力、惯性力、离心力进行分离称为机械除尘;利用固体粒子的粒径和质量差异,或固体粒子易被水润湿或其荷电性等产生静电而进行分离的过程分别称为过滤除尘、湿式除尘和静电除尘。

人们经过长期实践和研究,发明了各种有效的除尘技术,制造了各种高性能、适用于各种环境的除尘装置。常用除尘器的类型与性能见表10.25。

表 10.25 常用除尘器的类型与性能

型式	除尘作用力	除尘器种类	适用范围				不同粒径效率			投资比	
			粉尘粒径 μm	粉尘浓度 g/m^3	温度 $^{\circ}\text{C}$	阻力 mmH_2O	粒径, μm			初投资	年成本
							50	5	1		
干式	惯性、重力	惯性除尘器	>15	>10	<400	20~100	96	16	3	<1	<1
	离心力	旋风除尘器	>5	<100	<400	40~200	94 96	27 73	8 27	1 2	1 1.5
	静电力	电除尘器 高效电除尘器	>0.05	<30	<400	10~20	>99 100	99 >99	86 98	9.5 15	3.8 6.5
	惯性、扩散与筛分	袋式过滤器	0.1	3~10	<300	80~200	>99 100 100 100	>99 >99 >99 >99	99 99 99 99	6.6 9.4 6.8 6.0	4.2 6.9 5.0 4.0
湿式	惯性、扩散与凝集	振动清灰	0.05~100	<100	<400	80~1000	>99	>99	99	6.6	4.2
		气环清灰					100	>99	99	9.4	6.9
		脉冲清灰					100	>99	99	6.8	5.0
		高压及清吹	0.05~100	<10	<400	80~1000	100	>99	99	6.0	4.0
		白激式洗涤器					100	93	40	2.7	2.1
		高压喷雾洗涤器					100	96	75	2.6	1.5
		高压文氏管除尘器	0.05~100	<10	<800	80~1000	100	>99	93	4.7	7.7

注:1.表中投资比是以1的倍数进行相对比较。

2.1 mmH_2O = 9.807Pa。

10.3.1.1 除尘技术原理及设备

(1) 重力除尘器

重力除尘器利用含尘烟气在沉降室内降低流速,尘粒借助于自身的重力而自然沉降,使尘粒和气体分离开来而达到除尘的目的。它具有结构简单、造价低、便于维护管理、压力损失小、可以处理高温气体的特点。但它只能对50 μm 以上的尘粒具有较好的捕集作用,因此除尘效率低。尘粒的分离速度 v 可表示如下:

$$v = d^2(\rho_s - \rho)g / (18\mu)$$

式中 d 为尘粒直径, m; ρ_s 、 ρ 分别为尘粒与烟气的密度, kg/m^3 ; g 为重力加速度, m/s^2 ; μ 为烟气的粘度, $\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

如水平烟气流速为 v_0 的粒子 d 从高度为 H 的位置开始沉降,落到水平距离 L 的位置时,可用下式表示:

$$\tan\theta = v_s/v_0 = d^2\rho_s/(18\mu), v_0 = H/L$$

由此可见,烟气水平流速越低,水平距离越大,越有利于分离水平流速小的微小尘粒。在设计沉降室时,一般控制烟气的流动速度为1~2 m/s ,除尘效率可达40%~60%。在气流速度基本固定的情况下,重力除尘器设计得越长,越有利于提高除尘效率。但通常不宜超过10m长。

(2) 惯性除尘器

惯性除尘器又叫惰性除尘器,它是使含尘气体与挡板撞击或者急剧改变气流方向,利用惯性力分离并捕集粉尘的除尘设备。

惯性除尘器可分为碰撞式和回转式两种。碰撞式沿气流方向装设一道或多道挡板,当含尘气体碰撞到挡板时,尘粒便从气体中分离出来;而回转式则是使含尘气体多次改变方向,在转向过程中将尘粒分离出来。

惯性除尘器可作为高效除尘器的前处理装置,用来除去粒径 $20 \sim 30 \mu\text{m}$ 的尘粒,流速一般在 $2 \sim 30 \text{m/s}$,压力损失为 1000Pa 左右。

(3) 旋风除尘器

旋风除尘器又称离心力除尘器。它是利用尘粒随烟气流作旋转运动,借助于尘粒的离心力作用,尘粒沿着筒壁旋转下降,而净化气体通过排气管从筒体中心排出,从而把尘粒从烟气流中分离出来。

下面介绍几种工业生产中常用的旋风除尘器。

① CTL/A型旋风除尘器 该除尘器的圆筒直径每 $150 \sim 800 \text{mm}$ 为一级。同一圆筒直径又有单筒、双筒、三筒、四筒、六筒等五种组合形式。每种组合按其出口方式又有 X、Y 两种。X 型一般用于负压操作系统;Y 型可用于正压或负压操作系统。该除尘器适用于分离密度和颗粒较大的干燥、非纤维性粉尘。其净化能力及其阻力分别计算如下:

$$V = (3600\pi/4) D^2 n \omega = 2826 n \omega D^2$$

$$\Delta p = \xi(\omega_1^2/2) \rho_1$$

式中 V 为除尘器的净化能力, m^3/h ; n 为旋风筒个数; ω 为旋风筒截面上假想气流速度, m/s , 一般为 $2.5 \sim 4 \text{m/s}$; D 为旋风筒直径, m ; Δp 流体阻力, Pa ; ξ 为阻力系数,对 X 型取 5.5 ,对 Y 型取 5.0 ; ω_1 为除尘器进口气流速度, m/s ; ρ_1 为含尘气体密度, kg/m^3 。

② CLK型旋风除尘器 该除尘器主要特征是筒身呈倒锥形即向下扩散形。这种除尘器适合收集非纤维性粉尘和矿物性粉尘,尤其适用于含尘浓度高和粉尘磨蚀性强的场合。其净化能力及其阻力分别计算如下:

$$V = 3600 \omega_1 A$$

$$\Delta p = \xi \omega_1^2 / (2 \rho_1)$$

式中 ω_1 为进口风速, m/s ; A 为进口截面积, m^2 ; 其他符号同前。

这种除尘器可单筒使用,也可以多筒组合使用。除尘效率一般可达 90% 以上。

③ 双级涡旋除尘器 这种除尘器实质上是组合式除尘器装置,系在 C 型旋风除尘器前面设置一个蜗壳形的惯性分离器(实质上是一个尘粒浓缩器,起到浓缩和预分的作用)。双级涡旋除尘器的除尘效率一般可达 $85\% \sim 90\%$ 。推荐入口粉尘负荷为 $1 \sim 10 \text{g}/\text{m}^3$,运行负荷以不低于额定负荷的 70% 为宜。

双级涡旋除尘器已编成通用动力设备重复使用图集。图集号 CR205—1、2、3、4、5 分别配套用于蒸发量为 $2、4、6.5、10 \text{t/h}$ 的链条炉、往复炉排炉、振动炉排炉及抛煤炉等工业锅炉的烟气除尘。

④ XPW平旋型旋风除尘器 这种平旋型旋风除尘器适用于 $5 \sim 10 \mu\text{m}$ 以上的粉尘场合。一般推荐的运行负荷为额定负荷的 $60\% \sim 125\%$,入口粉尘负荷以 $30 \sim 20 \text{g}/\text{m}^3$ 为宜,烟气入口风速 20m/s 时,设备的流体阻力约为 $294 \sim 392 \text{Pa}$ ($30 \sim 40 \text{mmHg}$),除尘效率约 $80\% \sim 85\%$ 左右。

XPW 型旋风除尘器已编成动力设备重复使用图集,图集号 CR208—1、2、3、4、5、6 分别与烟气流量为 $3300 \sim 18000 \text{m}^3/\text{h}$ 的工业锅炉配套使用。

(4) 过滤式除尘器

过滤式除尘是使含尘气体通过多孔滤料,把气体中的尘粒截留下来,使气体得到净化的方法。滤尘方式有内部过滤式与外部过滤式两种,常用的有袋式除尘器和颗粒层过滤除尘器。

① 袋式除尘器 袋式除尘器是使含尘气体通过织物过滤袋,将粉尘收集下来的一种设备。其性能的优劣主要取决于滤料,其次决定于清灰方式和除尘器的结构。目前常用的滤料有天然纤维、合成纤维、无机纤维等。各种纤维的主要性能列于表 10.26。

袋式除尘器的结构形式多种多样,按滤袋形状可分为圆袋和扁袋两种;按含尘气流进入滤袋的方向可分为内滤式和外滤式两种;而按清灰方式及清灰装置则可分为机械振动清灰、逆气流清灰、吹灰圈清灰及脉冲清灰四种。

袋式除尘器的总过滤面积可由下式求出:

$$A = Q / (60 V)$$

式中 A 为总过滤面积, m^2 ; Q 为待净化含尘气体量, m^3/h ; V 为过滤风速, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$,简易清灰时 $V = 0.2 \sim 0.75 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$,机械振动清灰时 $V = 1.0 \sim 2.0 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$,逆气流反吹清灰时 $V = 2 \sim 3 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$,气环反吹清灰时 $V = 4 \sim 6 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$,脉冲喷吹清灰时 $V = 2 \sim 4 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$ 。

过滤时所需滤袋数 (n) 为 $n = A/a$ 。若滤袋直径为 d ,高度为 l ,则每只滤袋面积 $a = \pi dl$ 。

② 颗粒层除尘器 颗粒层除尘器是以硅砂、砾石和焦炭等颗粒物作为滤料,去除含在气体中粉尘粒子的一种内滤式除尘装置。该除尘器具有很多优点:适于净化高温、有磨损、易腐蚀、易燃易爆的含尘气体;其过滤能力不受灰尘比电阻的影响,除尘效率高,并可同时去除气体中 SO_2 等多种污染物。

表 10.26 各种纤维的主要性能

类别	原料或聚合物	商品名称	密度 g/cm ³	最高使用 温度 ℃	长期使用 温度 ℃	20℃以下的吸湿性 %		抗拉强度 × 10 ³ Pa	断裂 延伸率 %	耐磨性	耐热性		耐有机酸	耐无机酸	耐碱性	耐氧化剂	耐溶剂
						φ = 65 %	φ = 95 %				干热	湿热					
天然纤维	纤维素	棉	1.54	95	75~85	7~8.5	24~27	30~40	7~8	较好	较好	较好	很差	很差	较好	一般	很好
	蛋白质	羊毛	1.32	100	80~90	10~15	21.9	10~17	25~35	较好	—	—	较好	较好	很差	差	较好
	蛋白质	丝绸	—	90	70~80	—	—	38	17	较好	—	—	较好	较好	很差	差	较好
合成纤维	聚酰胺	尼龙、锦纶	1.14	120	75~85	4~4.5	7~8.3	38~72	10~50	很好	较好	较好	很差	很差	较好	一般	很好
	芳香族聚酰胺	诺梅克斯	1.38	260	220	4.5~5	—	40~55	14~17	很好	很好	很好	较好	较好	较好	一般	很好
	聚丙烯腈	腈纶	1.14~1.16	150	110~130	1~2	4.5~5	23~30	24~40	较好	较好	较好	很好	很好	一般	较好	很好
	聚丙烯	聚丙烯	1.14~1.16	100	85~95	0	0	45~52	22~25	较好	较好	较好	很好	很好	较好	较好	很好
	聚乙烯醇	维尼纶	1.28	180	<100	3.4	—	—	—	较好	一般	一般	很好	很好	很好	一般	一般
	聚氯乙烯	氯纶	1.39~1.44	80~90	65~70	0.3	0.9	24~35	12~25	差	差	差	很好	很好	很好	很好	很好
	聚四氟乙烯	特氟纶	2.3	280~300	220~260	0	0	33	13	较好	较好	较好	很好	很好	很好	很好	很好
	聚酯	涤纶	1.38	150	130	0.4	0.5	40~49	40~55	很好	较好	一般	较好	较好	较好	较好	很好
	铝硼硅酸盐玻璃	玻璃纤维	3.55	315	250	0.3	—	145~158	3~0	很差	很好	很好	很好	很好	差	很好	很好
	铝硼硅酸盐玻璃	经硅油、聚四氟乙烯处理的玻璃纤维	—	350	260	0	0	145~158	3~0	一般	一般	很好	很好	很好	差	很好	很好
无机纤维	铝硼硅酸盐玻璃	经硅油、石墨和聚四氟乙烯处理的玻璃纤维	—	350	300	0	0	145~158	3~0	一般	很好	很好	很好	很好	较好	很好	很好

颗粒层除尘器按其功能可分为单（耙式）颗粒层除尘器和组合（沸腾）颗粒层除尘器两种。其技术性能如表 10.27 所示。

表 10.27 颗粒层过滤器技术性能

技 术 性 能	旋风耙式过滤器	沸腾颗粒层过滤器	
		双排阀	单排阀
使用温度, °C	350	400 (短时可超过)	普通钢板 370 锅炉钢板 550
每层过滤面积, m ²	1.33	1×0.9	1
过滤风速, m/s	0.5~0.6	0.3~0.45	0.25~0.42
过滤层阻力, Pa	900~1100	1000~1200	500~1200
反吹风速, m/s	0.67~0.83	1.2~1.4	0.68~1.19
反吹压力, Pa	1200~2250	2000~2200	1600~2300
反吹宽度, s	40~60	10~30	5
颗粒层厚度, mm	80~150	100~120	100~150
颗粒当量直径, mm	2~4.5	≈2	1.3~2.2
耙齿转速, r/min	10~20		
除尘效率, %	95~98	95~97	95 左右

(5) 湿式除尘器

湿式除尘器是用洗涤水或其他液体与含尘气体相互接触实现分离捕集粉尘粒子的装置, 根据湿式除尘器中除尘机制的不同, 可分为七种类型: 重力喷雾洗涤除尘器、离心（旋风）洗涤除尘器、贮水式冲击水浴除尘器、板式塔鼓泡洗涤除尘器、填料塔洗涤除尘器、文丘里洗涤除尘器、机械动力洗涤除尘器。

表 10.28 列出某些洗涤除尘器的性能特性。

表 10.28 某些洗涤除尘器的特性

分 类	洗涤除尘器的形式	可能捕集的粒径 μm	含尘气体 流速 m/s	液气比 L/m ³	50%分离 临界粒径 μm	水泵 压力	压力损失 Pa	除尘器的 除尘效率 %
压力水式洗涤除尘器	重力喷雾塔洗涤器	5.0~100	1~2	2~3	3.0	中	100~500	70($d_p=10\mu\text{m}$)
	旋风式洗涤除尘器	1~100	1~2	0.5~1.5	1.0	中	500~1500	80~90
	喷射式洗涤除尘器	0.2~100	10~20	10~50	0.2	大	0~1000	90~99
	文丘里洗涤除尘器	0.1~100	60~90	0.3~1.5	0.1	小	3000~10000	90~99
填料塔洗涤除尘器	填料塔洗涤除尘器	≤0.5	0.5~2	1.3~3	1.0	小	1000~2500	90($d_p\geq 2\mu\text{m}$)
	湍球塔洗涤除尘器	0.5~100	5~6	0.5~0.7	0.5	小	7500~12500	97($d_p=2\mu\text{m}$)
贮水式冲击水浴洗涤除尘器	Roto-Clone 型自激式洗涤除尘器	>0.2	分离室中 气流上升 速度≥2.7	单位气体 冲击水量 为 2.67; 消耗水量 为 0.134	0.2	小	400~3000	93($d_p=5\mu\text{m}$)
旋转式洗涤除尘器	泰生式、离心式洗涤器 (Theisen disintegrator)	>0.1	转速: 300~750r/min	0.7~2	0.2	小	0~1500	75~99

(6) 电除尘器

电除尘器是利用特高压直流电源 (20~100kV) 造成不均电场, 利用该电场中的电晕放电, 使含尘烟气的尘粒带上电荷, 借助于静电场中的库仑力把这些带电的尘粒分离捕集于集尘极上的装置。该除尘器的主要优点是: 除尘效率高, 对 1~2μm 的粉尘, 其除尘效率可达 98%~99%; 处理气量大, 每小时可处理几十万甚至上百万立方米的气量; 阻力比较低, 因此消耗能量小; 正常操作温度可达 300℃。但一次投资费用大, 维护费用高, 设备占地面积大, 对粉尘有一定的选择性, 结构较复杂, 安装、维护、管理要求严格。

电除尘器的种类很多, 结构也各不相同。常用的除尘器有管式与板式两大类型。板式中根据含尘气流的运动方向, 又分为卧式和立式两种。

根据所用电场类型, 还可分为单电场和多电场除尘器。按集尘极上粉尘清除方式又可分为干式和湿式两种。

10.3.1.2 除尘器的性能评价与除尘系统设计原则

(1) 除尘器评价

除尘器评价指标主要是除尘效率和净化后的烟气中含尘浓度。进行综合评价时还应考虑粒径分级效率、压力损失,以及耗钢量、负荷适应性、设备造价、运行费用、工作可靠性、耐用年限、制造和管理繁简程度等方面。

① 除尘器除尘效率 除尘器的除尘效率系指由除尘装置除下的粉尘量与除尘前含尘气体中所含粉尘量的百分比,通常用 η 表示。设除尘器进口和出口烟气流分别为 Q_1 、 Q_0 (m^3/h); 除尘器进口和出口含尘浓度分别为 c_1 、 c_0 (g/m^3), 除尘器进口和出口管道粉尘流量分别为 S_1 和 S_0 (kg/h); 除尘器捕集的粉尘流量为 S_c (kg/h)。为了减少计算误差,必须把气体流量换算成标准状态。

根据进口和出口管道内粉尘的流量求除尘效率:

$$\eta = \left(1 - \frac{S_0}{S_1}\right) \times 100\% = \left(1 - \frac{c_0 Q_0}{c_1 Q_1}\right) \times 100\%$$

当 $Q_1 = Q_0$ 时,

$$\eta = \left(1 - \frac{c_0}{c_1}\right) \times 100\%$$

根据进口或出口管道内粉尘流量和除尘器单位时间内捕集的粉尘量求除尘效率:

$$\eta = \frac{S_c}{S_1} \times 100\%$$

$$\eta = \frac{S_c}{S_c + S_0} \times 100\%$$

② 除尘器的分级效率 当测得除尘器的进、出口气流中粉尘的分散度(粉尘颗粒粒径的重量百分数)和总效率之后,就可以按下式求得除尘器的分级效率:

$$\eta_x = \frac{G_{1x} - G_{0x}(1 - \eta)}{G_{1x}} = 1 - \frac{G_{0x}}{G_{1x}}(1 - \eta)$$

式中 η_x 为某一粒级的分级效率,%; G_{1x} 为除尘器进口气体中某一粒级的分散度,%; G_{0x} 为除尘器出口气体中某一粒级的分散度,%; η 为除尘器的总效率,%。

由上式可看出分级效率与总效率之间的关系:

当 $G_{0x} > G_{1x}$ 时,则 $\eta_x < \eta$; 当 $G_{0x} = G_{1x}$ 时,则 $\eta_x = \eta$; 当 $G_{0x} < G_{1x}$ 时,则 $\eta_x > \eta$ 。

通过这种计算可以知道,选择何种除尘器适合于除去哪一种粒径范围的粉尘。

用多个不同形式的除尘器串联使用组成的除尘系统的总除尘效率可用下式求得:

$$\eta = \eta_1 + \eta_2(1 - \eta_1)$$

式中 η 为除尘系统总除尘效率,%; η_1 、 η_2 分别为第一级、第二级除尘器除尘效率,%。

串联若干相同形式除尘器的总除尘效率可用下式计算:

$$\eta = 1 - (1 - \eta_0)^n$$

式中 η 为除尘系统总除尘效率,%; η_0 为单个除尘器的除尘效率,%; n 为串联除尘器的数量。

③ 除尘器通过率 除尘器通过率系指没有被除尘器除下的粉尘量占进入除尘器前粉尘量的百分比,一般用 P 表示:

$$P = \frac{S_0}{S_1} \times 100\% = \frac{S_1 - S_c}{S_1} \times 100\% = \left(1 - \frac{S_c}{S_1}\right) \times 100\%$$

即

$$P = 1 - \eta$$

P 值愈小,说明除尘器的除尘效果愈好;反之, P 值愈大,除尘效果愈不好。

处理气量和除尘效率有如下关系:

$$\frac{P}{P_n} = \frac{100 - \eta}{100 - \eta_n} = \frac{\sqrt{Q_n}}{\sqrt{Q}}$$

$$\eta = 100 - (100 - \eta_n) \sqrt{Q_n/Q}$$

式中 P 为性能试验时的通过率,%; Q 为性能试验时的烟气流, m^3 ; P_n 为标准(额定)通过率,%; Q_n 为标准(额定)烟气流, m^3 。

④ 除尘器的压力损失 除尘器的压力损失又称压力降。通常用 Δp 来表示,它是含尘气体或烟气经过除尘器所消耗能量大小的一个主要指标。除尘装置压力降的大小,不仅取决于设备的结构形式,而且与流体的流速有关。对同一型式的除尘设备,若经过的烟气流速不相同,其压力降也不同,烟气流速愈大,其压力降愈大。除尘装置的压力降可用下式来表示:

$$\Delta p = \xi \frac{\gamma u^2}{2g} = \xi \frac{\rho u^2}{2}$$

式中 ξ 为除尘装置的压力降(阻力)系数,可由实验和经验公式来确定; u 为烟气进口时的流速, m/s ; γ 为烟气的重度, N/m^3 ; ρ 为烟气的密度, kg/m^3 ; g 为重力加速度, $g = 9.8 \text{ m/s}^2$ 。

(2) 除尘系统的设计原则

除尘系统一般包括密闭集气(排气)罩、管道及其附件、除尘设备与风机等。作为除尘系统还必须考虑烟气和粉尘的性质以及系统中各个部分的搭配,只有综合考虑各种有关因素,才能设计出技术经济合理的除尘系统。其设计一般原则如下。

① 排气罩的设计 生产厂矿除尘系统设置排气罩,应考虑以下因素:

- 应根据生产工艺及排尘特点,对污染源分别采取局部密闭、整体密闭或其他形式的密闭方式;
- 为了有效地捕集粉尘,应将排气罩设置在污染源的上方或附近,而且罩体应具有足够的密闭性,罩内应维持微负压;
- 密闭罩的结构和形式应在满足生产的前提下,保持一定容积,而且罩内气流方向与污染物流动方向相一致;
- 在工艺允许的条件下,排气罩的开口面积尽可能缩小,罩口处风速一般取 $0.2 \sim 3 \text{ m/s}$,以防止物料或能量的损失;
- 排气罩要重量轻,操纵灵活,启闭方便,必要时设置检查门和观察孔。

② 管网配置 除尘管网配置应考虑以下条件:

- 在生产工艺和现场条件允许的前提下,系统内管道应尽可能短,以便节约投资、减少运行费用;
- 对于多个污染源的场合,可以分散布置多个独立系统,也可采用联合布置成集中系统;但一个系统不宜超过 5 个除尘点;
- 粉尘浓度较大时,管道以垂直或倾斜布置为宜,斜管段与水平面夹角应大于粉尘的自然安息角,采用水平管道,风速应大一些,同时要设置清灰孔,表 10.29 列出了各类工业粉尘在水平管内的流速。垂直管道中的流速比水平管道中低 $2 \sim 5 \text{ m/s}$ 。

表 10.29 工业粉尘在水平管道内的流速

污 染 物	流速范围, m/s	举 例
蒸气、烟气、有害气体	7~10	各种蒸气、烟气及有害气体
烟尘	7~10	氧化锌、铅烟、沥青烟
细轻质粉尘	10~12	棉绒、毛绒、谷物(干)
干粉尘及粉末	10~17	胶木粉、细胶皮尘、麻绒、棉尘、刨花、皂尘、皮尘、煤粉
中等工业粉尘	17~20	研磨尘、矿物粉尘、抛光尘、咖啡豆、鞋尘、粘土尘、烧结粉尘、铸造尘、石灰石尘、石棉尘、水泥
重尘	20~22	金属切削、铸件抛光、喷砂尘、弯管废料、铸铁打眼、铅尘
重尘或湿尘	>22	湿水泥尘、抛光尘(湿)、生石灰尘、钢渣破碎

d. 为降低系统的阻力损失,管道弯头的曲率半径以取管径的 $1.5 \sim 2$ 倍为宜,管道的三通及主管与主管的连接处以取夹角小于 35° 为宜,管道渐扩管和渐缩管的扩张角以 $10^\circ \sim 20^\circ$ 为宜,收缩角以 25° 为宜;

e. 风机入口与管道的连接以渐扩或渐缩的直管为好,如采用弯管,转变的方向应与叶轮旋转方向相一致,以免影响风机效率,风机出口管不应直接转弯,必须转弯时,转弯方向应与叶轮旋转方向相一致;

f. 为系统启动方便,风机入口管道上应装调节阀门,出口管道上设调节或试验用监测孔。

③ 除尘设备 选用除尘设备应注意以下问题:

a. 选用除尘设备应首先了解各种除尘器的适用场合及投资、运行费用(表 10.30 给出了六种除尘设备的比较);

b. 生产工艺及其排尘特点是选用除尘器的重要依据之一,这些特点是指排烟数量、烟尘性质、温度、湿度及主要特殊要求等;

c. 在条件允许的情况下,除尘器应布置在远离污染源面又不影响生产操作的地方;

d. 在一级除尘不能满足要求时,可考虑二级或三级除尘,除尘器串联越多,管理越困难;

表 10.30 六种除尘设备比较

除尘设备	最佳粒径范围, μm	制造安装费	运行管理费	备 注	除尘设备	最佳粒径范围, μm	制造安装费	运行管理费	备 注
重力除尘器	>100	低	低	占地大,效率低	湿式除尘器	0.1~5	高	高	污水须处理
惯性除尘器	>50	中	低	效率偏低	袋式除尘器	0.1~1.0	高	高	
旋风除尘器	5~20	中	中		电除尘器	0.01~1.0	最高	中	

e. 除尘器的运行应与生产设备连锁起来。在启动时除尘器先运行,停车时除尘器后停车。

10.3.2 化学工业有害气体的排放控制方法

化学工业是一个行业多、产品品种复杂多样的综合性工业,排入大气中的污染物种类繁多,数量很大。主要气态污染物有二氧化硫、氮氧化物、氟化氢、氯气、氯化氢、碳氢化合物,以及各种其他的有机和无机气体等。由于这些气体污染物以分子或气溶胶状分散于空气中,不能靠重力、惯性力、电场力等作用进行分离,根据其物理性质和化学性质,通常采用的废气治理方法有吸收法、吸附法、催化转化法、燃烧法和冷凝法。

(1) 气体吸收法

气体吸收法就是使工业气中有害气体与溶液或溶剂接触,废气中的一种或几种组分由气相转入液相,使有害气体得到回收或分离的方法。不同溶液或溶剂可吸收不同的有害物质。吸收法又分物理吸收和化学吸收。

吸收流程一般多采用逆流操作流程,即在吸收设备中,被吸收气体由下而上流动,而吸收剂则由上向下流动,在气液逆向接触中完成吸收质的传质过程。吸收流程按工艺分可分为非循环过程和循环过程两种。非循环过程即没有吸收质的解吸过程;吸收循环过程为吸收剂封闭循环过程,在循环中对吸收剂进行再生,因此流程中需设置吸收剂的解吸装置。

吸收法常用设备包括填料塔、板式塔、喷雾塔、大丘里洗涤塔及旋转喷雾塔等。

(2) 气体吸附法

某些多孔性固体具有从流体混合物中有选择性地吸着某些组分的能力,将从气相中或者液相的混合物中吸着某种组分进行分离的操作称为吸附法。

吸附现象根据吸附剂表面与吸附质之间的作用力不同可分为物理吸附和化学吸附。表 10.31 表示物理吸附和化学吸附的特点。工业中常用的吸附剂的性质如表 10.32 所示,吸附剂的再生方法如表 10.33 所示,根据吸附剂在吸附塔中的工作状态,可将吸附过程分为固定床吸附过程、移动床吸附过程和流化床吸附过程。

表 10.31 物理吸附和化学吸附的特点

特 点	物 理 吸 附	化 学 吸 附
吸附力	分子间引力	未平衡的化学键力
作用范围	与表面覆盖度无关,可多层吸附	随表面覆盖厚度增加而减少,只能单层吸附
吸附稳定性	不稳定	较稳定,易解吸
吸附热	与吸附质升华热相近	与化学反应热相近
吸附质性质	不变	改变
等压线特点	吸附量与压力(浓度)成正比	较复杂
等温线特点	吸附量随温度升高而升高	到一定温度下开始吸附,高温下有一峰值

表 10.32 常用吸附剂的性质

性 质	吸附剂	粒状活性炭	粉状活性炭	硅 胶	活性氧化铝	分子筛
真密度, g/cm^3		2.0~2.2	1.9~2.2	2.2~2.3	3.0~3.3	2.0~2.5
粒密度, g/cm^3		0.6~1.0		0.8~1.3	0.9~1.9	0.9~1.3
充填密度, g/cm^3		0.35~0.6	0.15~0.6	0.5~0.85	0.5~1.0	0.55~0.75
孔隙率, %		33~45	45~75	40~45	40~45	22~42
细孔容积, cm^3/g		0.5~1.1	0.5~1.4	0.3~0.8	0.3~0.8	0.4~0.6
平均孔径, 10^{-1}nm		1.2~4.0	1.5~4.0	2~12	4.0~15	3~10
气流速范围, m/s		0.1~0.6		0.1~0.5	0.1~0.5	<0.6
比表面, m^2/g		700~1500	700~1600	200~600	150~350	400~750

表 10.33 吸附剂再生方法

吸附剂再生方法	特 点
热再生	使热气流(蒸气或热空气)与床层接触,直接加热床层,吸附质可解吸、释放,吸附剂恢复吸附性能。不同吸附剂允许加热的温度不同
降压再生	再生时压力低于吸附操作时压力,或对床层抽真空,使吸附质解吸出来,再生温度可与吸附温度相同
通气吹再生	向再生设备中通入基本上无吸附性的吹扫气,降低吸附质在气相中的分压,使其解吸出来。操作温度愈高、通气温度愈低,效果愈好
置换脱附再生	采用可吸附的吹扫气,置换床层中已被吸附的物质,吹扫气的吸附性愈强,床层解吸效果愈好,比较适合于对温度敏感的物质。为了吸附剂再生,还需对再吸附物进行解吸
化学再生	向床层通入某种物质,使其吸附质发生化学反应,生成不易被吸附的物质而解吸下来
微生物再生	筛选和驯化特殊的嗜氧细菌,利用它的胞外降解或氧化有机吸附质,使之转化为小分子或者 CO_2 和 H_2O 以达到再生

(3) 燃烧法

将废气中可燃性污染物燃烧或高温分解,使其转化为无害物质的方法。常用于净化有机废气或一氧化碳废气。目前常用的方法有直接燃烧、热燃烧和催化燃烧,其特点列于表 10.34。热力燃烧所需温度和停留时间见表 10.35。

表 10.34 燃烧法分类及其特点

方法	适应范围	燃烧温度 $^{\circ}\text{C}$	燃烧产物	设 备	特 点
直接燃烧	含有可燃组分浓度高或热值高的废气	>1100	CO_2 、 H_2O 、 N_2	一般窑炉或火炬管	有火焰燃烧,燃烧温度高,可燃烧掉废气中的炭粒
热力燃烧	含可燃组分浓度低或热值低的废气	$720\sim 820$	CO_2 、 H_2O	热力燃烧炉	有火焰燃烧,需加辅助燃料,火焰为辅助燃料火焰,可燃烧废气中炭粒
催化燃烧	基本上不受可燃组分的浓度与热值限制,但废气中不许有尘粒、雾滴及催化剂毒物	$300\sim 450$	CO_2 、 H_2O	催化燃烧	无火焰燃烧,燃烧温度最低,有时需电加热点火或维持反应温度

表 10.35 热力燃烧所需温度和停留时间

可燃污染物	停留时间, s	反应温度, $^{\circ}\text{C}$	净化效率, %	可燃污染物	停留时间, s	反应温度, $^{\circ}\text{C}$	净化效率, %
碳氢化合物	0.3~0.5	590~680	>90	黑 烟	0.3~0.5	590~700	90~99
碳氢化合物 + CO_2	0.3~0.5	680~820	>90		0.3~0.5	650~820	>99
甲烷、苯、二甲苯	0.3~0.5	760~820	>90		0.7~1.0	760~1100	>90
恶臭物质	0.3~0.5	540~650	50~90				

燃烧法简便易行,并可回收热能,净化效率一般为 90%~95%,但对有害气体不能回收利用,易引起二次污染。

(4) 催化法

催化法净化气态污染物是利用催化剂的催化作用,将废气中的气体有害物质转变为无害物质或易于去除的物质的一种废气治理方法。此法与吸收、吸附法不同,应用催化法治理污染物的过程中,无需将污染物与主气流分离,可直接将有害物转变为无害物,这不仅可避免产生二次污染,而且又可简化操作过程。目前,此法已成为一项重要的大气污染治理技术。

筛选合适的催化剂是催化法的关键,一般要求选用的催化剂具有很好的活性和选择性、足够的机械强度、良好的热稳定性和化学稳定性以及经济性。常用的催化剂见表 10.36。

表 10.36 净化气态污染物用的几种催化剂的组成

用 途	主要活性物质	载 体
烟气脱硫 ($\text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3$)	V_2O_5 (含量 6%~12%)	硅藻土(助催化剂 K_2SO_4)
硝酸尾气脱硝 ($\text{NO}_2 \rightarrow \text{N}_2$)	Pt , Pd (含量 0.5%) CuCrO_2	$\text{Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$ $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-MgO}$
碳氢化合物净化 ($\text{CO} + \text{HC} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$)	Pt , Pd CuO , Cr_2O_3 , Mn_2O_3 稀土金属氧化物	Ni , NiO , Al_2O_3 Al_2O_3
汽车尾气净化	Pt (0.1%) 碱土、稀土和过渡金属氧化物	硅铝小球、蜂窝陶瓷 Al_2O_3

(5) 冷凝法

物质在不同温度下具有不同的饱和蒸气压,利用这一性质,采用降低系统温度或提高系统压力,使处于蒸汽状态的污染物冷凝并从废气中分离出来的过程称为冷凝法。一般分为接触冷凝和表面冷凝两种方式。

10.3.3 含硫废气的净化与利用

10.3.3.1 含硫氧化物废气的净化

SO_2 是量大、影响面广的污染物,占造成大气污染的硫化物总量的 95% 左右。高浓度 SO_2 烟气可采用接触氧化直接制取硫酸。而低浓度 SO_2 气需要进行脱硫净化。目前,国内外防治 SO_2 污染,主要有采用低硫燃料、高烟囱扩散稀释、燃料脱硫、改革工艺流程及烟气脱硫等方法。烟气脱硫大多分为干法和湿法两大类:干法采用粉状或粒状吸附剂或催化剂来脱除烟气的 SO_2 ,湿法则是采用液体吸收剂洗涤烟气吸收 SO_2 。目前,世界各国多着重于湿法脱硫的研究。主要烟气脱硫方法见表 10.37。本节将叙述国内外使用较广泛的、较成熟的方法。

表 10.37 烟气脱硫方法分类

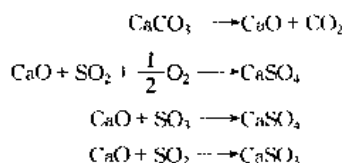
分类	吸收液或吸附剂	反应生成物	方 法	处 理 方 式	副 产 品
干法	活性炭	H_2SO_4	活性炭吸附法	水洗、加热、惰性气体、水蒸气脱吸	稀 H_2SO_4 、浓 H_2SO_4 、 S 、 $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 等
	粉状 CaCO_3 或 $\text{Ca}(\text{OH})_2$	CaSO_4	石灰/石灰石粉直接喷射法		CaSO_4 或废弃
	MnO_2	MnSO_4	活性氧化锰法	添加 NH_4OH 分解(湿式)	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
	CuO	CuSO_4	氧化铜吸收法	利用 H_2 还原	浓 SO_2
	催化剂		催化氧化法		H_2SO_4 或 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
半干法	CaCO_3 或 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 浆液	CaSO_4	石灰/石灰石半干法		CaSO_4 或废弃
湿法	CaCO_3 或 CaO $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 浆液	$\text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$	湿式石灰/石灰石-石膏法	氧化	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
	NaOH 或 Na_2CO_3 吸收液	NaHSO_3	钠盐循环法	NaHSO_3 热解后循环使用	浓 SO_2
			亚硫酸钠法	添加 Na_2SO_3 中和结晶	Na_2SO_3 结晶
			双碱法	添加 CaCO_3 或 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 吸收液循环使用	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
	NH_4OH 或 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ NH_4HCO_3 吸收液	NH_4HSO_3	氨酸法	用 H_2SO_4 分解	浓 SO_2 、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
			氨-亚硫酸铵法	添加 NH_4HCO_3 中和	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$
			氨-石膏法	添加 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 或 CaCO_3 氧化,吸收液循环使用	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
			氨-硫黄法	加热分解,添加 H_2S	S
	MgO 浆液	$\text{Mg}(\text{HSO}_3)_2$ $\text{MgSO}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	氧化镁法	脱水干燥、煅烧分解、 MgO 水化后循环使用	浓 SO_2
	$\text{Mg}(\text{OH})_2$ CaCO_3 混合浆液	$\text{Mg}(\text{HSO}_3)_2$ $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$	氧化镁-石膏法	氧化、再生、添加 CaCO_3 浆液后重新使用	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
	$\text{Al}_2(\text{SO}_3)_3 \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ 水溶液	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot \text{Al}_2(\text{SO}_3)_3$	碱式硫酸铝法	氧化、中和、分离、吸收液循环使用	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
	H_2O 或稀 H_2SO_4 (Fe 催化剂)	H_2SO_4	水或稀硫酸吸收法	添加 CaCO_3 氧化	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

(1) 石灰石-石灰法

本方法是采用石灰石或石灰作为吸收剂(成吸收液)来去除烟气中的 SO_2 。此法是烟气脱硫诸方法中历史最长、应用最广泛最有代表性的方法。该法又分石灰石/石灰直接喷射法、湿式石灰石/石灰-石膏法、石

灰-亚硫酸钙法、喷雾干燥法等。

① 石灰石/石灰直接喷射法 该法为干法抛弃法之一，其原理是用石灰石高温分解所得 CaO 吸收 SO_2 、 SO_3 ：



以上反应是在固体微粒表面进行的，影响反应进行的因素有：

- 石灰石在炉内容易烧僵，影响脱硫效率，一般烧制控制在 $900 \sim 1100^\circ\text{C}$ ；
- 石灰石颗粒太大，则 SO_2 通过孔扩散距离增加，太小的颗粒则随烟气流以接近气体速度流动，颗粒和气体的相对速度太低，不利于 SO_2 的传质，表 10.38 所示为石灰石颗粒度对脱硫效率的影响；

表 10.38 石灰颗粒度对脱硫效率的影响

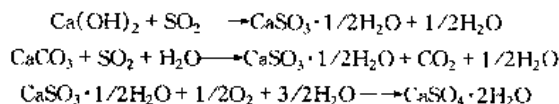
项 目	石灰石颗粒 1~2mm	石灰石片		硝石灰片 ^①
		100~200 目	<200 目	
密度, g/cm^3	0.94	0.86	0.77	0.83
对 SO_2 吸收量(100gCaO), g	20.2	27.1	29.4	29.4

① $\phi 0.5 \times 1\text{mm}$ 的压片，切割成四等分，在 1100°C 下煅烧 3h。

- 颗粒的孔径太小，虽反应表面积大，但易堵塞，太大而反应面积减少，一般 $0.2 \sim 0.3\mu\text{m}$ ；
- 停留时间一般为数秒钟。

石灰石/石灰直接喷射法的工艺是，直接将石灰石喷到炉膛内和烟气中的 SO_2 反应，生成的硫酸盐等颗粒随烟道气排至旋风除尘器和电除尘器被捕集下来。

② 湿式石灰/石灰石-石膏法 该法是利用石灰石或生石灰、硝石灰的浆液做吸收剂，吸收烟道气中的二氧化硫。其脱硫原理可分为吸收和氧化两个过程，首先烟气中的 SO_2 被石灰石或石灰浆液吸收生成亚硫酸钙，然后亚硫酸钙再被氧化为硫酸钙：



石灰石或石灰浆在吸收塔内洗涤烟气得到含 CaSO_3 和 CaSO_4 的混合浆液，然后将浆液的 pH 值调整为 4 左右送入氧化塔内，并向塔内鼓入 $5 \times 10^5\text{Pa}$ 的压缩空气进行氧化，所得到的石膏浆经离心后可得到成品石膏。这就是湿式石灰石/石膏法脱硫。

由于吸收剂采用石灰石或石灰浆液，易发生结垢和堵塞，考虑到传质和结垢，吸收设备应具备如下特点：塔持液量大，气液相间相对速度高，气液接触面积大，内部构件少，压力降小等。

常用的吸收塔有填充塔、湍球塔、筛板塔、喷雾塔及文丘里洗涤器，表 10.39 中为各种洗涤器的比较。

表 10.39 石灰/石灰石法各种洗涤器的比较

形式	SO_2 , %		吸收率 %	烟气流 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	液体量 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$	液气比 L/m^3	阻力 Pa	备 注
	入 口	出 口						
栅条 填充塔	0.128~0.144	0.01~0.044	70~92	5000~10500	4800~13600	0.5~1.5	<250	十字栅格 10% CaCO_3 料浆
	0.08	0.006	93	1100	3200	3.2	>45	12×18m 高 30m 英国班克赛德电站
文氏管 洗涤器	0.13~0.14	0.02~0.08	36~86	60 ^① m/s	—	0.4~2.1	3240~6080	10% CaCO_3 料浆
喷雾塔	0.3	0.03	90	1460	7600	5.5		直径 6.4m 高 11m 喷嘴 139 个 6% $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 料 浆
MCF ^② 洗涤器	0.13~0.14	0.01~0.05	80~92	15000~23000	5000~10000	0.3~0.6	1470~1960	10% CaCO_3 料浆

① 系指喉颈处风速。

② MCF 洗涤器为三菱流式洗涤器的简称。

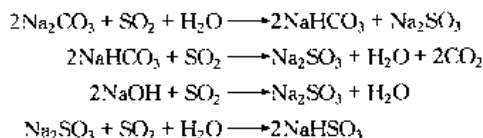
日本某工业脱硫装置试验操作指标为:

处理烟气流	10 万 m ³ /h
SO ₂ 浓度	(200~700) × 10 ⁻⁶
烟气温度	冷却塔入口约 150℃, 出口约 57℃
全系统阻力	约 1570Pa
浆液浓度	8%~13%
吸收塔液气比	第一段 7L/m ³ , 第二段 7L/m ³
吸收液 pH	第一段任意, 第二段 7
冷却塔液气比	2L/m ³
氧化塔内压力	49 × 104Pa
塔内吸收液	pH 值 3~4

(2) 钠碱法

该法采用 NaOH 或 Na₂CO₃ 水溶液来吸收烟气中的 SO₂, 并可获得较多的高浓度 SO₂ 气体和 Na₂SO₄。按吸收液再生方法不同又可以分为钠盐循环法、亚硫酸钠法、双碱法等。

钠碱法中 NaOH 或 Na₂CO₃ 水溶液作初始吸收剂, 在低温下吸收烟气中 SO₂, 并生成 Na₂SO₃。当吸收液循环使用时, 起吸收作用的实际是亚硫酸钠溶液:



① 钠盐循环法 此法又称威尔曼洛得 (Wellman lord) 法。它是利用吸收剂 (NaOH 或 Na₂CO₃) 吸收烟气中 SO₂ 后生成的亚硫酸钠受热分解的性质, 加热使其分解, 获得高浓度 SO₂ 和 Na₂SO₃ 结晶。生成的结晶用水溶解后返回吸收系统。生产过程由吸收、再生、结晶分离三个工序组成。国外用此法生产的工艺操作指标为:

吸收塔进、出口烟气温度分别为 160℃ 和 60℃; 吸收塔进、出口浓度分别为 2090mg/L、200mg/L; 第一、二蒸发器中溶液的温度分别为 115℃、88~95℃; 处理能力: 62 × 10⁴m³/h; 吸收效率可达 90%。国内进行了 5 × 10⁴m³/h 的气量工业试验。

② 亚硫酸钠法 吸收烟气中 SO₂ 后的吸收液, 再经中和、净化、浓缩结晶、过滤、干燥等加工过程, 制得无水亚硫酸钠晶体。此法是回收低浓度 SO₂ 较经济且具有较好实用价值的方法之一。日本的吴羽法、月岛-巴科法、王子造纸法、昭和电工法都是此法的具体应用。我国马坝冶炼厂、杭州硫酸厂和南京钢厂的低浓度 SO₂ 废气处理都采用此法。

亚硫酸钠法比较成熟, 它具有吸收效率高、工艺流程简单、操作方便等优点, 产品纯度可达 96%。但成本高、碱耗量大, 只适用于中小气量的脱硫装置。

③ 双碱法 其方法采用钠盐化合物 (NaOH、Na₂CO₃、Na₂SO₃) 作为第一碱, 吸收烟气中的 SO₂ 后, 用石灰或石灰石作第二碱进行再生, 制得石膏 (CaSO₄·2H₂O), 再生后的溶液继续循环使用。

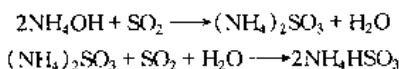
本法除钠盐法本身的优点外, 还有耗碱量少, 可获得副产品石膏, 适用于大容量烟气脱硫。但投资较高, 操作较复杂。

(3) 氨吸收法

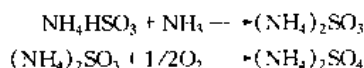
氨吸收法用氨水 (NH₃·H₂O) 来吸收烟气中的 SO₂, 是较为成熟的方法, 已较早地应用于化学工业。氨法脱硫按对吸收液再生方法的不同分为氨-酸法、氨-亚硫酸铵法、氨-硫酸铵法等。

① 氨-酸法 该法工艺成熟, 设备简单, 操作方便, 副产化肥, 化工系统常用此法来净化硫酸尾气, 并用硫酸、磷酸或硝酸来分解吸收液得硫酸铵、磷酸铵或硝酸铵。

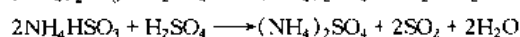
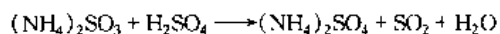
氨-酸法的生产过程由三个生产工序组成: 吸收、分解、中和。吸收是在吸收塔内进行, 含有 SO₂ 的烟气和氨水同时进入吸收塔, 发生反应:



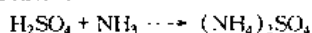
当 NH₄HSO₃ 在循环液中比例增大而降低吸收能力时, 必须补充氨水将亚硫酸氢铵转化成硫酸铵:



部分循环液送入分解塔后, 用 93%~95% 的 H₂SO₄ 分解, 得到 100% 的 SO₂ 和 (NH₄)₂SO₄ 溶液:



再用氨在中和槽内中和分解液中过量硫酸。



某企业利用焦炉煤气中的氨气脱除烧结机尾气中 SO_2 的主要操作参数为：

处理气量 15 万 m^3/h 吸收塔进口气温 60°C

吸收液浓度 30% ~ 40% 吸收塔内液气比 3.3

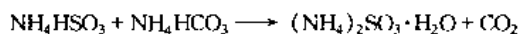
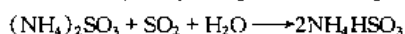
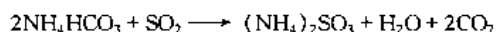
吸收液 pH6 ~ 7 焦炉煤气中氨含量 $9\text{g}/\text{m}^3$

硫酸产量约 15t/d

为了提高 SO_2 吸收率和减少氨消耗，南京化学工业公司的制酸尾气含 SO_2 浓度达 $500\text{g}/\text{m}^3$ ，采用两段氨吸收脱硫装置，其脱硫率达 98%，净化后的尾气 SO_2 浓度降至 $100\text{g}/\text{m}^3$ 以下。吸收塔为泡沫塔，空塔速度为 $1.6 \sim 1.7\text{m}/\text{s}$ 。

② 氨-亚硫酸氨法 此法和氨-酸法不同之处是吸收母液不用硫酸（或其他酸）分解，而是直接将吸收母液加工成亚硫酸铵产品。亚硫酸铵在造纸工业中可代替烧碱蒸煮纸浆，这是一项成功的综合利用方案。

本法的生产过程由四个工序组成：吸收、中和、结晶、分离。其主要化学反应为：



当用碳酸氢铵水溶液吸收时，吸收液浓度和碱度对结晶产率的影响见表 10.40，在中和反应中，碳酸氢铵加入量对亚硫酸铵转化率的影响见表 10.41，主要工艺指标见表 10.42 和表 10.43，消耗定额见表 10.44。

表 10.40 吸收液浓度和碱度对结晶产率的影响

中和前吸收液组成			中和后的湿品			结晶产率
总亚盐 g/L	碱度 滴度	体积 m^3	总重 kg	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ (质量分数)	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ (质量分数)	
632.5	8.1	0.55	282	89.23%	4.3%	56.8%
652.3	9.4	0.45	260.2	81.10%	10.6%	60.6%
657.5	7.4	0.55	336.5	87.42%	3.4%	63.0%

表 10.41 中和时碳酸氢铵加入量对亚硫酸铵转化率的影响

原始母液组成		加入 NH_4HCO_3 量		中和后饱和母液组成		NH_4HSO_3 转化率
NH_4HSO_3 g/L	体积 m^3	加入量 kg	加入量占 理论量	NH_4HSO_3 g/L	体积 m^3	
585.5	0.55	250	92.5%	74.3	0.508	88.2%
615	0.55	275	97%	62.7	0.472	91.26%
598	0.45	225	100%	9.7	0.355	98.72%

表 10.42 氨-亚硫酸铵法的主要工艺操作指标（吸收）

温度, °C			吸收液成分				SO ₂ 浓度		SO ₂ 回收率
气体	吸收液		一段		二段				
进口	一段	二段	总亚盐, g/L	碱度滴度	总亚盐, g/L	碱度滴度	进口	排空	
40 ~ 50	20 ~ 25	20 ~ 25	650 ~ 700	约 10	350	13 ~ 15	0.65 % ~ 0.7 %	0.025 % ~ 0.030 %	90 % ~ 95 %

表 10.43 氨-亚硫酸铵法的主要工艺操作指标（中和）

中和工艺条件				1m^3 母液 中结晶 产量 kg	产品质量			
中和原始液组成		结晶 温度 $^\circ\text{C}$	NH_4HCO_3 加入量占理 论量, %		NH_4HSO_3	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	NH_4HCO_3
总亚盐 g/L	碱度 滴度							
650 ~ 700	9 ~ 10	-5 ~ -8	97% ~ 100%	620	约 0	86% ~ 89%	4% ~ 7%	约 0

表 10.44 消耗定额[以产 1t 85% $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ 计]

物料名称	单 位	碳酸氢铵吸收 ^①	氨水吸收 ^②		
		碳酸氢铵中和	气(液)氨中和	碳酸氢铵中和	氨水中和
碳酸氢铵	t	1.3		1.2	
气(液)氨	t		0.28		
氨水	t				1.285
电	kW·h	75	80	195	240
水	t	0.5	20		

① NH_4HCO_3 含量为 95% (质量)。

② 以 20% 氨水计。

③ 氨-硫酸法 此法同样是采用氨作吸收液,用空气氧化脱硫,制取硫酸铵。方法简单、设备少、消耗酸少、副产品硫酸是制取氮磷复合肥料的原料。其工艺过程主要包括吸收、氧化、过滤、结晶分离、干燥等。

吸收塔采用填料塔,氧化塔内增设旋转雾化器。

(4) 液相催化氧化法

液相催化法在水溶液中加入 SO_2 的氧化催化剂,使被吸收的 SO_2 在液相中催化氧化成硫酸。其生产过程由吸收与氧化、石膏制造两个工序组成。吸收剂为水与催化剂或稀硫酸与催化剂;副产品为 15%~20% H_2SO_4 或石膏。应用较多的催化剂是 Fe^{3+} 、 MnO_2 、活性炭。其主要工艺操作指标见表 10.45。

表 10.45 主要工艺操作指标

指标名称	数 值	指标名称	数 值
烟气温度,℃	60	产品酸浓度(H_2SO_4)	15%~20%
吸收酸浓度(H_2SO_4)	2%~3%	中和结晶温度,℃	50~55
脱硫率	>90%		

10.3.3.2 含硫化氢废气的净化与利用

目前,国内外处理 H_2S 废气的方法很多,常用的脱硫方法如表 10.46 所示。各种净化方法的选择应根据废气的性质、来源等而定。化工等行业的废气由于浓度高、总量少,常用吸收法,而天然气脱硫、石油炼厂的废气由于浓度高、总量大,则以回收硫磺为主。常用克劳斯法及吸收氧化法来处理,对低浓度 H_2S 废气采用化学吸收法和吸收氨化法来净化废气。

表 10.46 含硫化氢废气净化的主要方法

类别	净 化 方 法	脱硫剂或催化剂	副 产 品
干 法	克劳斯法	矾土、氧化铝	$\left\{ \begin{array}{l} \text{S、SO}_2、\text{H}_2\text{SO}_4 \\ \text{SO}_2、(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \\ \text{S、SO}_2、\text{H}_2\text{SO}_4 \end{array} \right.$
	氧化铁法	Fe_2O_3 、 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 、沼铁矿	
	活性炭法	活性炭	
	卡太苏耳弗法	活性炭、矾土	
湿 法	乙醇胺法(DMF法)	二乙醇胺(DMF)	$\left\{ \begin{array}{l} \text{H}_2\text{S、CO}_2、\text{HCN} \\ \text{S、}(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \end{array} \right.$
	二异丙醇胺法(ADIP法)	二异丙醇胺(ADIP)	
	氨水吸收法、萨尔弗曼法	NH_4OH	$\left\{ \begin{array}{l} \text{H}_2\text{S、CO}_2、\text{HCN} \end{array} \right.$
	碳酸钠法、西博法	Na_2CO_3	
	佩提法、佩提-奥托法	K_2CO_3	
	真空碳酸盐法	Na_2CO_3 、 K_2CO_3	
	磷酸三钾法	K_3PO_4	
	酚钠法	酚钠、甲苯、甲酚等	
湿 法	冷甲醇法(勒克梯索耳法)	甲醇	$\left\{ \begin{array}{l} \text{H}_2\text{S、CO}_2 \text{ 等} \end{array} \right.$
	N-甲基-2-吡咯烷酮法(普里索尔法)	N-甲基-2-吡咯烷酮(NMP)	
	碳酸丙烯酯法(福洛尔溶剂法)	碳酸丙烯酯	

续表

类别	净化方法	脱硫剂或催化剂	副产品
物理化学吸收法	环丁砜法 (苏尔菲诺法)	环丁砜 (二氧化四氢噻吩) 二异丙醇胺 (AIDIP)	H ₂ S、CO ₂ 等
湿法	费罗克斯法 曼彻斯特法 赛洛克斯法 吉阿马科-维特罗科克法 (G-V 法) 氨水催化法 斯特雷伍德法 (ADA 法) 塔克哈克斯法 螯合铁法 氧化煤法 栲胶法	Fe(OH) ₃ 、Na ₂ CO ₃ Fe(OH) ₃ 、NH ₄ OH As ₂ O ₃ 、NaOH、Na ₄ As ₂ S ₅ O ₂ As ₂ O ₃ 、NaOH、Na ₃ AsSO ₃ NH ₄ OH、对苯二酚 Na ₂ CO ₃ 、ADA、偏钒酸钠等 Na ₂ CO ₃ 、NH ₄ OH、蒽醌化合物 铁络合物 蒽基腐殖酸 含丹宁栲胶	<div style="display: flex; align-items: center;"> <div style="margin-right: 10px;"> $\left. \begin{array}{l} \text{S、SO}_2 \text{ 等} \\ \text{S、SO}_2 \text{ 等} \end{array} \right\}$ </div> </div>

10.3.4 含氮氧化物废气的净化与利用

针对氮氧化物污染量大而广的特点,世界各国通常采用改进工艺设备、改进燃烧方式以及净化处理和高烟囱排放等方法,以减少氮氧化物对环境的污染。目前,国内外净化氮氧化物的方法多种多样,主要有催化还原法、液体吸收法、吸附法和化学抑制法。各种方法的要点见表 10.47。

表 10.47 废气中氮氧化物的主要净化方法

净化方法		要 点
催化还原法	非选择性催化还原法	用 CH ₄ 、H ₂ 、CO 及其他燃料气做还原剂与 NO _x 进行催化还原反应。废气中的氧参加反应,放热量大
	选择性催化还原法	用 NH ₃ 作还原剂将 NO _x 催化还原为 N ₂ 。废气中的氧很少与 NH ₃ 反应,放热量小
液体吸收法	水吸收法	用水作吸收剂对 NO _x 进行吸收,吸收效率低,仅可用于气量小、净化要求不高的场合,不能净化含 NO 为主的 NO _x
	稀硝酸吸收法	用稀硝酸作吸收剂对 NO _x 进行物理吸收与化学吸收。可以回收 NO _x ,消耗动力较大
	碱性溶液吸收法	用 NaOH、Na ₂ CO ₃ 、Ca(OH) ₂ 、NH ₄ OH 等碱溶液作吸收剂对 NO _x 进行化学吸收,对于含 NO 较多的 NO _x 废气,净化效率低
	氧化-吸收法	对于含 NO 较多的 NO _x 废气,用浓 HNO ₃ 、O ₃ 、NaClO、KMnO ₄ 等作氧化剂,先将 NO _x 中的 NO 部分氧化为 NO ₂ ,然后再用碱溶液吸收,使净化效率提高
	吸收-还原法	将 NO _x 吸收剂溶液中,与 (NH ₄) ₂ SO ₃ 、NH ₄ HSO ₃ 、Na ₂ SO ₃ 等还原剂反应,NO _x 被还原为 N ₂ ,其净化效果比碱溶液吸收法好
	络合吸收法	利用络合吸收剂 FeSO ₄ 、Fe(II)-EDTA 和 Fe(II)-EDTA-Na ₂ SO ₃ 等直接同 NO 反应,NO 生成的络合物加热时重新释放出 NO,从而使 NO 能富集回收
吸附法		用丝光沸石分子筛、泥煤、风化煤等吸附废气中的 NO _x ,将废气净化
化学抑制剂法		在酸洗槽中添加化学抑制剂,可抑制 NO ₂ 的产生。该法对某些酸洗工艺尤为适用

近年来,国内对 NO_x 尾气治理技术的研究主要集中在硝酸尾气、催化剂生产、某些硝化过程及金属表面处理等方面,其中尤以硝酸尾气治理研究较多。目前实际采用的方法是氨选择性催化还原法和碱吸收法。

(1) 氨选择性催化还原法

此法净化硝酸尾气中的 NO_x 的工艺流程,取决于硝酸生产工段。含 NO_x 尾气经过除尘、脱硫、干燥等预处理后,进入预热器预热,再与经过净化的氨在混合器内按一定比例混合均匀,一道进入装有催化剂的反应器内,在选定温度下进行催化还原反应。反应后的气体经分离器除去催化剂粉尘,再经透平机回收动力后

排空。常用的几种催化剂的性能与工艺操作指标分别见表 10.48 和表 10.49。

表 10.48 几种 NO_x 催化剂性能

项 目	型 号			
	75014	8209	81084	8013
形 状	圆柱体	球粒	圆柱体	球粒
粒度, mm	$\phi 5 \times 7 \sim 8$	$\phi 3 \sim 6$	$\phi 4.5 \times 6 \sim 8$	$\phi 5 \sim 6$
比表面, m^2/g	150	150		180~200
孔容, ml/g	0.4~0.5	0.3		
平均微孔半径		$39 \times 10^{-10}\text{m}$		
堆密度, g/cm^3	0.87~0.97		0.85	0.9
机械强度	侧压 6~8kg/颗 正压 40~50kg/颗	总压 2~3kg/颗	侧压 12.5kg/颗	总压 5.5kg/颗
反应温度, $^{\circ}\text{C}$	250~350	230~330	190~250	190~230
反应器进气温度, $^{\circ}\text{C}$	220~240	210~220	160~190	160~180
NH_3/NO_x 物质的量之比	1.0~1.4	1.4~1.6	0.9~1.0	0.9~1.0
空间速度, h^{-1}	5000	10000~14000	5000	10000
转化率, %	≥ 90	约 95	≥ 95	≥ 95
备 注	75014—含 25% $\text{Cu}_2\text{Cr}_2\text{O}_3$; 8209—含 10% $\text{Cu}_2\text{Cr}_2\text{O}_3$; 81084—钒锰催化剂; 8013—以 $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ 为载体, 铜盐为活性组分			

表 10.49 氨催化法净化 NO_x 废气的工艺操作指标

项 目	装 置 厂 家					
	A 厂	B 厂	C 厂		D 厂	E 厂
废气来源	硝化废气	综合法 硝酸废气	全加压法 硝酸废气	综合、全加压 法硝酸尾气	全中压法 硝酸尾气	全中压法 硝酸尾气
处理气量, m^3/h	1400~1500	60000	40000	122000	40000	12400
废气中 NO_x 含量, %	0.5~1.0	≤ 0.4	约 0.2	0.3~0.35	0.15~0.3	0.216
催化剂型号	8209	75014	75014	75014	8209	8209
反应温度, $^{\circ}\text{C}$	250~300	250~260	260~270	215~288	210~250	260~270
空速, h^{-1}	2300~2500	5000	5000	17000	10000~13500	10000~16000
NH_3/NO_x 物质的量之比	1.5	1~1.2	1~1.2	1.1~1.4	0.8~1.8	1.2~1.4
净化后 NO_x 含量, %	< 0.01	< 0.04	< 0.04	< 0.05	< 0.04	约 0.02
NO_x 净化效率, %	> 98	> 90	> 80	76~95	80~95	≥ 96
每吨酸耗氨量, kg		9.46	< 6	14~17	5~6	7~8
每吨酸耗燃料气, m^3		23~27.2				10
每吨酸增加成本, 元		6.12	< 2.0	11.17		6~7

(2) 液体吸收法

液体吸收法系用水或酸、碱、盐的水溶液来吸收废气中的氮氧化物, 使废气得以净化的方法, 按吸收剂的种类可分为水吸收法、酸吸收法、碱吸收法、氧化-吸收法、吸收还原法及液相络合法等, 表 10.50 将这些方法净化 NO_x 的效果、优缺点、适用范围及影响因素等做了比较。

(3) 固体吸附法

用固体吸附剂吸附回收硝酸尾气中的 NO_x 可以达到较高的净化程度, 并将高 NO_x 浓度来加以回收利用。用热空气或蒸气进行吹脱 NO_x , 再生吸附剂, 其优点是操作简便、易于控制, 但当硝酸尾气中 NO_x 含量高时, 吸收剂用量大, 设备庞大。常用固体吸附剂有沸石分子筛、硅胶、活性炭、风化煤等。表 10.51 比较了利用这几种吸附剂净化 NO_x 的方法原理、影响因素和优缺点。

表 10.50 各种液体吸收法净化 NO_x 废气的性能比较

方法	水 吸 收 法	酸 吸 收 法	碱 吸 收 法
工 艺	水吸收	稀 HNO_3 吸收	浓 H_2SO_4 吸收
吸 收 原 理	$2\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{HNO}_3 + \text{HNO}_2$ $3\text{HNO}_2 \longrightarrow \text{HNO}_3 + 2\text{NO} + \text{H}_2\text{O}$ NO 在水中溶解度甚小	稀 HNO_3 吸收 物理吸收, 利用 NO 、 NO_2 在稀酸中的溶解度比在水中大得多的原理	浓 H_2SO_4 吸收 $\text{NO} + \text{NO}_2 + 2\text{H}_2\text{SO}_4 \rightleftharpoons 2\text{NOHSO}_4 + \text{H}_2\text{O}$ $\text{NO} + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightleftharpoons \text{H}_2\text{SO}_4\text{NO}$
影 响 因 素	(1) 液气比 (2) 空塔速度 (3) 氧化度 (4) 压力	(1) 吸收温度 (2) 稀硝酸浓度 (3) 硝酸中 N_2O_5 含量 (4) 空塔速度 (5) 压力	(1) NO_x 初始浓度 (2) 喷淋密度 (3) 空塔速度 (4) NO_x 初始氧化度 (5) 氨气加入量 (6) NaOH 溶液浓度 $< 30\%$
适 用 范 围	适合于主要含 NO_2 的 NO_x 的废气	适合于净化硝酸尾气、硝化尾气等	适合于净化氧化度较高的硝酸尾气、硝化尾气及 NO_x 废气
优 缺 点	净化效率低, 但价廉, 使用操作方便, 常用在要求不太严格的中小型装置上	工艺流程简单, 操作稳定, 易于控制, 可以回收 NO_2 为硝酸, 但气流比小, 酸循环量大, 能耗较高	装置简单, 操作方便, 净化效率高, 吸收液可作肥料, 但不适合处理大气量和含 NO 多的 NO_x 废气
净 化 效 率, %	90	90	90

续表

方法	吸收-还原法			氧化吸收法	络合吸收法
工艺	碱液、亚硫酸铵 二级吸收	硫代硫酸钠在碱性 条件下吸收	硝酸-尿素-水三级 吸收	硝酸氧化-碱液 吸收	络合剂吸收
吸收 原理	$2\text{NaOH} + \text{NO} + \text{NO}_2 \longrightarrow 2\text{NaNO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ $4(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3 + 2\text{NO}_2 \longrightarrow 4(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 + \text{N}_2 \uparrow$ $4(\text{NH}_4)_2\text{HSO}_3 + 2\text{NO}_2 \longrightarrow 4(\text{NH}_4)_2\text{HSO}_4 + \text{N}_2 \uparrow$ $4(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3 + \text{NO} + \text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow 2\text{N}(\text{OH})(\text{NH}_4\text{SO}_3)_2 + \text{H}_2\text{O}$	$4\text{NO}_2 + 2\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 + 4\text{NaOH} \longrightarrow 2\text{N}_2 \uparrow + 4\text{Na}_2\text{SO}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	稀硝酸物理吸收 $\text{NO} + \text{NO}_2 + (\text{NH}_4)_2\text{CO} \longrightarrow \text{CO}_2 + \text{N}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	$\text{NO} + 2\text{HNO}_3 \longrightarrow 3\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ $2\text{NO}_2 + \text{Na}_2\text{CO}_3 \longrightarrow \text{NaNO}_3 + \text{NaNO}_2 + \text{CO}_2$ $\text{NO}_2 + \text{NO} + \text{Na}_2\text{CO}_3 \longrightarrow 2\text{NaNO}_2 + \text{CO}_2$	$\text{FeSO}_4 + \text{NO} \rightleftharpoons \text{Fe}(\text{NO})\text{SO}_4$ $\text{Fe-EDTA} + n\text{NO} \rightleftharpoons (\text{Fe-EDTA}) \cdot n(\text{NO})$ $\text{Na}_2\text{SO}_3 + 2\text{NO} \rightleftharpoons \text{Na}_2\text{SO}_3 \cdot 2\text{NO}$
影响 因素	(1) 氧化度 (2) 吸收液浓度和成分 (3) 液气比 (4) 塔板液层高度 (5) 空塔速度	(1) 氧化度 (2) 吸收液浓度 (3) 液气比 (4) 空塔速度 (5) 初始 NO_x 浓度 (6) pH 值	(1) 稀硝酸的浓度 (2) 尿素循环液浓度 (3) 空塔速度 (4) 喷淋密度 (5) 吸收温度 (6) 压力	(1) 稀硝酸的浓度 (2) 硝酸中 N_2O_4 含量 (3) NO_x 初始氧化度 (4) NO_x 初始浓度 (5) 氧化温度 (6) 空塔速度	(1) 络合剂浓度 (2) 温度 (3) pH 值
适用 范围	适合于净化氧化度较高的 NO_x 废气。适用于同时生产硫酸和硝酸的工厂。	适用于氧化度较高的 NO_x 尾气净化	适用于硝酸尾气、硝化尾气等含 NO_x 废气	适合于净化氧化度较低的 NO_x 废气	适合于净化含 NO 较多的 NO_x 废气, 氧化度低于 10%
优 缺 点	工艺成熟, 操作简单, 吸收液能够进行综合利用, 运行费用低, 净化效率较高。但吸收剂来源有局限性、产品销路不稳定	操作简单, 净化效率高, 不适合处理含 NO 多的 NO_x 废气	效率高, 能降低吸收液浓度, 选以作肥料。但过程需要冷冻, 选择冷冻剂很重要	与单纯的碱吸收相比, 对氧化度低于 40% 的 NO_x 的净化率可提高 20% ~ 30%。但用浓硝酸来氧化 NO , 使硝酸浓度降低, 又使 NO_x 总量增加, 从而增加了耗碱量, 经济上不合理	能回收 NO , 工艺复杂, 吸收容量小, 回收 NO 必须选用不使 $\text{Fe}(\text{NO})$ 氧化的惰性气体, 经济上费用高, 目前还未见有工业应用的报道
净化效率, %	70 ~ 89	约 94		80	

表 10.51 几种吸附法比较

吸附方法		分子筛法	活性炭法	泥煤法	硅胶法
吸附剂		丝光沸石分子筛是笼型孔洞骨架的晶体,脱水后空间十分丰富,并且比表面积大,内晶表面高度极化,对 NO_2 有较高的吸附力。吸附主要在主孔道内进行,反应为: $2\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow 2\text{HNO}_3 + \text{NO}$ $2\text{NO} + \text{O}_2 \longrightarrow 2\text{NO}_2$	活性炭能吸附 NO_2 ,并促进 $2\text{NO} + \text{O}_2 \longrightarrow 2\text{NO}_2$ 进行,然后用碱再生处理 $2\text{NO}_2 + 2\text{NaOH} \longrightarrow \text{NaNO}_3 + \text{NaNO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ 特定品种的活性炭可使 NO_2 还原成 N_2 : $2\text{NO} + \text{C} \longrightarrow \text{N}_2 + \text{CO}_2$ $2\text{NO}_2 + 2\text{C} \longrightarrow \text{N}_2 + 2\text{CO}_2$ COFAZ 法反应: $2\text{NO} + \text{O}_2 \longrightarrow 2\text{NO}_2$ $\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{HNO}_3 + \text{NO}$	泥褐、风化煤中存在有内表面大、吸附力强的黑棕色不定型高分子化合物——原(再)生腐殖酸,它在煤中易形成 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 盐,并经氨化后用以吸附 NO_2 ,可得硝基腐殖酸铵,这是一种优质的机肥料。此外还生成 $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ 、 $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$ 、 NH_4NO_3 和 NH_4NO_2 等	由于硅胶对水汽吸附能力较强,含水分的 NO_2 废气可用硅胶去湿。同时干燥气体中 NO 因硅胶催化作用被氧化成 NO_2 ,并被硅胶所吸附
吸附原理					
影响因素		NO_2 浓度、空同速度、温度、尾气中水蒸气、干燥时间、解吸程度(解吸温度、解吸时间)	氧含量、水分、吸附温度	泥煤成分,加氮量及其他条件	NO_2 的分压,吸附温度
气体中 NO_2 含量	净化前 净化后	0.15% ~ 0.3% < 0.005%	0.8% / 0.15% ~ 0.3% < 0.04% / 0.015% ~ 0.03%		
净化效率, %		> 98	> 95 / 82 ~ 93	90 ~ 98	
吸附温度, °C		25 ~ 30	15 ~ 55 / 9 ~ 15		30
再生方法		按升温、解吸、干燥、冷却进行	按解吸、活化、再生进行	无法再生	按加热、解吸、再生进行
优缺点		优点:净化效率高,吸附剂来源广,天然蕴藏量大,并可再生;工艺成熟,回收的硝酸量占工厂产量的 2.5% 缺点:装置占地面积大,能耗高,操作麻烦,影响因素多	优点:对低浓度 NO_2 吸附力很强,高于分子筛法和硅胶法,且 COFAZ 法系统简单,体积小,费用省,净化效率较高,吸附剂可再生,影响因素少 缺点:活性炭于 300°C 以上有自燃可能,给吸附和再生造成相当大困难	优点: NO_2 尾气中水分对吸附无影响,并且吸附后可直接得到泥炭肥 缺点:吸附容量小,吸附剂一次使用量大,而大量开采、运输、贮存和氨化处理较为困难	优点:当 NO_2 含 NO 时使用此法效果良好 缺点:硅胶在 200°C 以上有干裂可能,限制其应用和再生。另外,气流中含有粉尘时,会充塞吸附剂空隙而迅速失活
发展及应用情况		国外已有工业装置用于工业硝酸厂尾气处理,国内有关单位也做了不少研究工作。这是最有前途的一种吸附法	国外已有应用,处理玻璃熔炉烟道气,硝酸尾气的处理国内情况大致如此	除个别期有泥煤资源的地方可因地制宜地工业化应用外,其他工业化进程尚未开始	

利用天然沸石吸附 NO_x 固定床吸附流程的主要工艺条件为:

入冷却塔尾气温度	20~30℃	吸附效率	80%~90%
出冷却塔尾气温度	-5~-3℃	再生脱附温度	
入冷却塔尾气氟氧化物含量	0.35%	升温	120℃
出冷却塔 NO_x 尾气含量	0.15%	脱附	150~190℃
进入吸附器尾气温度	-3~0℃	干燥	170~250℃
进入吸附器尾气 NO_x 含量	0.15%	脱附时间	20min
吸附温度	15~25℃	干燥时间	1~4h
空速	<1000h ⁻¹	完成干燥时气体中 H_2O 含量	<10g/m ³
切换时净气 NO_x 含量	0.015%~0.02%	干燥后床层冷却温度	<30℃

10.3.5 含氟废气的净化与利用

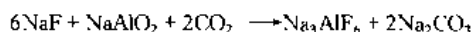
含氟废气的净化处理有干法吸附和湿法吸收两大类。干法吸附是固体吸附剂如各种氟化物、氧化物、氢氧化物、碳化物等将 FH 和 SiF_4 气体吸附下来生成氟氢化物或其他氟化合物,它主要用于电解铝工业的烟气治理。湿法吸收除氟可分酸法和碱法两大类。酸法是指以水为吸收剂,生成氢氟酸溶液,这是目前磷肥工业生产最常用的一种方法,这不仅经济,而且得到的吸收液便于再加工。

(1) 炼铝工业含氟烟气湿法净化流程

用清水或碱液在吸收设备内吸收烟气中的氟化氢等组分,吸收后的含氟溶液可以制成冰晶石或其他氟化物。

用 pH 为 7~8 的低浓度碱液净化含氟烟气,当吸收液中 NaF 浓度上升到 200g/L 左右时,加入偏铝酸钠,利用烟气中的二氧化碳在洗涤塔内直接合成冰晶石。

其反应式为:



偏铝酸钠用蒸汽直接加热制备,反应式为:



为了防止 NaAlO_2 分解,需加过量的 NaOH ,保持 NaOH 与 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 物质的量之比为 1.25~1.35。

该净化回收系统的设计参数见表 10.52。

表 10.52 天窗地面两套净化系统设计参数

项 目	地面系统	天窗系统	项 目	地面系统	天窗系统
生产 1t 铝排烟量, m ³	350000	2600000	气液比, kg/m ³	1.7~2.1	2.0
排烟温度,℃	50~100	20~40	喷淋强度, m ³ /(m ² ·h)	13.6	30
氟化氢浓度, mg/m ³	20~35	<2	氟化氢净化效率, %	93	75
烟尘浓度, mg/m ³	80~90	<10	除尘效率, %	70	70
塔(器)内速度, m/s	2.2	4.0			

(2) 磷肥工业含氟烟气湿法净化流程

在磷肥生产中,含氟废气量大而浓度低,为了满足尾气中氟的排放标准,必须除去废气中的粉尘和湿法除氟后夹带的雾沫。因此含氟废气的净化处理通常由除尘、氟的吸收和除雾沫等组成。

① 普通过磷酸钙厂的除氟流程 从磷矿粉和硫酸混合工段和普通过磷酸钙合成工段出来的含氟废气,用鼓风机送入拨水轮吸收室,后经文氏管吸收器使氟化物被吸收,得到氟硅酸溶液流入贮槽,后用泵送去进一步加工成人工冰晶石等有用的氟化物。净化后的尾气经旋风除尘器由鼓风机送入烟囱放空。

文氏管吸收器是一种高效传质设备,用它作为处理含氟废气的第一级设备,其效率可达 99% 以上。由于水吸收除氟产生大量的硅胶,容易造成喉管堵塞,因此,常用它来作为拨水轮吸收室的第二级吸收设备。拨水轮吸收室与文氏管吸收器在普钙除氟流程中的吸收效率列于表 10.53 中。

表 10.53 普钙厂除氟流程中拨水轮和文氏管吸收器的吸收效率

拨水轮吸收室进口含氟量	文氏管进口含氟量	文氏管出口含氟量	吸收效率, %		氟硅酸浓度 %
			拨水轮吸收室	文氏管吸收器	
57.35	6.45	0.98	88.75	84.81	8~9.5

② 高炉钙镁磷肥厂氟废气处理流程 高炉钙镁磷肥厂含氟废气治理流程主要包括除尘、氟吸收、除沫

三部分。云南沾益磷肥厂使用的流程为自高炉出来的含氟烟气温度达 $300\sim 400^{\circ}\text{C}$ ，含氟量为 $0.5\sim 0.8\text{g}/\text{m}^3$ ，气量为 $7000\sim 10000\text{m}^3/\text{g}$ ，经冷却重力除尘后，气温降到 250°C 左右，进入旋喷吸收塔。气体中的氟及杂质大部分在塔中被除去，经脱水塔除沫室进入热风炉燃烧后，由烟囱排出。

③ 氟硅酸钠的生产 磷肥生产含氟废气用水吸收，得到含水量 $8\%\sim 10\%$ 的氟硅酸溶液，经沉降去除不溶性物质；再加入过量的含 NaCl ($24\%\sim 26\%$) 的饱和溶液，经充分搅拌反应生成白色的氟硅酸钠结晶。通常加 NaCl 的时间为 $20\sim 25\text{min}$ ，搅拌 $25\sim 30\text{min}$ ，反应完毕后，沉降 $20\sim 25\text{min}$ ，离心分离，固体用水洗残存酸和反应剩余物，干燥得到白色氟硅酸钠。

10.3.6 酸雾及含氟废气的净化技术

酸雾是指雾状的酸类物质。其来源及可生成酸雾的物质分别见表 10.54 和表 10.55。酸雾因其性质不同，对其控制及净化的难易程度亦不同。其净化方法一般可分为物理净化和化学净化法两大类。物理净化法包括吸附-解吸法、离心法、过滤法等；化学净化法包括燃烧法、氯化法、催化法、中和法、水解法等。表 10.56 列出了几种不同酸雾的净化方法。

表 10.54 某些酸雾的来源

名 称	来 源
盐酸雾	(1) 氯碱厂、盐酸厂中盐酸的贮存和运输过程 (2) 使用盐酸做原料的化工厂、农药厂、湿法冶金厂 (3) 盐酸酸洗槽中用盐酸清洗锅炉的过程
硫酸雾	(1) 硫酸生产厂硫酸与发烟硫酸的贮存和运输过程 (2) 使用硫酸做原料的化工厂、肥料厂、肥皂厂、制革厂、油脂加工厂、炼油厂和蓄电池厂 (3) 硫酸酸洗槽及对铝铜进行抛光处理的工业槽
硝酸雾	(1) 硝酸制造厂硝酸的贮存和运输过程 (2) 使用硝酸做原料的化工厂、肥料厂、染料厂、炸药厂、皮革厂 (3) 硝酸酸洗槽
铬酸雾	(1) 金属镀铬的电镀槽 (2) 对铝进行表面氧化处理与酸洗的工业槽
氢氟酸雾	(1) 使用氟化物的电镀槽，使用氟化物的渗碳与淬火工艺作业 (2) 焦化厂、煤气厂、钢铁厂、选矿厂和湿法冶金厂 (3) 使用氢氟酸或氟化物灭虫与消毒作业
氯雾	(1) 氯碱厂中氯的制造、液化、装瓶、贮存和运输过程，电解镍厂 (2) 使用氯做原料的农药厂、聚氯乙烯厂、氯丁橡胶厂、盐酸车间 (3) 使用氯的湿法冶金厂、净水厂、纺织厂
氢氰酸雾	(1) 炼铝工业 (2) 氢氰酸酸洗槽

表 10.55 几种可生成酸雾的物质及其性质

名 称	化学式	形态及气味	相对密度	熔点 $^{\circ}\text{C}$	沸点 $^{\circ}\text{C}$	溶 解 性	其他性质
氯化氢	HCl	无色气味，有刺激性气味	1.268 (与空气比)	-111	-85	易溶于水、乙醇和乙醚。其水溶液称盐酸	与空气中的水蒸气作用可生成盐酸雾
盐 酸	HCl	无色或微黄色液体	1.19 (商品)			为氯化氢的水溶液	浓盐酸在常温下挥发成酸雾
氯 气	Cl_2	黄绿色气体，有刺激性气味		-102	-34.6	溶于水与碱溶液，易溶于二硫化碳和四氯化碳	在空气中挥发时与水蒸气作用，形成白色的酸雾
三氧化硫	SO_3	无色固体，有刺激性气味	1.97	62.2	44.6	易溶于水，形成硫酸与焦硫酸；溶于浓硫酸形成发烟硫酸	有强氧化作用，挥发到空气中与水蒸气生成硫酸雾
硫 酸	H_2SO_4	无色、无嗅油状液体	1.834 (98.3%)	10.49	338	与水互溶放热，浓硫酸有强吸水性	有强氧化作用， 340°C 分解放出 SO_2
二氧化氮	NO_2	红褐色气体，有刺激性气味		-11.2	21.3	溶于水且反应生成硝酸，并溶于硝酸	与空气中水蒸气作用，可形成硝酸雾
硝 酸	HNO_3	无色或微黄色液体，有刺激性气味	1.503	-42	86	本身即水溶液	氧化作用很强，浓硝酸常温下可挥发成硝酸雾

续表

名 称	化学式	形态及气味	相对密度	熔点 ℃	沸点 ℃	溶 解 性	其 他 性 质
氰化氢	HCN	无色气体有特殊气味	0.688	-14	26	与水、乙醚、乙醇相互混溶	极易挥发
氟化氢	HF	无色气体有毒、有强刺激性气味	0.921		19.4	极易溶于水,而形成氢氟酸	与空气中水蒸气作用,可生成氢氟酸
三氧化铬	CrO ₃	红棕色晶体	2.70	-197	250 (分解)	溶于水形成铬酸,溶于乙醇和乙醚	有强氧化作用,在镀铬时呈铬酸雾逸出

表 10.56 几种酸雾的净化方法

种 类	净 化 方 法	净 化 机 理
硫酸雾 (气溶胶状态)	丝网过滤法(干式) 碱液洗涤(湿式) 水洗涤(湿式)	拦截、碰撞、吸附、凝聚、静电 酸碱中和 利用酸雾的水溶性
盐酸雾 (气态与气溶胶状态)	静电抑制(干式) 覆盖法(干式) 碱液洗涤(湿式) 水洗涤(湿式)	高压静电造成荷电酸雾返回液面 覆盖材料抑制酸雾外溢 酸碱中和 利用酸雾的水溶性
硝酸雾 (主要是气态)	催化还原法(干式) 碳质固体还原法(干式) 吸附法(干式) 电子束法(干式) 碱液洗涤法(湿式) 稀硝酸吸收法(湿式) 硝酸亚铁吸收法(湿式) 氧化-吸收法(湿式) 吸收-还原法(湿式)	催化剂作用使 NO _x 还原为 N ₂ 无催化剂作用, C 将 NO _x 还原为 N ₂ 利用吸附材料的高吸附能力 酸碱中和 酸雾的溶解性 酸雾的溶解性 提高氧化度, 增加吸收能力 使 NO _x 还原为 N ₂
铬酸雾 (气溶胶状态)	网格式过滤法(干式) 挡板式过滤法(干式)	拦截、碰撞、吸附、凝聚、静电 拦截、碰撞、吸附、凝聚、静电
氢氟酸雾 (气态与气溶胶态)	氧化铝吸附法(干式) 石灰石吸附法(干式) 消石灰吸附法(干式) 碱液洗涤(湿式) 水洗涤(湿式)	利用吸附剂的高吸附能力 利用吸附剂的高吸附能力 利用吸附剂的高吸附能力 酸碱中和 酸雾的水溶性
氯气 (气态与气溶胶态)	吸附法(干式) 碱液洗涤(湿式) 水洗涤(湿式) 酸液洗涤(湿式)	利用吸附剂的高吸附能力 中和反应 利用氯气的水溶性 利用氯化亚铁将 Cl ₂ 还原成 Cl

氯气可与空气中的水蒸气反应生成次氯酸和氯化氢, 进而也可生成酸雾。水吸收法净化农药厂含氯化氢尾气的工艺操作指标为: 气量 200~100m³/h 吸收温度 < 30℃, 回收盐酸浓度 31% 净化前后气体中 HCl 浓度分别为 > 10000mg/m³ 和 < 15mg/m³。吸收效率达 99.8%。

10.4 固体废弃物治理与利用

10.4.1 概述

固体废物是指在社会的生产、流通和消费等活动中产生的一般不再具有原使用价值而丢弃的固态或半固态物质。固体废弃物种类繁多, 因此其处理方法也各不相同。概括起来, 其处理技术大体可分为物理处理法、化学处理法和生物处理法。物理处理技术即是利用固体废弃物的物理性质, 从中分选出有用物质或分离出有害物质。例如, 利用其重力、磁力、光电性、粒度特性等物理性质, 进行重力分选、磁力分选、光电分选和浮选等。化学处理技术是通过化学反应使固体废物转变为安全稳定的物质, 从而从中回收有用物质和能量, 如中和、氧化还原、水解、溶剂浸出、热解、焚烧等。生物处理技术则是利用微生物的生物化学作用将复杂的有机物转换为简单物质, 将有毒物质转化为无毒物质, 例如细菌浸出、堆肥等。

固体废弃物处理的基本途径, 主要是采取一定的方法和手段, 使其化学或生物特性、组成发生改变, 达到“无害化”、“减量化”和“资源化”目标。目前, 常用的方法是地面堆存法、焚烧法、化学处理法以及填埋法等。

10.4.2 硫酸渣的处理与利用

硫酸渣是指用硫铁矿或含硫尾砂做原料来生产硫酸过程中排出的烧渣。由于硫铁矿来源不同,其烧渣的化学成分也不一样。主要成分为 Fe、Cu、Pb、Zn 等氧化物,还伴有金、银等稀贵金属。回收这些金属主要有如下方法。

(1) 中温氯化焙烧法

以回收铜为例,将 4~5 份食盐与 100 份硫铁矿渣混合均匀,放入焙烧炉中焙烧,炉温控制在 600~650℃,这时,渣中铜等金属转化为氯化物。焙砂经冷却后用稀酸浸取,从浸出液中回收铜等金属。南京钢铁厂采用高硫(7%~10%)、低盐(4%~5% NaCl)配料制度,在沸腾炉内 [(650±30)℃] 进行钴黄铁矿烧渣的中温氯化焙烧。焙砂的有色金属溶出率为:Co 81.86%、Cu 83.4%、Ni 60.6%。

(2) 高温氯化挥发法

用 3~9 份氯化钙与 100 份烧渣混合均匀后,在焙烧炉内 1100~1300℃ 的温度下焙烧,渣中的金银铜等金属与氯化钙反应生成氯化物并与气体一起逸出到回收塔,经冷却处理后,氯化物溶于水,再经吸附、干燥等处理过程,即可得到金属产品。

某厂将烧渣、苛性泥(或石灰)、氯化钙以 (88~91):(4~6):(5~6) 的配比均匀混合,制成球团,用竖式干燥炉干燥后,投入 2.1m³ 的竖炉中进行高温固结、分离有色金属和脱硫,有色金属氯化物随烟气进入收尘室,为循环溶液所吸收。其中收集的铜和锌,用中和脱酸、铁屑置换铜、净化除铁、中和沉淀脱氯的方法分离。燃烧产生的球团矿,用作高炉炼铁原料。此法可使烧渣中铜的挥发率达到 60%~83%,锌的挥发率 58%~88%,硫的挥发率 67%~98%。

(3) 烧渣选矿回收铁

烧渣中含铁一般为 30%~50%,可作为炼铁原料。广东南海化肥厂所产烧渣,采用单一磁选工艺,原渣中含铁 34.19%,含硫 1.59%,磁性率 3.5,磁性铁占有率 76.16%,铁精矿含铁 60.48%,含硫 1.19%,铁回收率 76.21%。山东烟台化工厂采用磁选-重选联合工艺流程选择含铁 50%~51%、含硫 0.7%~1.0%、磁性率 4~5 的烧渣,得铁精矿含铁 58%~62%、含硫 0.5%~0.7%,铁回收率 70%~75%。

(4) 浸出-萃取法

含钴较高的硫铁矿在沸腾炉内经硫酸化焙烧后,烟气用以制硫酸。渣中的铜、钴、镍等绝大部分是以硫酸盐形态存在的可溶物,经在空气搅拌下用酸浸出,浸出液再用不同的萃取剂就可萃取不同的金属,再经分离净化,可得到电钴、电铜等。

10.4.3 铬渣的处理与利用

铬渣是金属铬和铬盐生产中产生的一种固体废物,其中含有的水溶性铬和酸溶性六价铬污染环境,影响人体健康。目前我国生产铬盐的工艺大体属于同一类型,各厂排出渣的成分也大致相同。其主要成分的含量以及物相组成分别见表 10.57 和表 10.58。

表 10.57 部分工厂铬渣的平均化学组成

单位: %

工厂	以 Cr ₂ O ₃ 计			CaO	MgO	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	SiO ₃	烧失量
	总铬	Cr ⁶⁺							
		水溶性	酸溶性						
A	3.58	1.50	1.50	37.13	25.34	6.24	10.07	12.30	5.34
B	5.60	1.42	1.12						
C	5.27	0.67	1.16	19.01	39.52	7.03	10.92	5.66	
D	2.50~4.00			25.00~28.00	20.00~22.00	5.50~7.00	12.00~14.00	7.50~9.00	
E	3.00~5.00	0.50~0.90		26.00~30.00	28.00~32.00	5.00~9.00	6.00~11.00	5.00~11.00	
F	5.53	1.11	1.11	28.44	28.44	5.12	6.79	11.35	14.00~19.00

表 10.58 铬渣的物相组成

物 相	化 学 式	含量, %	备 注
方镁石	MgO	约 20	熟料原有
硅酸二钙	β-2CaO·SiO ₂	约 25	熟料原有
铁铝酸钙	4CaO·Al ₂ O ₃ ·Fe ₂ O ₃	约 25	熟料原有
亚铬酸钙	α-CaCr ₂ O ₄	5~10	熟料原有
铬尖晶石	(Fe·Mg)Cr ₂ O ₄		熟料原有
铬酸钙	CaCrO ₄	2~3	熟料原有

续表

物 相	化 学 式	含 量, %	备 注
四水铬酸钠	$\text{Na}_2\text{CrO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	1~3	浸取形成
铬铝酸钙	$4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{CrO}_3 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	1~3	浸取形成
碱式铬酸铁	$\text{Fe}(\text{OH})\text{CrO}_4$	<0.5	浸取形成
碳酸钙	CaCO_3	2~3	
水合铝酸钙	$3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1	
氢氧化铝	$\text{Al}(\text{OH})_3$	1	浸取形成

(1) 铬渣解毒方法

铬渣的解毒和综合利用技术常随着地域和条件的不同而异, 如表 10.59 所示。

表 10.59 铬渣处理处置技术

序号	项目名称	生 产 工 艺	优 点	缺 点
1	铬渣烧制玻璃着色剂	解毒铬渣—烘干—粉碎—筛分(60~140目)—包装 铬渣掺入量 5%~7% (掺入量 < 2% 呈淡绿色, 3%~5% 呈翠绿色, 6% 呈深绿色)	工艺简单、成熟, 有一定经济效益, 可以代替铬铁矿作玻璃着色剂	生产过程有粉尘污染, 吃渣量小
2	铬渣烧制钙镁磷肥	(磷矿石、铬渣、硅石、焦炭)—高炉/电炉(1400℃)—熔料水淬—干燥—粉碎—成品包装 铬渣掺入量 12%~18%	六价铬解毒彻底, 吃渣量比较大	产品有效磷含量较低, 成本较高, 销售不畅。生产中应防止粉尘污染
3	铬渣烧制铸石	(铬渣、硅砂、烟道灰、氧化镁皮)—平炉(1450~1550℃)熔融—浇铸—结晶—退火—成品 铬渣掺入量为 1%~40%	解毒比较彻底, 无二次污染, 有一定的经济效益	投资大, 成本高, 销售量有限
4	铬渣制砖	(铬渣、粘土、原煤+水)—制砖—干燥—隧道窑焙烧—成品 铬渣掺入量为 15%	工艺简单, 成品砖抗压抗折强度达到建材标准要求	铬渣在砖中代替粘土作用, 产品成本较高, 销售难。铬渣运输可能造成二次污染
5	铬渣制彩色水泥	[石灰石、粘土、矿化剂、解毒铬渣(着色剂)]—窑炉焙烧—冷却—粉碎—过筛—成品 铬渣掺入量为 15%	工艺简单, 解毒彻底, 彩色水泥色泽鲜艳, 不易褪色, 抗冻性好, 其性能完全符合 GB 1344—77 矿渣硅酸盐水泥标准	
6	铬渣制钙铁粉(防锈涂料)	铬渣—粉碎—加水和处理剂制浆—过滤—烘干—粉碎—研磨—过筛—成品 每吨钙铁粉耗渣为 1.1~1.2t	防锈性能好, 可代替氧化铁红配制防锈漆, 价格远低于氧化铁红和红丹	生产过程产生含铬废水, 必须处理。应注意防止粉尘污染
7	铬渣制建筑骨料	(解毒铬渣、粘土、粉煤灰)—粉碎—混合—成型—干燥—窑烧(1200~1300℃)—缓冷—建筑骨料 铬渣掺入量可达到 40%	工艺简单, 解毒彻底, 吃渣量大, 可制成轻骨料, 耐火骨料, 耐酸碱骨料	能耗大, 成本高
8	铬渣制矿渣棉	(铬渣、石英砂、粘土、钡渣、水泥)—粉碎—混合—(压制成型+焦炭)—冲天炉—(四棍离心成纤机+酚醛树脂粘合剂)—固化炉—成品(用作保温管, 隔音装饰板)	解毒彻底, 导热系数为 159.10J/(h·m), 最高使用温度 40℃, 成棉综合能耗 25413.88MJ/t, 与岩棉相当	
9	铬渣烧制水泥熟料	(铬渣、粘土、石灰石、铁矿石、粉煤灰)—粉碎—混合—焙烧(1450℃)—熟料磨细—成品 铬渣掺入量为 10%~20% (具体掺入量, 以氧化镁在成品中含量 < 5% 为宜)	制成的水泥强度可达 425 [#] 铬渣水泥, 当氧化镁含量 < 5% 时, 其各项指标均可达到国家标准	由于水泥组成碱度系数高, 回转窑不宜用来烧作水泥, 立窑法应防止二次污染
10	铬渣制水泥混合材	解毒铬渣—烘干—粉碎—磨细—成品 铬渣掺入量为水泥成品的 10%	替代高炉水淬渣, 与水泥熟料、石膏一起磨成水泥, 无二次污染	
11	铬渣制成水泥砂浆	解毒铬渣—烘干—粉碎—(筛分+水+水泥)—水泥砂浆	其砌体强度等指标优于同标号的水泥混合砂浆, 且可节省 30% 左右的水泥, 解毒铬渣是水溶性胶凝材料, 细磨的还原渣 28d, 抗压强度为 9.4MPa	

续表

序号	项目名称	生产工艺	优点	缺点
12	铬渣制水泥早强剂	(铬渣、造纸废液、 FeSO_4)—混匀—加热—喷雾干燥—成品(水泥早强度剂)	对混凝土有早强、减水、防冻作用,用量少,其解毒作用优于 Na_2S 或 FeSO_4 等湿法解毒	
13	铬渣用于炼铁	铬渣中的 CaO 、 MgO 含量与白云石、石灰石含量相近,用铬渣代替白云石、石灰石炼铁是可行的,同样可以达到造渣目的 (铁矿粉、焦炭粉、石灰石、铬渣、返矿)—混匀—烧结—筛分—(烧结矿+焦炭)—高炉冶炼—生铁—浇铸成型	高炉冶炼过程六价铬还原解毒彻底,吃渣量大,炼 1t 生铁耗用铬渣 600kg	生铁中铬含量上升,含铬生铁销售不畅,投资较大,应防止粉尘污染
14	铬渣烧制耐火制品	[铬渣、基料(砂子类)、煤粉]—混匀—成型—窑炉/电炉($1100 \sim 1250^\circ\text{C}$)—成品(玻璃相含量为 15%~45%) 铬渣掺入量为 15%~20%	吃渣量大,工艺简单,解毒效果好,抗压强度在 25~42MPa	铬渣掺入量 > 30% 时,其抗压强度低于不掺铬渣制品

以上方法或由于处理装置成本高,经济效益低;或由于吃渣量小,市场销售困难,推广应用不畅等原因,因此仍不能很好地彻底解决铬渣污染问题。旋风炉附烧铬渣技术基本解决了这些问题。

(2) 旋风炉附烧铬渣解毒技术

旋风炉附烧铬渣技术是我国在 20 世纪 80 年代中期发展起来的新型铬渣解毒技术,并在“八五”国家科技攻关中得到进一步完善。

旋风炉附烧铬渣解毒技术工艺流程如图 10.8 所示。

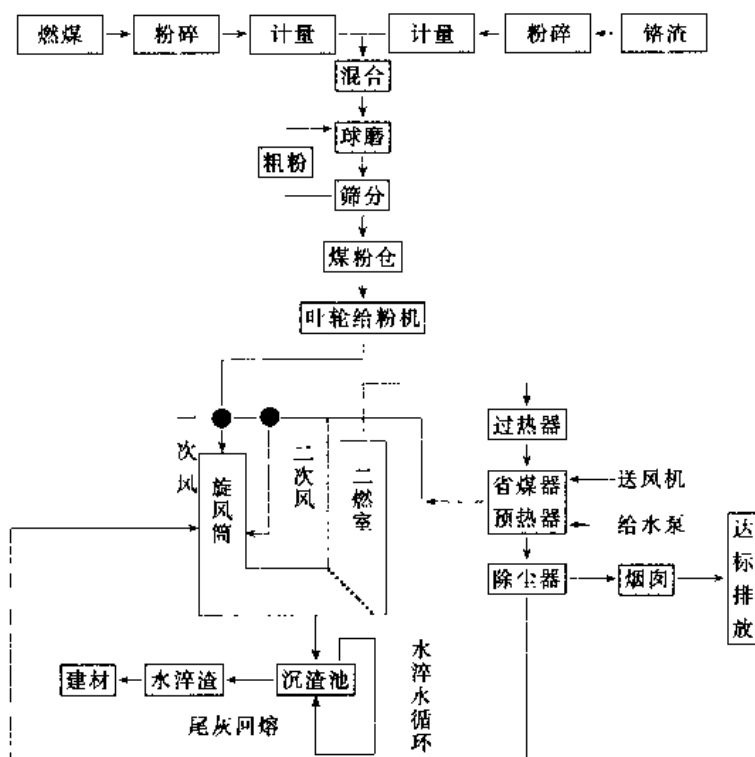


图 10.8 旋风炉附烧铬渣工艺流程框图

由图 10.8 可以看到,燃煤和铬渣分别送入破碎机粉碎计量,按预定配比(100:25 或 100:30)混匀,再由球磨机研磨成粒径为 160 目的细粉,经筛分,粗粉返回球磨机进一步研磨,细粉送至料仓,经叶轮给粉机由一次风送入旋风筒,在二次风强力旋转扰动下燃烧,与此同时六价铬在还原区内还原成三价铬。熔渣沿旋风筒筒壁下流,未燃尽的煤渣进入二燃室(燃烬室)继续被燃烧还原,熔渣流入炉底,从排渣口排出炉外。熔渣经水淬固化成玻璃体,在沉渣池内沉降,用捞渣斗捞出,用作建筑材料或水泥掺和料。水淬水循环利用,不排放。飞灰经二级除尘器(机械法和静电法)收集,通过管道由二次风送入炉内,进行回熔,进一步还原解毒。烟气达标排放。

10.4.4 氨碱厂废渣的综合利用

氨碱厂废渣主要是蒸氨废渣，其次为盐水精制过程中产生的盐泥以及烧碱苛化泥。其利用途径主要是：制水泥、土壤改良剂、氧化镁等。

(1) 碱渣用于制水泥等建筑材料

某经过实验研究、模拟实验，确立了一套能适应氨碱废渣特点的碱渣水泥生产工艺和设备。小型试验表明，利用 90%~95% 的碱渣、5%~6% 粉煤灰和 0~5% 铁粉，或 50% 碱渣、38%~40% 石粉、5%~6% 粉煤灰和 4%~5% 铁粉，维持饱和系数 (KH) 0.85~0.90，硅酸率 (n) 1.5~2.0，铝氧率 (P) 1.0~2.5，按下列流程：原料烘干→配料磨细→加水成球→入窑煅烧→磨烧水泥，在适宜的煅烧条件下，可制得 400# 以上碱渣水泥，性能符合普通硅酸盐水泥国家标准。该水泥中， MgO 含量为 6% 左右，较国家标准 4.5% 高。但经 2.03MPa 蒸煮实验，安定性合格。碱渣所含氯化物和碱金属盐类经高温煅烧后，含氯和含碱金属均低于 1%。这种水泥还有易磨、快凝和早强等特点。实际建筑应用的性能考核也表明，碱渣水泥性能良好。中间试验生产线流程如图 10.9 所示。

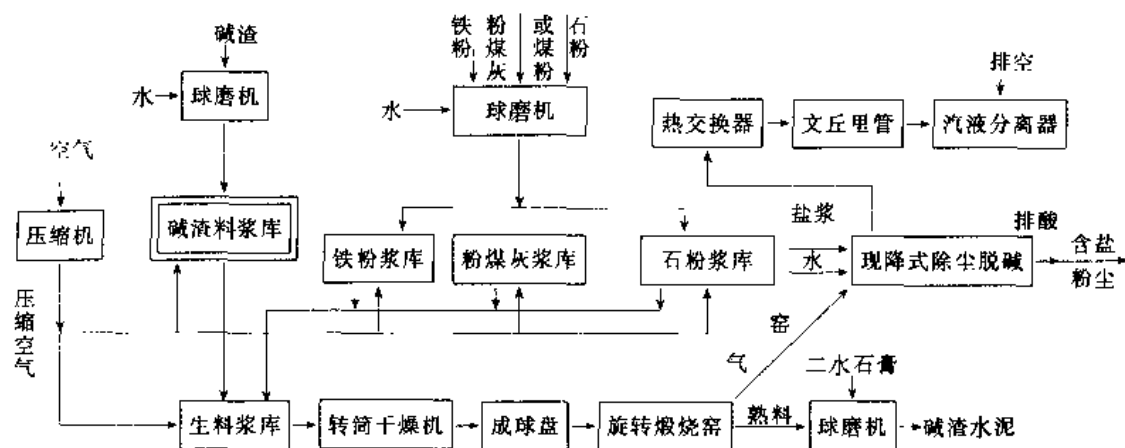


图 10.9 碱渣制水泥中间试验流程

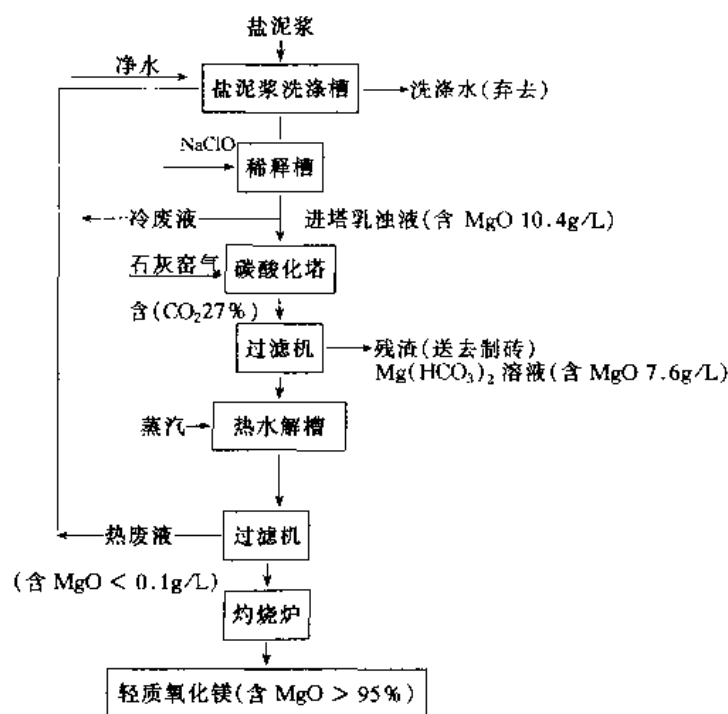


图 10.10 盐泥制轻质氧化镁工艺流程

(2) 盐泥制轻质氧化镁

盐泥制轻质氧化镁过程包括：加入氧化剂，除去铁、锰等杂质。通入 CO_2 ，使在盐泥中的氢氧化镁碳酸

化,生成碳酸氢镁,再水解得到碱式碳酸镁;碱式碳酸镁经高温灼烧后生成轻质氧化镁。其生产工艺条件为:进塔液 MgO 浓度为 $10 \sim 13\text{g/L}$;碳酸化时 CO_2 分压为 $98.1 \sim 196.1\text{kPa}$;碳酸化温度小于 36°C ,碳酸化时间为 45min 。

盐水精过程中排出的盐泥中,含有 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 、 CaCO_3 和可溶性 Cl 以及 CaSO_4 、酸不溶物等。以此为原料,用碳酸化法可制取轻质氧化镁。其工艺流程如图 10.10 所示。

10.4.5 磷石膏的综合利用

磷石膏的综合利用途径如图 10.11 所示。

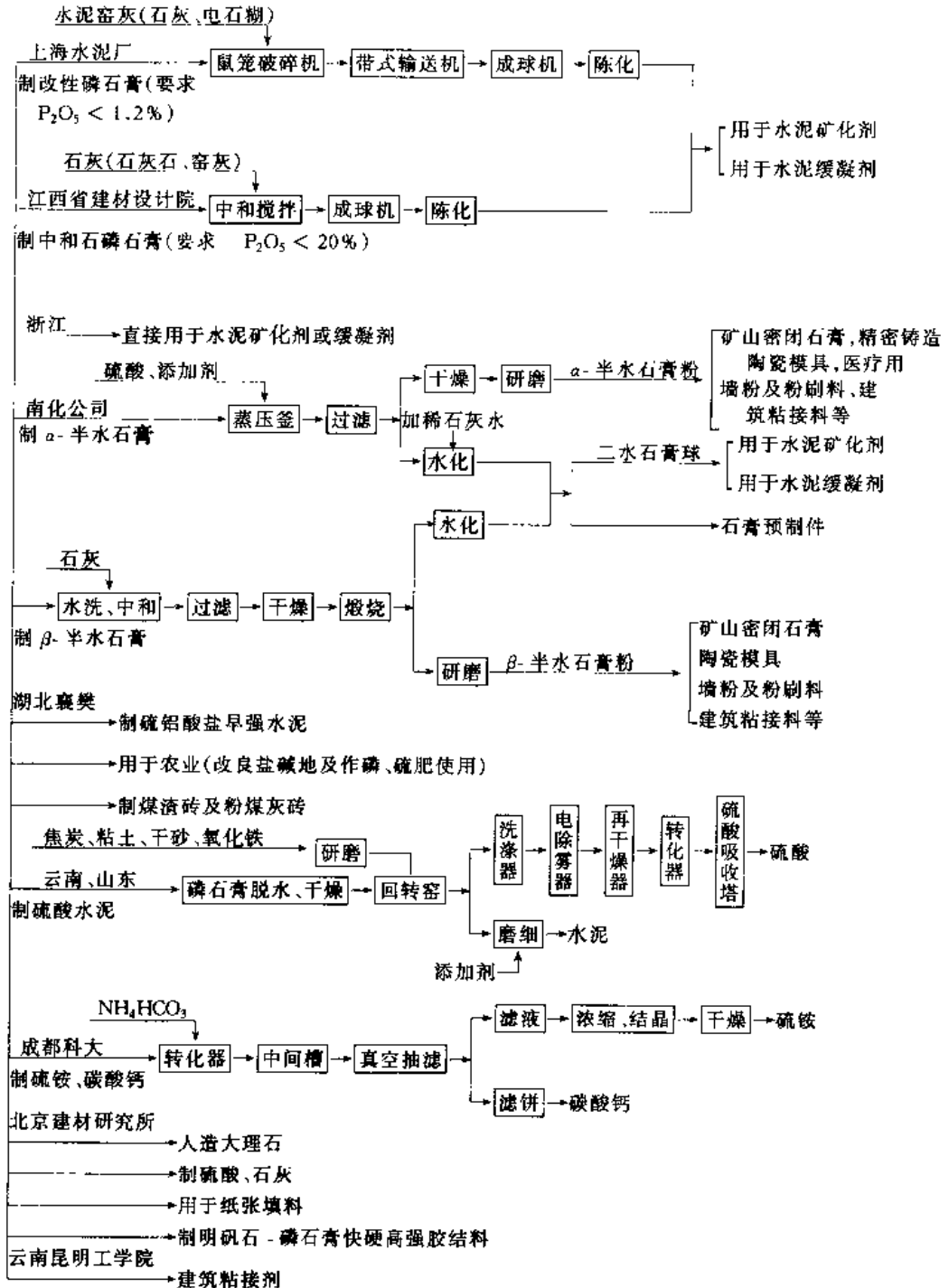


图 10.11 磷石膏综合利用图

将磷石膏与碳混合加热到 $900 \sim 1200^\circ\text{C}$,二者起反应最终生成氧化钙、二氧化硫和二氧化碳。生成的二氧化硫用于制造硫酸,氧化钙用于制硅酸盐水泥。

10.5 环境质量标准

表 10.60~表 10.67 列出了各种水质、土壤、空气、噪声的国家质量标准,表 10.68~表 10.84 列出了各种污染物排放标准。

表 10.60 地面水环境质量标准 (GB 3838—88)

mg/L

序号	标准值分类 参 数	I 类	II 类	III 类	IV 类	V 类
	基本要求	所有水体不应有非自然原因所导致的下述物质: a. 凡能沉淀而形成令人厌恶的沉积物; b. 漂浮物,诸如碎片、浮渣、油类或其他的一些引起感官不快的物质; c. 产生令人厌恶的色、臭、味或浑浊度的; d. 对人类、动物或植物有损害、毒性或不良生理反应的; e. 易滋生令人厌恶的水生生物的				
1	水温	人为造成的环境水温变化应限制在: 夏季周平均最大温升 $\leq 1^{\circ}\text{C}$ 冬季周平均最大温降 $\leq 2^{\circ}\text{C}$				
2	pH 值	6.5~8.5				6~9
3	硫酸盐 ^① (以 SO_4^{2-} 计)	250 以下	250	250	250	250
4	氯化物 ^① (以 Cl^- 计)	250 以下	250	250	250	250
5	溶解性铁 ^①	0.3 以下	0.3	0.5	0.5	1.0
6	总锰 ^①	0.1 以下	0.1	0.1	0.5	1.0
7	总铜 ^②	0.01 以下	1.0(渔 0.01)	1.0(渔 0.01)	1.0	1.0
8	总锌 ^②	0.05	1.0(渔 0.1)	1.0(渔 0.1)	2.0	2.0
9	硝酸盐(以 N 计)	10 以下	10	20	20	25
10	亚硝酸盐(以 N 计)	0.06	0.1	0.15	1.0	1.0
11	非离子氨	0.02	0.02	0.02	0.2	0.2
12	凯氏氮	0.5	0.5	1	2	2
13	总磷(以 P 计)	0.02	0.1(湖、库 0.025)	0.1(湖、库 0.05)	0.2	0.2
14	高锰酸盐指数	2	4	6	8	10
15	溶解氧	饱和率 90%	6	5	3	2
16	化学需氧量(COD_{Cr})	15 以下	15 以下	15	20	25
17	生化需氧量(BOD_5)	3 以下	3	4	6	10
18	氟化物(以 F^- 计)	1.0 以下	1.0	1.0	1.5	1.5
19	硒(四价)	0.01 以下	0.01	0.01	0.02	0.02
20	总砷	0.05	0.05	0.05	0.1	0.1
21	总汞 ^②	0.00005	0.00005	0.0001	0.001	0.001
22	总镉 ^②	0.001	0.005	0.005	0.005	0.01
23	铬(六价)	0.01	0.05	0.05	0.05	0.1
24	总铅 ^②	0.01	0.05	0.05	0.05	0.1
25	总氰化物	0.005	0.05(渔 0.005)	0.2(渔 0.005)	0.2	0.2
26	挥发酚 ^②	0.002	0.002	0.005	0.01	0.1
27	石油类 ^② (石油醚萃取)	0.05	0.05	0.05	0.5	1.0
28	阴离子表面活性剂	0.2 以下	0.2	0.2	0.3	0.3
29	总大肠菌群 ^③ ,个/L			10000		
30	苯并[a]芘 ^③ , $\mu\text{g/L}$	0.0025	0.0025	0.0025		

① 允许根据地方水域背景值特征做适当调整的项目。

② 规定分析检测方法的最低检出限,达不到基准要求。

③ 试行标准。

表 10.61 地下水质量分类指标 (GB/T 14848—93)

项目 序号	标 准 项 目 类 别 值	I 类	II 类	III 类	IV 类	V 类
1	色(度)	≤ 5	≤ 5	≤ 15	≤ 25	> 25
2	嗅和味	无	无	无	无	有
3	浑浊度(度)	≤ 3	≤ 3	≤ 3	≤ 10	> 10
4	肉眼可见物	无	无	无	无	有
5	pH	6.5~8.5	6.5~8.5	6.5~8.5	5.5~6.5 或 8.5~9	< 5.5 , 或 > 9
6	总硬度(以 CaCO_3 计), mg/L	≤ 150	≤ 300	≤ 450	≤ 550	> 550
7	溶解性总固体, mg/L	≤ 300	≤ 500	≤ 1000	≤ 2000	> 2000
8	硫酸盐, mg/L	≤ 50	≤ 150	≤ 250	≤ 350	> 350
9	氯化物, mg/L	≤ 50	≤ 150	≤ 250	≤ 350	> 350
10	铁(Fe), mg/L	≤ 0.1	≤ 0.2	≤ 0.3	≤ 1.5	> 1.5
11	锰(Mn), mg/L	≤ 0.05	≤ 0.05	≤ 0.1	≤ 1.0	> 1.0
12	铜(Cu), mg/L	≤ 0.01	≤ 0.05	≤ 1.0	≤ 1.5	> 5.0
13	锌(Zn), mg/L	≤ 0.05	0.5	≤ 1.0	≤ 5.0	> 5.0
14	钼(Mo), mg/L	≤ 0.001	≤ 0.01	≤ 0.1	≤ 0.5	> 1.0
15	钴(Co), mg/L	≤ 0.005	≤ 0.05	≤ 0.05	≤ 1.0	> 1.0
16	挥发性酚类(以苯酚计), mg/L	≤ 0.001	≤ 0.001	≤ 0.002	≤ 0.01	> 0.01
17	阴离子合成洗涤剂, mg/L	不得检出	≤ 0.1	≤ 0.3	≤ 0.3	> 0.3
18	高锰酸盐指数, mg/L	≤ 1.0	≤ 2.0	≤ 3.0	≤ 10	> 10
19	硝酸盐(以 N 计), mg/L	≤ 2.0	≤ 5.0	≤ 20	≤ 30	> 30
20	亚硝酸盐(以 N 计), mg/L	≤ 0.001	≤ 0.01	≤ 0.02	≤ 0.1	> 0.1
21	氨氮(NH_3), mg/L	≤ 0.02	≤ 0.02	≤ 0.2	≤ 0.5	> 0.5
22	氟化物, mg/L	≤ 1.0	≤ 1.0	≤ 1.0	≤ 2.0	> 2.0
23	碘化物, mg/L	≤ 0.1	≤ 0.1	≤ 0.2	≤ 0.1	> 1.0
24	氰化物, mg/L	≤ 0.001	≤ 0.01	≤ 0.05	≤ 0.1	> 0.1
25	汞(Hg), mg/L	≤ 0.00005	≤ 0.0005	≤ 0.001	≤ 0.001	> 0.001
26	砷(As), mg/L	≤ 0.005	≤ 0.01	≤ 0.05	≤ 0.05	> 0.05
27	硒(Se), mg/L	≤ 0.01	≤ 0.01	≤ 0.01	≤ 0.1	> 0.1
28	镉(Cd), mg/L	≤ 0.0001	≤ 0.001	≤ 0.01	≤ 0.01	> 0.01
29	铬(六价)(Cr^{6+}), mg/L	≤ 0.005	≤ 0.01	≤ 0.05	≤ 0.1	> 0.1
30	铅(Pb), mg/L	≤ 0.005	≤ 0.01	≤ 0.05	≤ 0.1	> 0.1
31	铍(Be), mg/L	≤ 0.00002	≤ 0.0001	≤ 0.0002	≤ 0.001	> 0.001
32	钡(Ba), mg/L	≤ 0.01	≤ 0.1	≤ 1.0	≤ 4.0	> 4.0
33	镍(Ni), mg/L	≤ 0.005	≤ 0.05	≤ 0.05	≤ 0.1	> 0.1
34	滴滴涕, $\mu\text{g/L}$	不得检出	≤ 0.005	≤ 1.0	≤ 1.0	> 1.0
35	六六六, $\mu\text{g/L}$	≤ 0.005	≤ 0.05	≤ 5.0	≤ 5.0	> 5.0
36	总大肠菌群, 个/L	≤ 3.0	≤ 3.0	≤ 3.0	≤ 100	> 100
37	细菌总数, 个/ml	≤ 100	≤ 100	≤ 100	≤ 1000	> 1000
38	总 α 放射性, Bq/L	≤ 0.1	≤ 0.1	≤ 0.1	> 0.1	> 0.1
39	总 β 放射性, Bq/L	≤ 0.1	≤ 1.0	≤ 1.0	> 1.0	> 1.0

表 10.62 生活饮用水水质标准 (GB 5749—85)

项 目		标 准
感官性状和一般化学指标	色	色度不超过 15 度,并不得呈现其他异色
	浑浊度	不超过 3 度,特殊情况不超过 5 度
	嗅和味	不得有异臭、异味
	肉眼可见物	不得含有
	pH	6.5~8.5
	总硬度(以碳酸钙计)	450mg/L
	铁	0.3mg/L
	锰	0.1mg/L
	铜	1.0mg/L
	锌	1.0mg/L
	挥发酚类(以苯酚计)	0.002mg/L
	阴离子合成洗涤剂	0.3mg/L
	硫酸盐	250mg/L
	氯化物	250mg/L
	溶解性总固体	1000mg/L
毒理学指标	氟化物	1.0mg/L
	氰化物	0.05mg/L
	砷	0.05mg/L
	硒	0.01mg/L
	汞	0.001mg/L
	镉	0.01mg/L
	铬(六价)	0.05mg/L
	铅	0.05mg/L
	银	0.05mg/L
	硝酸盐(以氮计)	20mg/L
	氯仿	60 μ g/L
	四氯化碳	3 μ g/L
	苯并[a]芘	0.01 μ g/L
	滴滴涕	1 μ g/L
	六六六	5 μ g/L
细菌学指标	细菌总数	100个/ml
	总大肠菌群	3个/L
	游离余氯	在与水接触 30min 后应不低于 0.3mg/L。集中式给水出厂水应符合上述要求外,管网末梢水不应低于 0.05mg/L
放射性指标	总 α 放射性	0.1Bq/L
	总 β 放射性	1Bq/L

表 10.63 渔业水质标准 (GB 1160—89)

mg/L

项目序号	项 目	标 准 值	项目序号	项 目	标 准 值
1	色、嗅、味	不得使鱼、虾、贝、藻类带有异色、异臭、异味	5	溶解氧	连续 24h 中,16h 以上必须大于 5,其余任何时候不得低于 3,对于鲑科鱼类栖息水域冰封期其余任何时候不得低于 4
2	漂浮物质	水面不得出现明显油膜或浮沫	6	生化需氧量 (5 天,20℃)	不超过 5,冰封期不超过 3
3	悬浮物质	人为增加的量不得超过 10,而且悬浮物质沉积于底部后,不得对鱼、虾、贝类产生有害的影响			
4	pH 值	淡水 6.5~8.5,海水 7.0~8.5	7	总大肠菌群	不超过 5000 个/L(贝类养殖水质不超过 500 个/L)

续表

项目序号	项 目	标 准 值	项目序号	项 目	标 准 值
8	汞	≤ 0.0005	21	挥发性酚	≤ 0.005
9	镉	≤ 0.005	22	黄磷	≤ 0.001
10	铅	≤ 0.05	23	石油类	≤ 0.05
11	铬	≤ 0.1	24	丙烯腈	≤ 0.5
12	铜	≤ 0.01	25	丙烯醛	≤ 0.02
13	锌	≤ 0.1	26	六六六(丙体)	≤ 0.002
14	镍	≤ 0.05	27	滴滴涕	≤ 0.001
15	砷	≤ 0.05	28	马拉硫磷	≤ 0.005
16	氰化物	≤ 0.005	29	五氯酚钠	≤ 0.01
17	硫化物	≤ 0.2	30	乐果	≤ 0.1
18	氟化物(以 F 计)	≤ 1	31	甲胺磷	≤ 1
19	非离子氨	≤ 0.02	32	甲基对硫磷	≤ 0.0005
20	凯氏氮	≤ 0.05	33	呋喃丹	≤ 0.01

表 10.64 农田灌溉水质标准 (GB 5084—92)

mg/L

序号	标 准 值		作物分类		
	项 目	值	水 作	旱 作	蔬 菜
1	生化需氧量(BOD_5)	\leq	80	150	80
2	化学需氧量(COD_{Cr})	\leq	200	300	150
3	悬浮物	\leq	150	200	100
4	阴离子表面活性剂(LAS)	\leq	5.0	8.0	5.0
5	凯氏氮	\leq	12	30	30
6	总磷(以 P 计)	\leq	5.0	10	10
7	水温,℃	\leq	35		
8	pH 值	\leq	5.5~8.5		
9	全盐量	\leq	1000(非盐碱土地区)2000(盐碱土地区) 有条件的地区可以适当放宽		
10	氟化物	\leq	250		
11	硫化物	\leq	1.0		
12	总汞	\leq	0.001		
13	总镉	\leq	0.005		
14	总砷	\leq	0.05	0.1	0.05
15	铬(六价)	\leq	0.1		
16	总铅	\leq	0.1		
17	总铜	\leq	1.0		
18	总锌	\leq	2.0		
19	总硒	\leq	0.02		
20	氰化物	\leq	2.0(高氟区) 3.0(一般地区)		
21	氟化物	\leq	0.5		
22	石油类	\leq	5.0	10	1.0
23	挥发酚	\leq	1.0		
24	苯	\leq	2.5		
25	三氯乙烯	\leq	1.0	0.5	0.5
26	丙烯醛	\leq	0.5		
27	硼	\leq	1.0(对硼敏感作物,如马铃薯、笋瓜、韭菜、洋葱、柑橘等) 2.0(对硼耐受性较强的作物,如小麦、玉米、青椒、小白菜、葱等) 3.0(对硼耐受性强的作物,如水稻、萝卜、油菜、甘兰等)		
28	粪大肠菌群数,个/L	\leq	10000		
29	蛔虫卵数,个/L	\leq	2		

表 10.65 土壤环境质量标准值(GB 15618—95)

mg/kg

土 壤		级 别		二 级			三 级
		一 级	自然背景	pH<6.5	pH= 6.5 ~ 7.5	pH>7.5	pH>6.5
项 目							
镉	Ⅱ	0.20	0.30	0.30	0.60	1.0	
汞	Ⅱ	0.15	0.30	0.50	1.0	1.5	
砷	Ⅱ	15	30	25	20	30	
旱地	Ⅱ	15	40	30	25	40	
铜	Ⅱ	35	50	100	100	400	
果园	Ⅱ	—	150	200	200	400	
铅	Ⅱ	35	250	300	350	500	
铬	Ⅱ	90	250	300	350	400	
旱地	Ⅱ	90	150	200	250	300	
锌	Ⅱ	100	200	250	300	500	
镍	Ⅱ	40	40	50	60	200	
六六六	Ⅱ	0.05	0.50			1.0	
滴滴涕	Ⅱ	0.05	0.50			1.0	

注：1. 重金属（铬主要是三价）和砷均按元素量计，适用于阳离子交换量 $>5\text{cmol}(+)/\text{kg}$ 的土壤，若 $\leq 5\text{cmol}(+)/\text{kg}$ ，其标准值为表内数值的半数。

2. 六六六为四种异构体总量，滴滴涕为四种衍生物总量。

3. 水旱轮作地的土壤环境质量标准，砷采用水田值，铬采用旱地值。

表 10.66 环境空气质量标准 各项污染物的浓度限值(GB 3095—96)

污染物名称	取值时间	浓 度 限 值			浓度单位
		一级标准	二级标准	三级标准	
二氧化碳 (SO ₂)	年平均	0.02	0.06	0.10	mg/m ³ (标准状态)
	日平均	0.05	0.15	0.25	
	1h 平均	0.15	0.50	0.70	
总悬浮颗粒物 (TSP)	年平均	0.08	0.20	0.30	
	日平均	0.12	0.30	0.50	
可吸入颗粒物 PM ₁₀	年平均	0.04	0.10	0.15	
	日平均	0.05	0.15	0.25	
氮氧化物 (NO _x)	年平均	0.05	0.05	0.10	
	日平均	0.10	0.10	0.15	
	1h 平均	0.15	0.15	0.30	
二氧化氮 (NO ₂)	年平均	0.04	0.04	0.08	
	日平均	0.08	0.08	0.12	
	1h 平均	0.12	0.12	0.24	
一氧化碳 (CO)	日平均	4.00	4.00	6.00	
	1 h 平均	10.00	10.00	20.00	
臭氧(O ₃)	1h 平均	0.12	0.16	0.20	
铅 (Pb)	季平均	1.50			μg/m ³ (标准状态)
	年平均	1.00			
苯并[a]芘 (B[a]P)	日平均	0.01			
氟化物 (F)	日平均	7 ^①			
	1h 平均	20 ^①			
	月平均	1.8 ^②	3.0 ^②		
	植物生长季平均	1.2 ^②	2.0 ^③		
					μg/(dm ² ·d)

① 适用于城市地区。

② 适用于牧业区和以牧业为主的半农半牧区、蚕桑区。

③ 适用于农业和林业区。

表 10.67 城市 5 类环境噪声标准值 (GB 3096—93)

等效声级 L_{Aeq} : dB

类 别	昼 间	夜 间	类 别	昼 间	夜 间
0	50	40	3	65	55
1	55	45	4	70	55
2	60	50			

注: 各类标准的适用区域:

0 类标准适用于疗养区、高级别墅区、高级宾馆区等特别需要安静的区域。位于城郊和乡村的这一类区域分别按严于 0 类标准 5dB 执行;

1 类标准适用于以居住、文教机关为主的区域, 乡村居住环境可参照执行该类标准;

2 类标准适用于居住、商业、工业混杂区;

3 类标准适用于工业区;

4 类标准适用于城市中的道路交通干线道路两侧区域, 穿越城区的内河航道两侧区域, 穿越城区的铁路主、次干线两侧区域的背景噪声 (指不通过列车时的噪声水平) 限值也执行该类标准。

表 10.68 (1) 合成氨工业水污染物排放标准 (GB 13458—92)

企业规模	原料类型	污染物项目 限值类型	悬浮物		石油类		氰化物		挥发酚		硫化物		氨氮		铜		化学需氧量 (COD_{Cr})		排水量 m^3	pH 值
			浓度 $mg \cdot L^{-1}$	总量 $kg \cdot t^{-1}$	浓度 $mg \cdot L^{-1}$	总量 $kg \cdot t^{-1}$	浓度 $mg \cdot L^{-1}$	总量 $kg \cdot t^{-1}$	浓度 $mg \cdot L^{-1}$	总量 $kg \cdot t^{-1}$	浓度 $mg \cdot L^{-1}$	总量 $kg \cdot t^{-1}$	浓度 $mg \cdot L^{-1}$	总量 $kg \cdot t^{-1}$	浓度 $mg \cdot L^{-1}$	总量 $kg \cdot t^{-1}$	浓度 $mg \cdot L^{-1}$	总量 $kg \cdot t^{-1}$		
			$mg \cdot L^{-1}$	$kg \cdot t^{-1}$	$mg \cdot L^{-1}$	$kg \cdot t^{-1}$	$mg \cdot L^{-1}$	$kg \cdot t^{-1}$	$mg \cdot L^{-1}$	$kg \cdot t^{-1}$	$mg \cdot L^{-1}$	$kg \cdot t^{-1}$	$mg \cdot L^{-1}$	$kg \cdot t^{-1}$	$mg \cdot L^{-1}$	$kg \cdot t^{-1}$	$mg \cdot L^{-1}$	$kg \cdot t^{-1}$		
a	煤头	一级	70	0.70	10	0.10	0.20	0.002	0.20	0.002	1.00	0.01	25	0.25	0.50	0.0050	150	1.50	10	6~9
		二级	70	0.70	10	0.10	0.3	0.003	0.20	0.002	1.00	0.01	120	1.20	1.00	0.010	200	2.00		
		三级	140	1.40	30	0.30	1.00	0.01	2.00	0.02	2.00	0.02	250	2.50	2.00	0.020	400	4.00		
	油头	一级	60	0.60	10	0.10	0.20	0.002	0.20	0.002	1.00	0.01	25	0.25	0.50	0.0050	150	1.50		
		二级	60	0.60	10	0.10	1.30	0.003	0.20	0.002	1.00	0.01	120	1.20	1.00	0.010	200	2.00		
		三级	120	1.20	30	0.30	1.00	0.01	2.00	0.02	2.00	0.02	250	2.50	2.00	0.020	400	4.00		
	气头	一级	40	0.40	5	0.05	0.20	0.002	0.20	0.002	1.00	0.01	25	0.25	0.50	0.0050	150	1.50		
		二级	40	0.40	5	0.05	0.30	0.003	0.20	0.002	1.0	0.01	120	1.20	1.00	0.010	200	2.00		
		三级	80	0.80	20	0.20	1.00	0.01	2.00	0.00	2.00	0.02	250	2.50	2.00	0.020	400	4.00		
b	煤头	一级	100	8.00	10	0.80	0.40	0.032	0.20	0.016	1.00	0.08	25	2.00	0.50	0.04	150	12.00	80	6~9
		二级	100	8.00	10	0.80	0.50	0.04	0.20	0.016	1.00	0.08	80	6.40	1.00	0.08	200	16.00		
		三级	200	16.00	30	2.40	1.00	0.08	2.00	0.16	2.00	0.16	250	20.00	2.00	0.16	400	32.00		
	油头	一级	80	6.40	10	0.80	0.40	0.032	0.20	0.016	0.00	0.08	25	2.00	0.50	0.01	0.50	12.00		
		二级	80	6.40	10	0.80	0.50	0.04	0.20	0.016	1.00	0.08	80	6.40	1.00	0.08	200	16.00		
		三级	160	12.80	30	2.40	1.00	0.08	2.00	0.16	2.00	0.16	250	20.00	2.00	0.16	400	32.00		
	气头	一级	60	4.80	5	0.40	0.40	0.032	0.20	0.016	0.50	0.04	25	2.00	0.50	0.04	150	12.00		
		二级	60	4.80	5	0.40	0.50	0.04	0.20	0.016	0.50	0.04	80	6.40	1.00	0.08	200	16.00		
		三级	120	9.60	20	1.60	1.00	0.08	2.00	0.16	1.00	0.08	250	20.00	2.00	0.16	400	32.00		
c	煤头	一级	200	20.00	10	1.00	0.40	0.040	0.20	0.02	1.00	0.10	25	2.50	0.50	0.05	150	15.00	100	6~9
		二级	200	20.00	10	1.00	0.50	0.05	0.20	0.02	1.00	0.10	100	10.00	1.00	0.10	200	20.00		
		三级	400	40.00	30	3.00	1.00	0.10	2.00	0.20	2.00	0.20	250	25.00	2.00	0.20	400	40.00		
	油头	一级	150	15.00	10	1.00	0.40	0.040	0.20	0.020	1.00	0.10	25	2.50	0.50	0.05	150	15.00		
		二级	150	15.00	10	1.00	0.50	0.05	0.20	0.02	1.00	0.10	100	10.00	1.00	0.10	200	20.00		
		三级	300	30.00	30	3.00	1.00	0.10	2.00	0.20	2.00	0.20	250	25.00	2.00	0.20	400	40.00		
	气头	一级	100	10.00	5	0.50	0.40	0.040	0.20	0.02	0.50	0.05	25	2.50	0.50	0.05	150	15.00		
		二级	100	10.00	5	0.50	0.50	0.05	0.20	0.02	0.50	0.05	100	10.00	1.00	0.10	200	20.00		
		三级	200	20.00	20	2.00	1.00	0.10	2.00	0.20	1.00	0.10	250	25.00	2.00	0.20	400	40.00		

注: 1. 合成氨厂按生产规模分为: a. 大型厂, 年产量 ≥ 30 万吨氨; b. 中型厂, 年产量 ≥ 4.5 万吨氨; c. 小型厂, 年产量 < 4.5 万吨氨。

2. 表中“总量”及“排水量”系指每吨氨产量时的污染物排放质量 (kg)。

表 10.68 (2)

企业规模	原料类型	污染物项目 限值 类型 级别	悬浮物		石油类		氰化物		挥发酚		硫化物		氨氮		铜		化学需氧量 (COD _{Cr})		排水量	pH 值
			浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	m ³ ·t ⁻¹	
a	煤头	一级	70	0.70	10	0.10	0.20	0.002	0.20	0.002	1.00	0.01	15	0.15	0.50	0.0050	100	1.00	10	6~9
		二级	70	0.70	10	0.10	0.20	0.002	0.20	0.002	1.00	0.01	50	0.50	1.00	0.010	150	1.50		
		三级	140	1.40	30	0.30	1.00	0.01	2.00	0.02	2.00	0.02	250	2.50	2.00	0.020	300	3.00		
	油头	一级	60	0.60	10	0.10	0.20	0.002	0.20	0.002	1.00	0.01	15	0.15	0.50	0.0050	100	1.00		
		二级	60	0.60	10	0.10	0.20	0.002	0.20	0.002	1.00	0.01	50	0.50	1.00	0.010	150	1.50		
		三级	120	1.20	30	0.30	1.00	0.01	2.00	0.02	2.00	0.02	250	2.50	2.00	0.020	300	3.00		
	气头	一级	40	0.40	5	0.05	0.20	0.002	0.20	0.002	1.00	0.01	15	0.15	0.50	0.0050	100	1.00		
		二级	40	0.40	5	0.05	0.20	0.002	0.20	0.002	1.00	0.01	50	0.50	1.00	0.010	150	1.50		
		三级	80	0.80	20	0.20	1.00	0.01	2.00	0.02	2.00	0.02	250	2.50	2.00	0.020	300	3.00		
b	煤头	一级	100	8.00	10	0.80	0.40	0.032	0.20	0.016	1.00	0.08	15	1.20	0.50	0.04	100	8.00	80	6~9
		二级	100	8.00	10	0.80	0.40	0.032	0.20	0.016	1.00	0.08	50	4.00	1.00	0.08	150	12.00		
		三级	200	16.00	30	2.40	1.00	0.08	2.00	0.16	2.00	0.16	250	20.00	2.00	0.16	300	24.00		
	油头	一级	80	6.40	10	0.80	0.40	0.032	0.20	0.016	1.00	0.08	15	1.20	0.50	0.04	100	8.00		
		二级	80	6.40	10	0.80	0.40	0.032	0.20	0.16	1.00	0.08	50	4.00	1.00	0.08	150	12.00		
		三级	160	12.50	30	2.40	1.00	0.08	2.00	0.16	2.00	0.16	250	20.00	2.00	0.16	300	24.00		
	气头	一级	60	4.80	5	0.40	0.40	0.032	0.20	0.016	0.50	0.04	15	1.20	0.50	0.04	100	8.00		
		二级	60	4.80	5	0.40	0.40	0.032	0.20	0.016	0.50	0.04	50	4.0	1.00	0.08	150	12.00		
		三级	120	9.60	20	1.60	1.00	0.08	2.00	0.16	1.00	0.08	250	20.00	2.00	0.16	300	24.00		
c	煤头	一级	150	15.0	10	1.00	0.40	0.04	0.20	0.02	1.00	0.10	15	1.50	0.50	0.05	100	10.00	100	6~9
		二级	150	15.0	10	1.00	0.40	0.04	0.20	0.02	1.00	0.10	50	5.00	1.00	0.10	150	15.00		
		三级	300	30.00	30	3.00	1.00	0.10	2.00	0.20	2.00	0.20	250	25.00	2.00	0.20	300	30.00		
	油头	一级	120	12.0	10	1.00	0.40	0.04	0.20	0.02	1.00	0.10	15	1.50	0.50	0.05	100	10.00		
		二级	120	12.0	10	1.00	0.40	0.04	0.20	0.02	1.00	0.10	50	5.00	1.00	0.10	150	15.00		
		三级	240	24.00	30	3.00	1.00	0.10	2.00	0.20	2.00	0.20	250	25.00	2.00	0.20	300	30.00		
	气头	一级	100	10.0	5	0.50	0.40	0.04	0.20	0.02	0.50	0.05	15	1.50	0.50	0.05	100	10.00		
		二级	100	10.0	5	0.50	0.40	0.04	0.20	0.02	0.50	0.05	50	5.00	1.00	0.10	150	15.00		
		三级	200	20.00	20	2.00	1.00	0.10	200	0.20	1.00	0.10	250	25.00	2.00	0.20	300	30.00		

表 10.68 (3)

企业规模	原料类型	污染物项目 限值 类别	悬浮物		石油类		氯化物		挥发酚		硫化物		氨氮		铜		化学需氧量 (COD _{Cr})		有机氮		排水量 m ³ ·t ⁻¹	pH 值
			浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹	浓度 mg ·L ⁻¹	总量 kg ·t ⁻¹		
			一级	二级	三级	一级	二级	三级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级	一级	二级		
a	煤头	一级	60	0.48	5.00	0.04	0.10	0.0008	0.10	0.0008	0.50	0.004	15	0.12	0.40	0.00032	100	0.80	140	0.70	6 ~ 9	8
		二级	60	0.48	5.00	0.04	0.10	0.0016	0.10	0.0008	0.50	0.004	30	0.24	0.50	0.00040	150	1.20	160	0.80		
		三级	120	0.96	30	0.24	1.00	0.008	2.00	0.016	2.00	0.016	250	200	2.00	0.016	300	2.40	200	1.00		
	油头	一级	50	0.40	5.00	0.04	0.10	0.0008	0.10	0.0008	0.50	0.004	15	0.12	0.40	0.00032	100	0.80	140	0.70		
		二级	50	0.40	5.00	0.04	0.10	0.0016	0.10	0.0008	0.50	0.004	30	0.24	0.50	0.00040	150	1.20	160	0.80		
		三级	100	0.80	30	0.24	1.00	0.008	2.00	0.016	2.00	0.016	250	200	2.00	0.016	300	2.40	200	1.00		
	气头	一级	40	0.32	3.00	0.03	0.10	0.0008	0.10	0.0008	0.50	0.004	15	0.12	0.40	0.00032	100	0.80	140	0.70		
		二级	40	0.32	3.00	0.03	0.10	0.0016	0.10	0.0008	0.50	0.004	30	0.24	0.50	0.00040	150	1.20	160	0.80		
		三级	80	0.64	20	0.16	1.00	0.008	2.00	0.016	2.00	0.016	250	200	2.00	0.016	300	2.40	200	1.00		
b	煤头	一级	100	5.0	5.00	0.25	0.30	0.015	0.10	0.005	0.50	0.025	15	0.75	0.40	0.02	100	5.00	—	—	6 ~ 9	50
		二级	100	5.0	5.00	0.25	0.40	0.02	0.10	0.005	0.50	0.025	30	1.50	0.50	0.025	150	7.50	—	—		
		三级	200	10.0	30	1.50	1.00	0.05	2.00	0.10	2.00	0.10	250	12.5	2.00	0.10	300	15.0	—	—		
	油头	一级	80	4.0	5.00	0.25	0.30	0.015	0.10	0.005	0.50	0.025	15	0.75	0.40	0.02	100	5.00	—	—		
		二级	80	4.0	5.00	0.25	0.40	0.02	0.10	0.005	0.50	0.025	30	1.50	0.50	0.025	150	7.50	—	—		
		三级	160	8.0	30	1.50	1.00	0.05	2.00	0.10	2.00	0.10	250	12.5	2.00	0.10	300	15.0	—	—		
	气头	一级	60	3.0	3.00	0.15	0.30	0.015	0.10	0.005	0.30	0.015	15	0.75	0.40	0.02	100	5.00	—	—		
		二级	60	3.0	3.00	0.15	0.40	0.02	0.10	0.005	0.30	0.015	30	1.50	0.50	0.025	150	7.50	—	—		
		三级	120	6.0	20	1.00	1.00	0.05	2.00	0.10	1.00	0.05	250	12.5	2.00	0.10	300	15.0	—	—		
c	煤头	一级	120	6.0	5.00	0.25	0.30	0.015	0.10	0.005	0.50	0.025	15	0.75	0.40	0.02	100	5.00	—	—	6 ~ 9	50
		二级	120	6.0	5.00	0.25	0.40	0.02	0.10	0.005	0.50	0.025	30	1.50	0.50	0.025	150	7.50	—	—		
		三级	240	12.0	30	1.50	1.00	0.05	2.00	0.10	2.00	0.10	250	12.5	2.00	0.10	300	15.0	—	—		
	油头	一级	100	5.0	5.00	0.25	0.30	0.015	0.10	0.005	0.50	0.025	15	0.75	0.40	0.02	100	5.00	—	—		
		二级	100	5.0	5.00	0.25	0.40	0.02	0.10	0.005	0.50	0.025	30	1.50	0.50	0.025	150	7.50	—	—		
		三级	200	10.0	30	1.50	1.00	0.05	2.00	0.10	2.00	0.10	250	12.5	2.00	0.10	300	15.0	—	—		
	气头	一级	80	4.0	3.00	0.15	0.30	0.015	0.10	0.005	0.30	0.015	15	0.75	0.40	0.04	100	5.00	—	—		
		二级	80	4.0	3.00	0.15	0.40	0.02	0.10	0.005	0.30	0.015	30	1.50	0.50	0.025	150	7.50	—	—		
		三级	160	8.0	20	1.00	1.00	0.05	2.00	0.10	1.00	0.05	250	12.5	2.00	0.10	300	15.0	—	—		

注：本标准按照不同年限分别规定了合成氨工业吨产品最高允许排水量、排污量、水污染物最高允许排放浓度。

1. 1989年1月1日之前立项的建设项目及其建成后投产的合成氨企业按表10.68(1)执行。

2. 1989年1月1日至1996年12月31日之间立项的建设项目及其建成后投产的合成氨企业按表10.68(2)执行。

3. 1997年1月1日起立项的建设项目及其建成后投产的合成氨企业按表10.68(3)执行。

表 10.69 农用污泥中污染物控制标准值 (GB 4284—84)

mg/kg 干污泥

项 目	最高容许含量		项 目	最高容许含量	
	在酸性土壤上 (pH<6.5)	在中性和碱性土壤上 (pH≥6.5)		在酸性土壤上 (pH<6.5)	在中性和碱性土壤上 (pH≥6.5)
镉及其化合物(以 Cd 计)	5	20	矿物油	3000	3000
汞及其化合物(以 Hg 计)	5	15	苯并[a]芘	3	3
铅及其化合物(以 Pb 计)	300	1000	铜及其化合物(以 Cu 计) ^②	250	500
铬及其化合物(以 Cr 计) ^①	600	1000	锌及其化合物(以 Zn 计) ^②	500	500
砷及其化合物(以 As 计)	75	75	镍及其化合物(以 Ni 计) ^②	100	200
硼及其化合物(以水溶性 B 计)	150	150			

① 铬的控制标准适用于一般含六价铬极少的具有农用价值的各种污泥, 不适用于含有大量六价铬的工业废渣或某些化工厂的沉积物。

② 暂作参考标准。

表 10.70 生产每吨铬盐污染物最高容许排放量 (GB 4280—84)

项 目	第一级	第二级	项 目	第一级	第二级
废渣排出量, t	2.5~3	2.5~3	废水排出量, m ³	5	20
铬渣排出水溶性六价铬, t	0.015	0.024	废水排出水溶性六价铬, kg	0.0015	0.01

表 10.71 铬盐工业废水最高容许排放浓度 (GB 4280—84)

项 目	第一级	第二级	项 目	第一级	第二级
pH 值	6.0~9.0	6.0~9.0	化学需氧量, mg/L	100	100
总浮物, mg/L	200	300	水溶性六价铬, mg/L	0.3	0.5

表 10.72 废渣中水溶性六价铬最高容许浓度

mg/kg 废渣

项 目	第一级	第二级
废渣中水溶性六价铬	5	8

表 10.73 石油化工水污染物排放标准 (GB 4281—84)

mg/L

项 目	最高容许排放浓度		项 目	最高容许排放浓度	
	第一级	第二级		第一级	第二级
总浮物	100	200	石油类	10	20
五日生化需氧量	60	100	挥发性酚	0.5	1
化学需氧量	200	300	氰化物(以 CN ⁻ 计)	0.5	1
硫化物	1	2			

表 10.74 硫酸工业尾气排放标准 (GB 4282—84)

项 目 生 产 工 艺 单 位		最高容许排放量 ^①		最高容许排放浓度	
		二氧化硫 kg	硫酸雾 kg	二氧化硫 %	硫酸雾 mg/m ³
第一级	两转两吸	3.40	0.10	0.05	42
	其他流程	3.23	0.06	0.04	20
第二级	两转两吸	5.42	0.20	0.08	84
	其他流程	4.06	0.12	0.05	40

① 指每生产 1t 酸的排放量。

表 10.75 硫酸工业废水排放标准 (282—842)

项 目	最高容许排放浓度	项 目	最高容许排放浓度
砷及其无机化合物(以 As 计),mg/L	0.5	锌及其无机化合物(以 Zn 计),mg/L	5.0
氟及其无机化合物(以 F 计),mg/L	15	铜及其无机化合物(以 Cu 计),mg/L	1.0
汞及其无机化合物(以 Hg 计),mg/L	0.05	悬浮物,mg/L	200
铅及其无机化合物(以 Pb 计),mg/L	1.0	pH 值	6~9
镉及其无机化合物(以 Cd 计),mg/L	0.1		

表 10.76 黄磷工业废水最高容许排放浓度和 pH 值 (GB 4283—84)

项 目	第一级	第二级	项 目	第一级	第二级
pH 值	6.0~9.0	6.0~9.0	氟化物(以 F ⁻ 计),mg/L	20	30
悬浮物,mg/L	150	250	氰化物(以 CN ⁻ 计),mg/L	0.5	1.0
元素磷(以 P ₄ 计),mg/L	0.1	0.3			

表 10.77 生产每吨普钙(以 100%五氧化二磷计)含氟废气排放标准 (GB 4917—85)

生产 规模(年 五氧化二磷) 项 目 级 别	最高容许排放量 kg(干)		最高容许排放浓度 g(干)/m ³		烟囱高度 m
	第一级	第二级	第一级	第二级	
>2.7 万吨	0.15	0.15	0.05	0.05	>45
1.0~2.7 万吨	0.15	0.30	0.05	0.10	>35
<1.0 万吨	0.15	1.00	0.05	0.30	>30 新建、改建、扩建厂>45

表 10.78 生产每吨普钙(以 100%五氧化二磷计)废水排放标准 (GB 4917—85)

生产 规模(年产 五氧化二磷)	项 目 单 位 级 别	可溶性氟化物(以 F 计)				悬 浮 物				pH
		最高容许排放量 kg		最高容许排放 浓度 mg/L		最高容许排放量 kg/t 五氧化二磷		最高容许排放 浓度 mg/L		
		第一级	第二级	第一级	第二级	第一级	第二级	第一级	第二级	
		第一级	第二级	第一级	第二级	第一级	第二级	第一级	第二级	
>2.7 万吨		0.06	0.06	20	20	0.9	0.9	150	150	6~9
1.0~2.7 万吨		0.06	0.10	20	20	0.9	1.5	150	200	6~9
<1.0 万吨		0.06	0.16	20	30	0.9	2.4	150	300	6~9

表 10.79 生产每吨普钙制粉废气中粉尘排放标准 (GB 4282—84)

生产规模 (年产五氧化二磷)	制粉工艺	最高容许排放量 kg		最高容许排放浓度 g/m ³	
		第一级	第二级	第一级	第二级
>2.7 万吨	风扫磨	0.5	0.5	0.3	0.3
1.0~2.7 万吨	风扫磨	0.5	0.5	0.3	0.3
<1.0 万吨	风扫磨	0.5	0.5	0.3	0.5
	雷蒙磨		1.0		1.0

表 10.80 各类厂界噪声标准值 (2348—90)

等效声级 L_{eq} [dB (A)]

类 型	昼 间	夜 间	类 型	昼 间	夜 间
I	55	45	III	65	55
II	60	50	IV	70	55

注: 各类标准适用范围的划定:

I 类标准适用于以居住、文教机关为主的区域;

II 类标准适用于居住、商业、工业混杂区及商业中心区;

III 类标准适用于工业区;

IV 类标准适用于交通干线道路两侧区域。

各类标准适用范围由地方人民政府划定。

表 10.81 石油炼制 1t 原油工业废水最高容许排放量 (GB 3551—83)

年加工能力 (吨原油/年)	级 别	第一级, t	第二级, t
250 万吨以下		2.0	4.0
250~500 万吨		1.5	3.0
500 万吨以上		1.0	1.5

表 10.82 石油炼制工业废水中有毒有害物质最高容许排放浓度 (GB 3551—83)

编 号	项 目	mg/L	编 号	项 目	mg/L
1	汞及其无机化合物 (按 Hg 计)	0.05	4	砷及其无机化合物 (按 As 计)	0.5
2	镉及其无机化合物 (按 Cd 计)	0.1	5	铅及其无机化合物 (按 Pb 计)	1.0
3	六价铬化合物 (按 Cr ⁶⁺ 计)	0.5			

表 10.83 石油炼制工业废水中一般有害物质, 最高容许排放浓度 (GB 3551—83)(单位: mg/L)

编号	项 目	第 一 级			第 二 级		
		I	II	III	I	II	III
1	pH 值	6~9	6~9	6~9	6~9	6~9	6~9
2	石油类	5	5	10	10	10	20
3	悬浮物	50	100	100	200	200	200
4	挥发性酚	0.5	0.5	0.5	0.5	1.0	3.0
5	硫化物	0.5	1.0	1.0	1.0	1.0	1.5
6	氰化物	0.2	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
7	化学需氧量	60	100	100	120	150	200
8	五日生化需氧量	30	50	50	60	80	100

表 10.84 含氰废物污染控制标准 (GB 12502—90)

项 目	第 一 级	第 二 级
废物含氰量 (以 CN ⁻ 计)	≤1.0	≤1.5

参 考 文 献

- 1 国家环境保护局编, 中国环境保护 21 世纪议程, 北京: 中国环境科学出版社, 1995
- 2 韩国刚, 胡学海, 姜凤兰等著, 中国 2020 年环境保护战略目标研究, 北京: 中国环境科学出版社, 1993
- 3 国家环境保护总局, 1997 年中国环境状况公报, 环境保护, 1998 (7): 1
- 4 国家环境保护总局, 跨世纪的中国环境保护, 环境保护, 1998 (8): 1
- 5 蔡守秋主编, 环境法教程, 北京: 法律出版社, 1995
- 6 胡名操主编, 环境保护实用数据手册, 机械工业出版社, 1990
- 7 中国大百科全书总编辑委员会, 中国大百科全书: 环境科学, 北京: 中国大百科全书出版社, 1983
- 8 北京市环境科学学会编, 工业企业环境保护手册, 北京: 中国环境科学出版社, 1990
- 9 “三废治理与利用”编委会编, 三废治理与利用, 北京: 冶金工业出版社, 1995
- 10 周本省主编, 工业水处理技术, 北京: 化学工业出版社, 1997
- 11 化工部人事教育司组织编写, 三废处理与环境保护, 北京: 化学工业出版社, 1997
- 12 黄铭荣, 胡纪萃编著, 水污染治理工程, 北京: 高等教育出版社, 1995
- 13 “环境保护工作者实用利用”编写组编, 环境保护工作者实用手册, 北京: 冶金工业出版社, 1984
- 14 李家端主编, 工业企业环境保护, 北京: 冶金工业出版社, 1992
- 15 贝拉 G. 利普泰克主编, “环境工程师手册”翻译组译, 环境工程师手册, 北京: 中国建筑工业出版社, 1985
- 16 上海环境保护局编, 上海工业废水治理最佳实用技术, 上海: 上海科学普及出版社, 1992
- 17 北京市环境保护研究所编, 环境保护科学技术新进展, 北京: 中国建筑工业出版社, 1993
- 18 林肇信主编, 大气污染控制工程, 北京: 高等教育出版社, 1991
- 19 湖北省环境保护局编, 环境保护法规, 湖北省环境保护局编印, 1997
- 20 湖北省环境保护局编, 环境保护国家标准汇编, 湖北省环境保护局编印, 1997
- 21 兰嗣国, 殷惠民, 狄一贵等, 浅谈铬渣解毒技术, 环境科学研究, 1988 (3)
- 22 编辑部, 建设项目环境管理条例, 环境保护, 1999: (1) 1~3
- 23 陈阳宇, 经济政策与环境评价, 环境科学, 1996 增刊: 18~23

- 24 张世秋. 可持续发展环境指标体系的初步探讨. 世界环境, 1996 (3): 8~10
- 25 毛文永. 建设项目生态环境影响评价设计问题初探. 环境科学, 1996 增刊: 82~96
- 26 沈昌业, 柴发合. 以 DSS 技术为基础的水环境影响评价系统的设计. 环境科学 1996 增刊: 75~79
- 27 叶文虎, 栾胜基. 论可持续发展的衡量与指标体系. 世界环境, 1996 (1): 7~10
- 28 孙家寿. PFS 的应用研究及实例. 化学世界, 1990 (2): 57~61
- 29 孙家寿. 水资源危机正向我们走来. 环境保护科学, 1990 (1): 1~4
- 30 孙家寿. CO₂ 的控制与资源化技术. 大气环境, 1991 (2): 1~13
- 31 孙家寿. 可降解塑料的开发动向. 河南化工, 1994 (3): 2~5
- 32 孙家寿. 绿色设计的现状与展望. 环境科学动态, 1998 (4): 59~61
- 33 孙家寿等. 水患与生态环境. 环境与开发, 198 (4): 59~61
- 34 孙家寿. 环境材料研究现状. 贵州环保科技, 1999 (1): 28~30
- 35 孙家寿编著. 资源环境工程学 (武汉 WX 工学院讲义). 1994

第 11 章 化工腐蚀与防护

11.1 概述

11.1.1 腐蚀的分类

腐蚀是材料在周边环境的作用下所产生的破坏或变质。这种破坏或变质可由化学、生物、物理或电化学等作用引起。

腐蚀分类有多种。通常按照腐蚀机理、腐蚀形态、产生腐蚀过程的环境和条件进行分类。

(1) 按腐蚀机理分类

① 化学腐蚀 材料与周围环境间产生纯的化学作用而引起的材料破坏。这种腐蚀过程中不产生电流，在金属材料和非金属材料上均可发生。

② 电化学腐蚀 金属材料与电解质溶液间发生电化学过程所导致的破坏。在该过程中同时存在阳极和阴极过程，并伴有电流产生。

(2) 按腐蚀形态分类

① 全面腐蚀 腐蚀过程以基本相同的速度在整个材料表面上同时进行，因而亦称为均匀腐蚀。

② 局部腐蚀 腐蚀仅在材料的某一局部区域内进行或材料上某一部分的腐蚀速率远大于其他部分的腐蚀速率。

局部腐蚀过程的速率大；发生的几率大；且较为隐密，其危害性较全面腐蚀大。常见的局部腐蚀有电偶腐蚀、缝隙腐蚀、孔蚀、晶间腐蚀、氢脆等。

(3) 按腐蚀环境分类

可分为高温腐蚀、大气腐蚀、海水腐蚀、土壤腐蚀、工业水腐蚀等。

11.1.2 腐蚀程度评定

(1) 金属材料全面腐蚀程度评定

① 腐蚀速率 金属材料腐蚀速率可用式 (11.1) 和式 (11.2) 表示。

$$K_{\text{质量}} = \frac{g_0 - g_1}{S_0 t} \quad (11.1)$$

式中 $K_{\text{质量}}$ 为腐蚀速率， $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ ； g_0 为腐蚀前金属材料的质量， kg ； g_1 为腐蚀后金属材料的质量， kg ； S_0 为材料被腐蚀的面积， m^2 ； t 为腐蚀的时间， h 。

$$K_{\text{深度}} = \frac{K_{\text{质量}}}{d_{\text{金属}}} \times 8.76 \times 10^3 \quad (11.2)$$

式中 $K_{\text{深度}}$ 为腐蚀速率， $\text{m} \cdot \text{a}^{-1}$ ； $K_{\text{质量}}$ 为腐蚀速率， $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ ； $d_{\text{金属}}$ 为金属密度， $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

② 耐蚀等级评定 按金属材料的腐蚀速率可将金属材料的耐蚀性分为四个等级（见表 11.1）。

表 11.1 金属耐蚀性标准

级 别	腐蚀速率, $\text{mm} \cdot \text{a}^{-1}$	评 价	级 别	腐蚀速率, $\text{mm} \cdot \text{a}^{-1}$	评 价
一	<0.05	优良	三	0.5~1.5	可用,但腐蚀严重
二	0.05~0.5	良好	四	>1.5	不适用,腐蚀严重

(2) 金属材料局部腐蚀的评定

根据腐蚀的具体形式，采用相应的、真实反映其物理机械性能的指标评定。

例如：评定孔蚀程度是测量材料蚀孔的数目、质量损失、蚀孔的平均深度等；评定晶间腐蚀及应力腐蚀则是测量腐蚀前后材料机械强度的变化。

(3) 非金属材料腐蚀程度的评定

对非金属材料的腐蚀程度通常以材料的失强、增减重和对外形变化的描述来评定。

① 一般非金属材料，可用下列三级标准评定耐蚀性（其中石墨、陶瓷等的耐蚀性能评定参照金属材料

的耐蚀性能标准):

一级 良好,有轻微腐蚀或基本无腐蚀;

二级 可用,有较明显腐蚀,如轻度变形、变色、失强或增减重;

三级 不适用,有严重变形破坏或失强。

② 对高分子材料,若满足下列条件则可在实验期限或更长一些时间内使用:

抗密强度下降 $<25\%$;质量或尺寸变化 $<\pm 5\%$;硬度(洛氏 M)变化 $<30\%$ 。

11.1.3 腐蚀控制的基本方法

对化工生产中的设备、管线等的腐蚀通常有如下一些控制的方法。

(1) 提高金属材料的耐蚀性能

① 采用一些贵金属、纯金属材料,如工业纯钛、钽、纯铝等制造化工设备的镀层、衬里。

② 在普通碳钢和铸铁中根据不同用途如加入不同种类和数量的合金元素,制成各种耐蚀低合金钢,或选用耐蚀不锈钢。

③ 对金属表面进行如氧化、磷化、喷丸等各种表面处理及热处理。

(2) 改善腐蚀环境

① 除去介质中有害物质,调节介质的 pH 值,以降低介质的腐蚀性。

② 改善设备结构,避免出现死角、锐角和棱角,防止对设备和管线产生缝隙腐蚀及冲刷腐蚀。

③ 在不影响生产和产品质量的前提下,可适当改动生产工艺条件(包括物料配方、温度、压力、流速、流程等),达到工艺防腐的目的。

④ 对循环使用或密闭系统中的介质,可加入缓蚀剂,以防止金属设备和管线的腐蚀。

(3) 采用耐蚀覆盖层

在腐蚀介质间涂覆耐蚀性能好的覆盖层是应用相当广泛的防腐方法。以下为常用金属的和非金属的耐蚀覆盖层。

① 金属覆盖层 包括用电镀、喷镀、化学镀、热浸镀、金属衬里等方法在基体金属上所获得的 Zn、Al、Cu、Cr、Ni、Cd、Ti、Sn、Ag、不锈钢等覆盖层。为了达到对基体金属保护的目的,金属覆盖层应具备以下条件:

- a. 覆盖层本身在使用介质中耐蚀;
- b. 与基体金属结合牢固,附着力强;
- c. 覆盖层完好,孔隙率小,无裂纹或其他机械损伤;
- d. 具有良好的韧性及抗冲击等物理机械性能;
- e. 厚度、均匀性达到防腐要求。

② 非金属覆盖层 包括涂层(涂料在金属表面形成的涂膜)和非金属衬里层等。

(4) 电化学保护

若介质的导电性较好,向被保护的金属外加直流电使其产生极化,或将被保护的金属与电势较之更低的其他金属连接,从而达到保护金属材料的目的。

(5) 采用耐蚀的非金属材料制造化工设备或管线

常用的耐蚀非金属材料有耐蚀高分子材料、无机硅酸盐材料、石墨、硫磺粘结材料等。

11.2 常用防腐蚀方法

11.2.1 正确选用耐蚀材料

化工生产中控制腐蚀最有效的方法是正确选用耐蚀材料。各种材料的耐腐蚀性能与其本身的化学或分及使用的介质环境有关。选用耐蚀材料的一般原则是:综合考虑所选材料本身的性能,介质性质、浓度、杂质,物料化学反应,温度、压力、流速等工艺条件及一般经济指标等各种因素。耐蚀材料的有关参数见表 11.2~表 11.15。

表 11.2 金属在腐蚀性介质中的化学稳定性

腐蚀性介质			金属的耐蚀性							
名 称	浓度, %	温度, °C	碳素钢	Cr17	Cr18Ni9Ti	Cr18Ni12Mo3Ti	硅铸铁	铝	铜	锡
河水		90~100	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定

续表

腐蚀性介质			金属的耐蚀性							
名 称	浓度, %	温度, °C	碳素钢	Cr17	Cr18Ni9Ti	Cr18Ni12Mo3Ti	铸铁	铝	铜	锡
海水		20	较稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定
汞	纯	20	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	不稳定	不稳定	不稳定
无机酸										
硝酸	10 以下	20	不稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	不稳定	不稳定
硝酸	10 以下	90~100	不稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	不稳定	不稳定	不稳定
硝酸	60	20	不稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	不稳定	不稳定
硝酸	60	80~100	不稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	不稳定	不稳定	不稳定
硫酸	10	20	不稳定	不稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定
硫酸	10	80~100	不稳定	不稳定	不稳定	不稳定	稳定	不稳定	不稳定	稳定
硫酸	60	20	不稳定	较稳定	不稳定	不稳定	稳定	较稳定	不稳定	稳定
硫酸	60	100	不稳定	不稳定	不稳定	不稳定	稳定	不稳定		稳定
硫酸	95~100	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	较稳定		稳定
硫酸	95~100	80~100	不稳定	不稳定	不稳定	不稳定	稳定	较稳定		稳定
发烟硫酸	5	20	较稳定*	较稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	不稳定	稳定
盐酸	10	20	不稳定	不稳定	较稳定	不稳定	稳定	不稳定	较稳定	较稳定
盐酸	10	750	不稳定	不稳定	不稳定	不稳定	稳定	不稳定	不稳定	较稳定
盐酸	35	20	不稳定	不稳定	不稳定	不稳定	稳定	不稳定	不稳定	较稳定
盐酸	35	750	不稳定	不稳定	不稳定	不稳定	稳定	不稳定	不稳定	较稳定
碱										
苛性钠	20	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	较稳定	不稳定	较稳定	
苛性钾	5~30	20	较稳定*	较稳定	较稳定	稳定	较稳定	不稳定	稳定	
氢氧化钙	饱和	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	较稳定	较稳定	较稳定	
盐类溶液										
氯化钙	25	20	较稳定*	较稳定	较稳定	较稳定	稳定	较稳定	稳定	
醋酸铜	稀	20	不稳定	稳定	稳定	稳定		不稳定	不稳定	
氯化铜	稀	20	不稳定	不稳定	不稳定	不稳定		不稳定	不稳定	
碳酸钠	稀	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定		较稳定	稳定	
氯化钠	10	20	较稳定	稳定	稳定	稳定		稳定	稳定	
次氯酸钠	稀	20	较稳定	稳定	稳定	稳定		较稳定	较稳定	
硫酸锌	10	20	不稳定	稳定	稳定	稳定		较稳定		
多硫化物	稀	20	较稳定*	较稳定	稳定	稳定	稳定	不稳定	不稳定	
气体										
氯化氢 (含水分)		20	不稳定	不稳定	不稳定	不稳定	较稳定	不稳定	较稳定	较稳定
氯化氢(干)		20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	较稳定	稳定	稳定
氯化氢		250	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	不稳定	稳定
接触气体 (列别捷夫 过程中)		400~500	较稳定*	稳定	稳定	稳定		不稳定	较稳定	
氯(含水分)		20	不稳定	不稳定	不稳定	不稳定	较稳定	不稳定	不稳定	较稳定
有机化合物										
乙醛	~100	20	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
氯丁二烯	~100	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
甘油	~100	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	

续表

腐蚀性介质			金属的耐蚀性							
名 称	浓度, %	温度, ℃	碳素钢	Cr17	Cr18Ni9Ti	Cr18Ni12Mo3Ti	硅铸铁	铝	铜	锡
二氯乙烷	~ 100	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
醋酸	10	20	不稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
醋酸	10	80~100	不稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	较稳定	稳定	
醋酸	90~100	20	不稳定	较稳定	稳定	稳定	稳定	较稳定	稳定	
醋酸	90~100	80~100	不稳定	不稳定	稳定	稳定	稳定	较稳定	稳定	
丙烯腈	100	20	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	较稳定	
三聚乙醇	100	750	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
二硫化碳	100	20	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
丁醇	100	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
乙醇	80~99	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
高级醇		20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
烃类		80 以下	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	较稳定	
苯酚	溶液	20	较稳定*	较稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
福马林	40	20	较稳定*	不稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	不稳定	
氯苯	100	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
二氯乙醚	100	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	
二乙醚	100	20	较稳定*	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	稳定	

* 为常用。

表 11.3. 按介质选用无(节)镍铬耐腐蚀材料

介 质	浓 度 %	温 度 ℃	可 用 材 料	推 荐 材 料	
				受力不大	受力大
硝酸	< 50	< 60	硬聚氯乙烯、稀土高硅球铁、ZG1、Cr13、ZG2Cr13、ZGCr17、ZG2Cr19R、ZG2Cr19Mo2R、ZGCr17Mo2TiR、ZG2Cr17Mn2Mo2TiR、ZGCr17Mn13N、ZGCr17Mn13Mo2N、ZG1Cr21Mo2Cu2N、ZG1Cr18Mn13Mo2CuN、高铬合金铸铁	硬聚氯乙烯、ZGCr17	ZGCr17Mn13Mo2N
硝酸	> 98	< 55	稀土高硅球铁、纯铝(AB)	稀土高硅球铁	—
硫酸	> 93	常温	铸铁、稀土高硅球铁	铸铁	—
硫酸	50~93	< 60	稀土高硅球铁	稀土高硅球铁	—
硫酸	< 50	< 60	稀土高硅球铁、硬聚氯乙烯、酚醛塑料、ZGCr17Mn13Mo2Cu2N	硬聚氯乙烯	ZGCr17Mn13Mo2Cu2N
醋酸(工业 甲酸<2%)	—	—	ZGCr17Mo2TiR、ZGCr17Mo2Cu2R、ZGCr17Mo2Mo2TiR、ZGCr17Mn13Mo2N、ZG2Cr17Mn2Mo2R、ZG1Cr18Mn13Mo2CuN、ZG2Cr19Mo2R	ZG2Cr17Mn2Mo2R	ZGCr17Mn13Mo2N
	—	< 60	ZGCr17Mn44Ti(余同上) 酚醛塑料、ZGCr17、稀土高硅球铁	酚醛塑料 ZG2Cr17Mo2Mo2R	ZGCr17Mn13Mo2N
磷酸	< 40	—	酚醛塑料、ZG2Cr17Mo2TiR、ZG2Cr19Mo2R、Cr17Mo2 类、ZGCr17Mn13Mo2N、ZGCr17Mn2Cu2N	ZG2Cr17Mn2Mo2R、 酚醛塑料	ZGCr17Mn13Mo2N
磷酸	> 1	< 60	稀土高硅球铁、Cr13 类、ZGCr17(余同上)	ZG2Cr17Mn2Mo2R、 酚醛塑料乙炔	ZGCr17Mn13Mo2N
盐酸	—	常	酚醛塑料、稀土高硅球铁	酚醛塑料	—
盐酸	< 35	< 60	酚醛塑料、稀土高硅球铁、硬聚氯乙烯	硬聚氯乙烯	—
硫化氢溶液	饱和	< 140	铸铝合金、ZGCr17Mn13Mo2N	铸铝合金	ZGCr17Mn13Mo2N
苦味酸	< 10	—	Cr17 类	ZGCr17	—
焦性五倍子 酸	< 10	—	Cr13 类、Cr17 类	ZGCr13	ZG1Cr13

续表

介 质	浓 度 %	温 度 ℃	可 用 材 料	推 荐 材 料	
				受力不大	受力大
次氯酸	—	<60	硬聚氯乙烯, 稀土高硅球铁	硬聚氯乙烯	
氢氟酸	<1	常	酚醛塑料、硬聚氯乙烯	硬聚氯乙烯	—
石碳酸	—	—	Cr17类、Cr17Mo2类、铸铝合金	铸铝合金	—
硼酸	—	—	Cr17类、Cr17Mo2类	ZGCr17	—
铬酸	<10	<40	Cr17类、Cr13类、稀土高硅球铁	ZG1Cr13	ZG1Cr13
柠檬酸	—	常	酚醛塑料、稀土高硅球铁、 ZGCr17Mn13Mo2N	酚醛塑料	ZGCr17Mn13Mo2N
柠檬酸	<10	—	Cr17Mo2类、ZGCr17Mn13Mo2N	ZG2Cr17Mn13Mo2R	ZGCr17Mn13Mo2N
甲酸	<50	常	Cr17Mo2类、稀土高硅球铁	ZG2Cr17Mn2Mo2B	—
羧酸液	饱和	—	Cr17Mo2类、Cr17类	ZGCr17	—
乳酸	<10	常	酚醛塑料、稀土高硅球铁、铸铝合金、 Cr17Mo2类	铸铝合金、酚醛塑料	—
苹果酸	50	—	Cr13类、Cr17类、稀土高硅球铁	ZG1Cr13	ZG1Cr13
油酸	—	<150	Cr13类、Cr17类、铸铝合金、铸铁、铸钢、 Cr17Mo2类	铸铁	铸钢
丙烯酸	<2	—	Cr13类、ZGCr17	ZG1Cr13	ZG1Cr13
硬脂酸	—	<100	Cr17类、Cr13类		
水杨酸	<10	—	Cr13类、Cr17类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
酒石酸	<10	常	稀土高硅球铁、Cr17Mo2类	ZG2Cr17Mn2Mo2R	—
亚硫酸	饱和	常	酚醛塑料、稀土高硅球铁、Cr17Mo2类	酚醛塑料	—
草酸	<1	常	Cr17Mo2类、稀土高硅球铁、 ZG2Cr19Mo2R	ZG2Cr17Mn2Mo2R	—
氢氰酸	—	—	Cr13类、Cr17类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
没食子酸	—	—	铸铝合金	铸铝合金	
氢氧化钠	—	常	Cr13类、Cr17类、铸铁、铸钢、酚醛塑料、 稀土高硅球铁、铝铸铁	铸铁	铸钢
氢氧化钠	<15	—	Cr13类、Cr17类、铸铁、铸钢、铝铸铁	铸铁	铸钢
氢氧化钾	—	常	Cr13类、Cr17类、铸铁、铸钢、稀土高硅 球铁	铸铁	铸钢
氢氧化钾	<15	—	Cr13类、Cr17类、铸铁、铸钢	铸铁	铸钢
硝酸铵液	饱和	—	Cr17类、Cr17Mo2类、铸铝合金、 ZG2Cr19Mo2R	铸铝合金	—
硝酸钾	<60	常	Cr13类、Cr17类、酚醛塑料、稀土高硅球 铁、Cr17Mo2类	酚醛塑料	ZG1Cr13
硝酸钾	<25	<沸	ZG1Cr18Mn13Mo2CuN		ZG1Cr18Mn13Mo2CuN
硝酸钠	<50	常	Cr17类、Cr13类、铸铝合金、稀土高硅球 铁	铸铝合金	ZG1Cr13
硝酸铝	—	常	Cr13类、Cr17类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
硝酸银	<10	常	Cr13类、Cr17类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
硝酸铜	<50	—	Cr13类、Cr17类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
硝酸铁	—	常	Cr13类、Cr17类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
硝酸汞	—	—	Cr13类、Cr17类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
硫酸铵(硫 酸2%)	饱和	<144	ZG2Cr19Mo2R、ZGCr21Mo2Cu2N、 ZG1Cr18Mn13Mo2CuN、 ZGCr17Mn13Mo2Cu2N	ZG2Cr19Mo2R	ZGCr17Mn13Mo2Cu2N
硫酸铜	<50	—	Cr17类、Cr13类、Cr17Mo2类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
硫酸铁	<10	—	Cr17类、Cr13类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
硫酸镁	<10	常	Cr17类	ZGCr17	—

续表

介 质	浓 度 %	温 度 ℃	可 用 材 料	推 荐 材 料	
				受力不大	受力大
硫酸钠	<25	—	Cr17 类、Cr13 类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
硫酸钠	<饱和	常	Cr17 类、Cr13 类、铸铝合金、硬聚氯乙烯	硬聚氯乙烯	ZG1Cr13
硫酸钠	<10	<20	铸钢、铸铁(余同上)	铸铁	铸钢
硫酸锌	<饱和	常	Cr17 类、Cr13 类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
醋酸酐	—	常	Cr13 类、Cr17 类、Cr17Mo2 类、 ZG2Cr19Mo2R	ZG1Cr13	ZG1Cr13
醋酸铜	—	常	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
醋酸铅	<25	—	Cr17 类、Cr13 类、Cr17Mo2 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
醋酸钠	—	—	Cr13 类、Cr17 类、铸铝合金、铸铁、铸钢	铸铁	铸钢
醋酸甲酯	—	—	Cr13 类、铸钢、铸铝合金、铸铁	铸铁	铸钢
醋酸异丙酯	—	—	Cr17 类	铸铁	铸钢
磷酸钠	—	—	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
氯化锌	—	常	Cr17Mo2 类、铸铝合金	铸铝合金	—
氯化钾	<饱和	常	铸钢、铸铁、ZG2Cr19Mo2R	铸铁	铸钢
氯化钠	—	<60	铸钢、铸铁、酚醛塑料	铸铁	铸钢
氯化铵	<50	常	铝铸铁、铸铁、Cr17 类	铝铸铁	—
亚硫酸钠	<25	—	Cr13 类、Cr17 类、Cr17Mo2 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
过硫酸铵	<60	常	硬聚氯乙烯	硬聚氯乙烯	—
亚硫酸氢铵	—	<50	ZG1Cr18Mn13Mo2CuN	ZG1Cr18Mn13Mo2CuN	ZG1Cr18Mn13Mo2CuN
碳酸钠	—	常	Cr13 类、铸钢、Cr17Mo2 类、铸铁	铸铁	铸钢
碳酸氢铵	—	—	ZG2Cr19R、Cr13 类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
碳酸铵	<饱和	常	Cr17 类、Cr13 类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
高锰酸钾	—	常	Cr17 类、Cr13 类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
碳化钙	—	—	铸铁、铸钢、铸铝合金	铸铁	铸钢
碳酸钙	—	—	铸铁、铸钢、铸铝合金	铸铁	铸钢
甲醇	—	—	Cr13 类、铸钢、铸铝合金、铸铁、Cr17 类	铸铁	铸钢
乙醇	—	—	Cr13 类、铸钢、铸铝合金、铸铁、Cr17 类	铸铁	铸钢
辛醇	—	—	铸铁、铸钢	铸铁	铸钢
丙二醇	—	—	铸铝合金	铸铝合金	—
甲醛	<40	—	Cr13 类、铸钢、铸铝合金、铸铁、Cr17 类	铸铁	铸钢
乙醛	—	—	铸铁、铸钢	铸铁	铸钢
丁醛	—	—	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
乙二醇	—	—	铸铝合金	铸铝合金	—
丙酮	—	—	铸铁、铸钢、铸铝合金	铸铁	铸钢
乙醚	—	—	Cr17 类、Cr13 类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
苯	—	常	Cr13 类、铸钢、酚醛塑料、铸铁、Cr17 类	铸铁	铸钢
甲苯	—	常	铸铁、铸钢、铸铝合金、ZG2Cr19Mo2R	铸铁	铸钢
氯甲烷	—	—	Cr13 类、Cr17 类、铸铁、铸钢	铸铁	铸钢
巴豆醛	—	—	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
丙烯腈	—	—	Cr17 类、Cr13 类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
乙腈	—	—	Cr17 类、Cr13 类、铸铝合金	铸铝合金	ZG1Cr13
辛烯醛	—	—	铸铁、铸钢、铸铝合金	铸铁	铸钢
石蜡	—	<100	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
肥皂	—	20	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
二硫化碳	—	常	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
松节油	—	常	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
干四氯化碳	—	—	Cr13 类、Cr17 类、铸铁、铸钢	铸铁	铸钢

续表

介 质	浓 度 %	温 度 ℃	可 用 材 料	推 荐 材 料	
				受力不大	受力大
氨基甲酸铵 溶液(加氢,有 压力)		100 - 180	ZGCr17Mn13Mo2N, ZGCr17Mn13Mo2Cu2N		ZGCr17Mn13Mo2N
尿素母液	—	—	Cr17 类、Cr13 类、铸铝合金 ZGCr21Mo2Cu2N	铸铝合金	ZG1Cr13
醋	—	—	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
明矾	<10		Cr17Mo2 类	ZG2Cr17Mn2Mo2R	—
硫化钠	<50		Cr17Mo2 类	ZG2Cr17Mn2Mo2R	—
硫代硫酸钠	<25	—	Cr13 类、Cr17 类、铸铝合金、Cr17Mo2 类	铸铝合金	ZG1Cr13
氨	—	—	Cr13 类、铸钢、铸铝合金、铸铁、Cr17 类	铸铁	铸钢
氨水	—	常	Cr13 类、Cr17 类、铸铝合金、Cr17Mo2 类	铸铝合金	ZG1Cr13
甘油	—	<100	Cr13 类、Cr17 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
矿物油	—	—	Cr13 类、Cr17 类、铸铁、铸钢	铸铁	铸钢
植物油	—	—	Cr13 类、Cr17 类、铸铁、铸钢	铸铁	铸钢
醋酸乙烯	—	—	Cr13 类、Cr17 类、铸铝合金、铸铁、铸钢	铸铁	铸钢
橡胶悬浮液	—	—	Cr13 类、Cr17 类、铸铝合金、铸铁、铸钢	铸铁	铸钢
硝基苯	—	常	ZG2Cr19Mo2R	ZG2Cr19Mo2R	—
乙醇胺	<30	<45	Cr17 类、Cr13 类	ZG1Cr13	ZG1Cr13
硫	—	—	铸铝合金	铸铝合金	
二氧化硫	—	—	铸铝合金	铸铝合金	
甲酸甲酯	—	—	铸铝合金	铸铝合金	
硝化甘油	—	—	铸铝合金	铸铝合金	
氯仿	—	—	铸铝合金	铸铝合金	
过氧乙烯	—	—	铸铝合金	铸铝合金	
次氯酸钠	—	<60	硬聚氯乙烯、稀土高硅球铁	硬聚氯乙烯	
重铬酸	—	<60	硬聚氯乙烯	硬聚氯乙烯	
漂白粉液	—	<60	硬聚氯乙烯	硬聚氯乙烯	

注：1. 短划“—”在浓度和温度栏内表示任意浓度和任意温度，在推荐材料栏受力大一项表示调查中尚未遇到。

2. 本表可用材料栏中有具体牌号者，多系根据具体实验结果与使用经验而来，仅列出材料类别者如 Cr13 类、Cr17 类、Cr17Mo2 类、铸铝合金等，多系根据资料手册推荐。

3. 一般低级材料能用时，高级材料亦能用。

4. 表中“可用材料”主要考虑技术上能用，“推荐材料”中考虑了合理性，选用时首先考虑用“推荐材料”，然后再考虑“可用材料”。

5. 鉴于通用机械产品对机械性能的要求，“推荐材料”中按两种情况考虑，一为要求机械性能不太高者，如泵、低压阀等，一为要求机械性能较高者，如离心机（转鼓）、高压阀等。

表 11.4 常用耐蚀低合金钢的性能与用途

类 别	钢 号	机 械 性 能			
		σ_s , MPa	σ_b , MPa	δ , %	主 要 用 途
抗大气、 海水的腐蚀	09MnCuPTi	350	500	21	主要用于抗大气和海水的腐蚀
	10MnSiCu	350	500	21	
	10MnPNbRe	400	520	19	
	16MnCu	≥350	≥520	≥21	
	10PCuRe	≥300	≥500	≥21	
抗硫化氢 的腐蚀	12AlV	≥300	≥440	≥19	用于石油、化工设备 炼油厂裂化分馏塔 炼油厂高温重油部位 天然气管线 油气田抗硫化氢钢管
	12MoAlV	≥300	≥440	≥19	
	15Al3MoWTi	≥400	≥500	≥20	
	12Cr2MoAlV	≥350	≥500	≥21	
	12Cr4MoAl	≥350	≥500	≥21	
	08PV	370	500	≥28	
	40B	≥600	≥700	≥20	

续表

类 别	钢 号	机 械 性 能			
		σ_s , MPa	σ_b , MPa	δ , %	主 要 用 途
抗高温、 高压氢、氮、 氨的腐蚀	21CrVMoW ₁₂	800~950	≥550	≥14	高温高压抗氢用钢
	12CrMo	420	270	24	
	15CrMo	450	300	22	炼油厂加氢反应器
	12Cr2Mo	500	300	22	
	10MoWVNb	≥480	≥300	≥15	400℃氢、氮、氨高压管
	10MoVNbTi	≥500	≥350	≥19	
	12SiMoVNb	≥650	≥470	≥25	
抗碳酸氢 氨的腐蚀	20Al2VRe	≥350	≥530	≥26	用于碳酸氢铵、氨水、合成氨生 产介质中抗 CO ₂ -H ₂ S-NH ₃ - H ₂ O 的腐蚀
	10CrAl2MoTi	≥240	≥410	≥39	
	13MoVAl	≥350	≥470	≥18	
	15MoVAl	≥380	≥560	≥26	
耐热不起 皮	15CrMo	450	300	22	用于高温下长期工作的设备
	15Al3MoWTi	≥400	≥500	≥20	

表 11.5 常用不锈钢的牌号及用途

组织类型	型 号			主 要 用 途
	中国 YB	前苏联 ГОСТ	美国 AISI	
铁素体	0Cr13	ЭИ496	405	水蒸气、碳酸母液等设备 硝酸、硝酸设备 硝酸、硝酸和温度不高的醋酸设备、食品工业设备
	1Cr17	ЭЖ17	430	
	0Cr17Ti	ЭИ645		
	1Cr17Ti			醋酸、化纤等设备 浓硝酸、次氯酸钠、磷酸等设备
	1Cr17Mo2Ti	X17M12T		
	1Cr25Ti	ЭИ439		
马氏体	1Cr13	ЭЖ1	403	抗弱腐蚀介质,要求温度和韧性较高的零部件, 如泵轴等
	2Cr13	ЭЖ2	410	
	1Cr17Ni2	ЭЖ386	431	耐硝酸和某些有机酸,强度高
奥氏体	00Cr18Ni9	ЭИ842	304L	这类钢用途广,可用于制造稀硝酸、浓磷酸、有机 酸、碱盐溶液等设备。亦耐氢、氮、氨的腐蚀,可制 氮合成塔内件
	0Cr18Ni9	ЭЯ0	304	
	1Cr18Ni9	ЭЯ1	302	
	1Cr18Ni9Ti	ЭЯ1T	321	
	1Cr18Ni11Nb	ЭИ402	347	
	1Cr18Ni12Mo2Ti	ЭИ171	316	硫酸、磷酸等设备
	00Cr18Ni13Mo2		316L	
	1Cr18Ni12Mo3Ti		317	
	00Cr17Ni14Mo3		317L	
	00Cr18Ni14Mo2Cu2			浓硝酸设备
	0Cr18Ni13Mo2CuTi			
	00Cr14Ni14Si4(C4)			
	00Cr17Ni15Si4Nb(C2)			
	00Cr20Ni24Si4Ti(C6)			中高温浓硝酸阀门

表 11.6 钛的耐蚀与不耐蚀介质

耐 蚀 的 介 质	不 耐 蚀 的 介 质
硝酸、铬酸、醋酸、蚁酸、<10%硫酸、<5%盐酸、王水、乳酸、无机氯化物次氯酸盐、熔融尿素、潮湿氯气、二氧化氯、熔融硫	赤色发烟硫酸、氢氟酸、草酸、>10%硫酸、>5%盐酸、沸腾蚁酸、三氯醋酸、10%以上的三氯化铝、35℃以上的磷酸、氟化物、溴

表 11.7 耐酸搪瓷对各种介质的耐腐蚀性能

介质名称	浓度, %	温度	耐腐蚀性能	介质名称	浓度, %	温度	耐腐蚀性能
硝酸	7	沸点	+	丙酮	100	沸点	+
硝酸	13	沸点	△	苯	100	150℃	+
硝酸	50	沸点	+	盐酸	浓溶液	20℃	+
硝酸	64	沸点	△	溴水	任何	沸点	+
硝酸	32	沸点	△	氯水	-	-	+
盐酸	1:1	20℃	+	硫化氢水溶液	任何	沸点	+
盐酸	1:4	20℃	+	碘	-	100℃ 以下	+
硫酸	任何	150℃	+	氯化钠	1~10	20℃	+
发烟硫酸	-	-	+	碳酸氢铵	任何	-	+
亚硫酸	-	150℃	+	硫化铵	任何	-	+
磷酸	40	100℃	△	汽油	100	沸点	+
磷酸	浓溶液	沸点	-	漂白粉	任何	沸点	+
氢氟酸	-	20℃	-	戊醇	任何	-	+
乳酸	90	25℃	+	氧化氮	-	-	+
酒石酸	-	20℃	+	硫代硫酸钠	任何	150℃ 以下	△
苯甲酸	任何	高温	+	皂液	任何	沸点	+
己二酸	任何	沸点	+	盐酸苯胺	任何	沸点	+
邻氨基苯酸	任何	-	+	硝酸铵	任何	< 沸点	+
甲醇	任何	150℃	+	硫酸铵	任何	150℃	+
氯化氢	-	-	+	氯化铵	浓溶液	20℃	+
氢氧化钠	5	沸点	-	硫酸铝	任何	沸点	+
氢氧化钾	熔体	-	-	氯化铝	任何	150℃	+
苯酚	无水的	150℃ 以下	+	乙炔	-	450℃ 以下	+
氨	23~35	20℃	△	草酸	8	< 沸点	△
苯甲醇	任何	沸点	+	草酸	任何	25℃	+
苯甲醛	任何	沸点	+				

注：耐腐蚀性能符号意义：+ 表示耐腐蚀；△ 表示尚耐腐蚀；- 表示不耐腐蚀。

表 11.8 耐酸混凝土对各种介质的耐腐蚀性能

介质名称	浓度, %	温度	耐腐蚀性能	介质名称	浓度, %	温度	耐腐蚀性能
亚硝酸	-	-	+	硼酸	任何	-	+
硝酸	30	沸点	+	氢溴酸	任何	-	+
亚硫酸	-	-	+	脂肪酸	-	-	△
硫酸	-	-	+	二氧化碳	水溶液	-	+
发烟硫酸	-	-	+	氯化氢	-	-	+
盐酸	高浓度 极稀溶液	-	+	乙醇	-	-	+
		-	△	碘	-	-	+
醋酸	-	-	+	二氧化氯	5~17	20~50℃	+
磷酸	-	-	+	硝酸铝	任何	沸点	+
水	-	-	-	硫酸铝	任何	150℃ 以下	+
铬酸	-	-	+	氯化铝	任何	-	+
硫酸与硝	-	-	+	硫酸铵	-	-	+
酸混合物	-	-	+	溴水	任何	沸点	+
				氯化铵	任何	-	+

注：1. 耐酸混凝土对各种无机酸、某些盐类的溶液及大多数腐蚀性气体均有耐腐蚀能力，但对氢氟酸、碱类、有碱性反应盐类溶液及某些脂肪酸均不耐腐蚀。

2. 耐酸混凝土可作塔、贮酸槽、浸酸槽、结晶器、沉降槽、中和器及其他设备。

3. 耐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.9 普通水泥砂浆对各种介质的耐腐蚀性能

介质名称	耐蚀情况	介质名称	耐蚀情况	介质名称	耐蚀情况
亚硝酸	—	碳酸钾	+	铬酸钠	+
硝酸	—	磷酸钾	+	草酸钠	+
硫酸铝	—	氯化钾	+	氢氧化钠	+
氯化铝	—	氯化钾	较耐	油酸	+
氨	+	铬酸钾	+	苦味酸	—
溴化铵	—	草酸钾	+	丙酸	—
硫酸铵	—	氢氧化钾	+	二氯化汞	+, 稀溶液
碳酸铵	+	硝酸钙	—	硫酸	—
磷酸铵	—	硫酸氢钙	—	亚硫酸	—
氯化铵	—	硫酸钙	—	硫化氢	—
氯化钡	—	氯化钙	—	汽油	+, 渗透, 浓度 100 %
硼酸	—	氢氧化钙	+	亚硫酸氢钙	—
溴	—	柠檬酸	—	二甲苯	+, 渗透
酒石酸	较耐	硫酸镁	—	顺丁烯二酸	—
甘油	较耐	氯化镁	—	甲醇	+, 渗透
樟脑	较耐	丁酸	—	尿素水溶液	+, 任何浓度
硫酸亚铁	—	蚁酸	—	硫代硫酸钠	+
硫酸铁	—	硝酸钠	+	盐酸	—
氯化亚铁	—	溴化钠	+	硬脂酸	—
氯化铁	—	硫酸氢钠	—	甲苯	+, 渗透, 浓度 100 % 温度, 沸腾
脂肪酸	—	硅酸钠	+	苯	+, 渗透, 浓度 100 % 耐
漂白粉	+	碳酸钠	+	醋酸	—
硝酸钾	+	磷酸钠	+	醋酐	—
重铬酸钾	+	硫酸钠	—	磷酸	+
碘化钾	+	氯化钠	+	氢氟酸	—
高锰酸钾	+	氯化钠	+	草酸	+
硫酸钾	—	次氯酸钠	+	乙醇	+, 渗透

注: 耐蚀情况符号意义同表 11.7。

表 11.10 花岗岩的耐酸性能

介质名称	浓度, %	温度	耐腐蚀性能	介质名称	浓度, %	温度	耐腐蚀性能
硫酸	98	60℃	+	磷酸	—	高温	—
盐酸	36	60℃	+	氟硅酸	—	—	—
硝酸	65	60℃	+	氢氟酸	—	—	—
亚硫酸酐	—	—	+	氧化氯	任何	任何	+
硫酸酐	—	—	+				

注: 腐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.11 水材对各种介质的耐腐蚀性能

介质名称	浓度	温度	耐腐蚀性能	介质名称	浓度	温度	耐腐蚀性能
硝酸	浓溶液	—	—	氟硅酸	<12 %	—	较耐
硫酸	<5 %	常温	+	氯化铵溶液	—	常温	+
硫酸	5 % ~ 10 %	常温	较耐	硫酸铵	任何	常温	+
硫酸	>10 %	20℃	—	硫酸钠	—	—	较耐
盐酸	稀溶液	—	+	碳酸钠	任何	常温	较耐
盐酸	浓溶液	—	—	氢氧化钠	稀溶液	常温	+
磷酸	浓溶液	<75℃	+	氢氧化钙	饱和以下	20~30℃	+
醋酸	90 %	常温	+	氯化钠	—	—	+
氢氟酸	<10 %	常温	+	氨	中等浓度	常温	+
氢氟酸蒸汽	—	常温	+	氯	—	—	—

注: 耐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.12 聚氯乙烯塑料对各种介质的耐腐蚀性能

介质名称	浓度, %	温度, °C	耐腐蚀性能	介质名称	浓度, %	温度, °C	耐腐蚀性能
硫酸	< 90	< 40	+	醋酸	80~100	40	较耐
硫酸	> 90	> 40	-	醋酸酐	-	-	-
亚硫酸	-	-	+	脂肪酸	任何	38	较耐
硫酸氢钠	任何	-	+	铬酸	35	60	较耐
硫酸铵	任何	70	+	草酸	任何	38	较耐
亚硫酸酐	-	70	+	柠檬酸	任何	60	+
硫酸和硝酸 的混合物	稀溶液	65	较耐	氟硅酸	< 32	60	+
硝酸	< 35	< 40	+	氢氟酸	60	38	+
硝酸	> 35	20	-	氢氧化钠	< 30	< 50	+
硝酸钠	任何	60	+	甲醇	-	-	+
盐酸	-	70	+	甲醛	40	60	+
次氯酸钠	任何	65	较耐	乙醇	-	-	+
磷酸	100	60	+	甲苯	-	-	-
				乙醚	100	20	-

注: 耐腐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.13 聚三氟乙烯对各种介质的耐腐蚀性能

介质名称	浓度, %	温度	耐蚀情况	介质名称	浓度, %	温度	耐蚀情况
硫酸	10	常温	+	铬酸	100	常温	+
硫酸	25	常温	+	铬酸	50	常温	+
硫酸	50	常温	+	铬酸	50	70°C	△
硫酸	50	70°C	△	铬酸	25	常温	+
硫酸	75	常温	+	氢氟酸	10	常温	+
硫酸	75	70°C	△	氢氟酸	20	常温	+
硫酸	92	常温	+	氢氟酸	40	常温	△
硫酸	92	50°C	+	氢氟酸	9	10~30°C	+
硫酸	92	100°C	+	甲酸	25	常温	+
硫酸	98	常温	+	甲酸	50	常温	+
硝酸	5	常温	+	甲酸	90	常温	+
硝酸	10	常温	+	次氯酸	30	常温	+
硝酸	10	70°C	+	油酸	100	常温	△
硝酸	25	常温	+	草酸	9	常温	△
硝酸	50	常温	+	发烟硫酸		常温	+
硝酸	50	70°C	△	糠醛	100	常温	+
硝酸	60	常温	+	烟道气 (SO ₂)		110°C	+
盐酸	10	常温	+	亚硫酸	19	常温	△
盐酸	20	常温	+	甲醛	36	常温	+
盐酸	35~38	常温	+	乙醛	100	常温	△
盐酸	35~38	50°C	+	丙酮	100	常温	+
盐酸	35~38	100°C	+	丙烯腈		常温	+
醋酸	10	常温	+	氯化铵	27	常温	+
醋酸	50	常温	+	氢氧化铵	30	常温	+
醋酸	50	70°C	△	硫酸铵	27	常温	+
醋酸	100	常温	+	苯胺	100	常温	△
醋酸	100	70°C	△	苯	100	常温	△
磷酸	50	常温	+	醋酸丁酯	100	常温	△
磷酸	75	常温	+	二氧化碳	100	常温	△
磷酸	85	常温	+	四氯化碳	100	常温	-
磷酸	85	50°C	+	三氯甲烷	100	常温	-
磷酸	85	100°C	+				

续表

介质名称	浓度, %	温度	耐蚀情况	介质名称	浓度, %	温度	耐蚀情况
硫酸铜	15	常温	△	氢氧化钠	50	70℃	△
二乙醚	100	常温	△	次氯酸钠		70℃	+
醋酸乙酯	100	常温	△	亚硝酸钠	40	常温	△
汽油		常温	+	硫化钠	16	常温	△
过氧化氢	3	常温	△	五氧化磷		常温	+
过氧化氢	10	常温	△	亚氯酸钠	10-15	100℃	+
过氧化氢	30	常温	+	氢氧化钾	40	100℃	+
王水		常温	+	二甲苯	100	100℃	△
硝基苯	100	常温	△	氯苯		100℃	△
糠醇	100	常温	+	煤油		常温	+
铬酸	5	常温	△	甲苯	100	常温	△
铬酸钾	10	常温	+	三氯乙烯	100	常温	-
高锰酸钾	5	常温	△	异丙醇气体		40℃	+
食盐溶液	26	常温	△	三氯乙烷		10~25℃	+
氢氧化钠	10	常温	△	三氯乙醛		30~45℃	△
氢氧化钠	25	常温	△	氟硅酸	34	常温	+

注: 耐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.14 氯化聚醚对各种介质的耐腐蚀性能

介质名称	浓度 %	温度 ℃	时间 天	耐蚀情况	介质名称	浓度 %	温度 ℃	时间 天	耐蚀情况
醋酸	10	70~100	6	+	氯化钙	30	70~100	45	+
醋酸	93	70~100	6	+	苯酚	5	70~100	45	+
冰醋酸		70~100	45	+	双氧水	10	70~100	6	△
氯醋酸	10	70~100	45	+	双氧水	30	100	6	-
铬酸	25	70~100	45	△	干氯气		70~100	45	△
硝酸	10	70	45	+	湿氯气		70	45	△
硝酸	10	100	45	△	湿氯气		70~100	45	-
硝酸	40	70	45	△	干二氧化硫		70~100	45	+
硝酸	40	100	45	-	湿二氧化硫		70~100	45	△
硫酸	30	70~100	6	+	硫化氢		70~100	45	+
硫酸	50	50~130	4	+	干氯化氢		70~100	45	△
硫酸	70	70~100	45	+	湿氯化氢		70~100	45	△
硫酸	93	70	45	+	丙酮		50		△
硫酸	93	100	45	△	乙醇		50		+
硫酸	98	65	3	-	苯		50		△
甲酸	浓	70~100	45	+	甲苯		常温	2000h	+
盐酸	工业	70~100	45	+	乙酸乙酯		50	45	△
盐酸	35	85	3	△	汽油		50	45	+
磷酸		70~100	6	+	松节油		50	45	+
氢氧化铵	28	70~100	45	+	甲醛	30	50	108h	+
氢氧化钠	25	70~100	45	+	甲醛	37	65	3	+
氢氧化钠	40	70~100	45	+	二氯乙烷	纯	85	3	+
氢氧化钠	50	70~100	6	+	氯乙醇	90	65	3	+
三氯化铁	20	70~100	45	+	氯乙醇	90	85	3	△
氯化锌	20	70~100	45	+	苯胺		50		△
碳酸钠	20	70~100	45	+	苯酚	纯	65	3	+
硫化钠	20	70~100	45	+					

注: 耐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.15 聚四氟乙烯对各种介质的耐腐蚀性能

介质名称	温度,℃	腐蚀情况	介质名称	温度,℃	耐蚀情况
盐酸(浓)	25~100	无	HF(浓)	25~100	无
硝酸(浓)	25~85	无	HF(无水,液)	25	无
硝酸(发烟)	60	无	NaOH(50%)	25~100	无
硫酸(浓)	25~300	无	KOH(50%)	25~100	无
硫酸(发烟)	80	无	Na ₂ O ₂	100	无
干水	30	无	PCl ₃	100	无
金属钠	200	渐起作用	BF ₃ -HF	25	无
Br ₂ (1atm)	25~100	无	ClSO ₃ H(氯磺酸)	25	无
F ₂ (1atm)	150	稍有作用	臭氧	25	无
KMnO ₄ (5%)	25~100	无	有机碱	25~100	无
H ₂ O ₂ (30%)	25	无	Cl ₂ (1atm)	25~100	无
HClO ₄ ·2H ₂ O	25	无	NH ₃ (液)	25	无

注: 1atm = 1.01 × 10⁵MPa。

11.2.2 耐腐蚀隔离层

耐腐蚀隔离层是将耐腐蚀能力强的非金属或金属材料覆盖于设备基体上达到防止腐蚀的目的, 化工防腐蚀中通常用衬里、涂料和金属涂层。

(1) 耐蚀非金属衬里

表 11.16 中列出了常用衬里的种类。

表 11.16 衬里结构种类

衬里名称	材料	特点
玻璃钢衬里, 包括: 环氧玻璃钢、酚醛玻璃钢、呋喃玻璃钢、聚酯玻璃钢	增强材料、玻璃纤维、胶液、相应的树脂	①耐蚀性好 ②有较高强度和整体性 ③衬脂与纤维的浸润性影响渗透性、耐蚀性 ④固化处理也具有一定影响
橡胶衬里, 包括: 天然橡胶、氯丁橡胶、丁基橡胶、丁腈橡胶、(也分为软硬橡胶衬里、半硬质橡胶衬里)	橡胶板用胶浆子粘贴在金属、混凝土、玻璃钢等表面上	①有较好的耐蚀性能 ②可自身硫化, 得到致密性高, 有弹性、韧性、高附着力的衬里设备 ③长期使用温度不高
砖板衬里, 包括: 陶瓷板、铸石板、高铝砖、石墨板衬里	砖板胶接剂 硅酸盐类胶泥、树脂类胶泥	①适用于各种尺寸、形状的设备衬里 ②受冲击、振动、温度急变性能较差 ③施工要求比较严格
塑料衬里, 包括: 软聚氯乙烯、聚丙烯、ABS、聚合氟乙烯衬里	将聚氯乙烯、聚丙烯板材衬在钢及混凝土设备内表面, 或塑料设备单独结构, 或塑料设备外部用玻璃钢增强	①耐蚀性同塑料 ②耐温性受塑料本身限制 ③轻巧、方便 ④不受设备尺寸限制

① 橡胶衬里 橡胶衬里的各种材料性能及应用情况见表 11.17~表 11.21。

表 11.17 氟胶的综合性能

性能品种	天然橡胶	丁苯橡胶	氯丁橡胶	丁基橡胶
相对密度	0.93	0.94	1.15~1.25	0.93
伸长率, %	600~1200	300~800	400~1000	400~800
抗张强度, MPa	20~40	0.7~35	10~35	10~21
使用温度, ℃	-58~+120	-20~+120	-35~+130	-55~+150
压缩永久变形	良	良	良	可
抗撕裂性	优	可	良	良

续表

性能品种	天然橡胶	丁苯橡胶	氯丁橡胶	丁基橡胶
耐磨性	优	优	优	良
耐燃性	劣	劣	良	可
耐热老化性	可	可	可	良
耐油性	可	劣	良	良
耐溶剂性	劣	劣	可	可
耐酸性	良	良	优	优
耐碱性	良	良	优	优
耐水性	优	优	良	优
耐候性	可	可	优	优
与金属粘结性	优	优	优	可
加工特性	优	优	良	良

表 11.18 各种胶板的适用范围

介质名称	允许最高温度,℃	允许介质的最大浓度,%		
		硬胶板	半硬胶板	软胶板
盐酸	65,间歇 80	任何	任何	不耐
硫酸	65	60 以下	50 以下	50 以下
氢氟酸	室温	40 以下	不耐	不耐
氢氧化钠	65	任何	任何	任何
中性盐溶液	65	任何	任何	任何
次氯酸钠	65	10 以下	不耐	不耐
氨水	65	任何	任何	任何

表 11.19 软、硬橡胶的耐腐蚀性能

介质名称	介质允许浓度,%		介质允许温度,℃	介质名称	介质允许浓度,%		介质允许温度,℃
	软橡皮	硬橡皮			软橡皮	硬橡皮	
硝酸	2	8	25	草酸	任何	任何	65
硫酸	50	60	65	碱(钾,钠)	任何	任何	65
盐酸	任何	任何	65	硫酸氢钠	任何	任何	65
亚硫酸	任何	任何	65	石灰乳	任何	任何	50
醋酸	80	任何	65	氨水	任何	任何	80
磷酸	85	任何	50	氯化锌	50	任何	35
氢溴酸	浓	浓	38	氯化铁	50	任何	65
氢氟酸	50	浓	65	甲醇	任何	任何	65
柠檬酸	任何	任何	65	乙醇	任何	任何	65
乳酸	任何	任何	65	丙酮	任何	任何	65
甲酸	任何	任何	38				

注:1. 介质的允许浓度为质量百分比。

2. 一般衬橡胶的设备最好是钢制的。铸铁设备应首先除掉铸铁表皮层。宜采用焊接结构。

3. 不适用于强氧化性的介质,如硝酸、铬酸、浓硫酸、过氧化氢等,也不适用于有机溶剂。

表 11.20 氯丁橡胶的耐腐蚀性能

介质名称	浓度,%	温度,℃	耐蚀性	介质名称	浓度,%	温度,℃	耐蚀性
硝酸	10	29	-	铬酸	任何	29	-
氢硅酸	10	38	+	柠檬酸		29	+
砷酸	任何	93	+	丁酸		27	△
盐酸	20	65	+	乳酸		29	+
磷酸	85	93	△	蚁酸	浓	29	+
氢氟酸	30	29	△	三氯醋酸	10	30	△

续表

介质名称	浓度, %	温度, °C	耐蚀性	介质名称	浓度, %	温度, °C	耐蚀性
冰醋酸	100	27	△	过氧化氢	任何	29	
硫酸铅	任何	93	+	氯气	100	29	--
氨水	饱和	38	+	丙酮		20	△
氯化铁	25	38	△	汽油		27	+
次氯酸钙	低浓度	20	-	苯		20	-
硝酸镁	任何	93	+	甘油		70	+
硫酸铜	任何	93	+	蓖麻油		70	+
氢氧化钠	任何	93	+	亚麻油		27	+
硝酸钠	任何	93	+	二硫化碳		20	-
醋酸镍	10	38	+	乙醇		29	+
氯化锡	10	65	+	四氢苯		20	-
氯化锌	10	65	+	氯化苯		20	-
氨	100	29	+	乙醚		30	△

注: 1. 耐蚀性能符号意义同表 11.7。

2. 介质浓度为质量百分比。

表 11.21 丁苯和丁腈软橡胶的耐腐蚀性能

介质名称	浓度, %	温度, °C	丁苯橡胶	丁腈橡胶	介质名称	浓度, %	温度, °C	丁苯橡胶	丁腈橡胶
硝酸	5	24	/	+	亚硫酸氢钠	8	52	+	+
硝酸	25	24	/	-	磷酸钠	51	65	+	+
氟硅酸	50	27	+	+	三氯化锑	75	24	+	+
硫酸	30	43	+	+	蒸馏水		77	+	+
盐酸	25	24	/	+	氯化锌	75	65	+	+
磷酸	75	65	+	+	甲醛	20	21	△	+
氢氟酸	40	24	△	-	过氧化氢	10	24	+	+
高氯酸	100	43	-	-	过氧化氢	35	21	+	△
苯甲酸		38	+	+	氟	100	27	-	-
柠檬酸	40	43	+	+	湿氯气	100	71	-	△
蚁酸	25	49	-	+	丙酮	25	24	-	-
环烷酸	100	24	-	△	汽油		71	-	+
醋酸	10	21	-	-	苯		24	-	-
草酸	10	21	+	+	甘油		65	+	+
氯水溶液	37	71	+	+	松香		65	-	+
氯化亚铁	62	65	+	+	四氯化碳		48	-	△
氯化钙	75	65	+	+	乙醇	25	30	+	+
氢氧化钠	50	38	+	+	乙二醇		43	+	-
硝酸钠	50	65	+	+	乙醚		21	-	+
硫酸铅	35	65	+	+					

注: 1. 耐蚀性能符号意义同表 11.7。

2. “/” 表示无实验数据。

② 砖板衬里 各种砖板衬里材料性能见表 11.22~表 11.25。

表 11.22 陶瓷制品的耐腐蚀性能

介质名称	浓度	温度	耐蚀性	介质名称	浓度	温度	耐蚀性
亚硝酸	-	-	+	硫酸铝	任何	沸腾	+
硝酸	-	低于沸点	+	硫酸钠	任何	沸腾	+
硝酸铝	任何	沸腾	+	硫酸铵	任何	沸腾	+
硝酸铵	任何	低于沸点	+	柠檬酸	任何	低于沸点	+
氨	任何	沸腾	+	羧酸	任何	沸腾	+

续表

介质名称	浓度	温度	耐腐蚀性	介质名称	浓度	温度	耐腐蚀性
乳酸	任何	沸腾	+	磷酸	浓溶液	高温	-
蚁酸	任何	沸腾	+	铬酸	任何	沸腾	+
氟硅酸	-	高温	-	草酸	任何	低于沸点	+
脂肪酸	任何	沸腾	+	氢氟酸	-	-	-
亚硫酸	任何	低于沸点	+	丙酮	100%以下	-	+
硫化氢	任何	沸腾	+	碳酸钠	稀溶液	26℃	较耐
盐酸	任何	低于沸点	+	氢氧化钠	稀溶液	25℃	较耐
醋酸	任何	低于沸点	+	苯	100%	-	不使用
磷酸	稀溶液	20℃	较耐	氢氧化钠	浓溶液	沸腾	-

注：耐腐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.23 辉绿岩铸板的耐腐蚀性能

介质名称	浓度	温度	耐腐蚀性	介质名称	浓度	温度	耐腐蚀性
亚硝酸钠	任何	-	+	草酸	任何	低于沸点	+
硝酸	任何	低于沸点	+	硼酸	任何	沸腾	+
硫酸	96%	沸腾	+	柠檬酸	-	-	+
盐酸	任何	100℃	+	氨	浓	-	+
磷酸	-	沸腾	-	碳酸钠	饱和	20℃	+
醋酸	-	-	+	氢氧化钠	-	-	+
蚁酸	-	-	+	氟氢酸	-	-	-
乳酸	任何	沸腾	+				

注：耐腐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.24 天然耐酸石材的耐腐蚀性能

介质名称	花岗岩	石英岩	安山岩	文 石	介质名称	花岗岩	石英岩	安山岩	文 石
98%硫酸	+	+	+	+	稀碱溶液	+	△	△	△
36%盐酸	+	+	+	+	氢氟酸	-	-	-	-
30%硝酸	+	+	+	+	有机物	+	+	+	+
浓碱溶液	-	-	-	-					

注：耐腐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.25 各种石墨板的耐腐蚀性能

介质名称	浸 渍 石 墨 板			酚醛压型 石墨板	介质名称	浸 渍 石 墨 板			酚醛压型 石墨板
	酚 醛	呋 喃	水玻璃			酚 醛	呋 喃	水玻璃	
70%硫酸	△	△	+	△	氢氟酸	+	+	-	+
50%硫酸	+	+	+	+	冰醋酸	+	+	+	+
30%硝酸	-	-	+	-	磷酸	+	+	+	+
盐酸	+	+	+	+	湿氯气	-	-	+	-
碱溶液	-	+	-	-	苯胺	-	-	+	-

注：耐腐蚀性能符号意义同表 11.7。

③ 各种隔离层及胶泥 各种隔离层及胶泥的性能及使用范围见表 11.26~表 11.29。

表 11.26 各种隔离层的性能与使用范围

隔离层	性 能 特 点	适 用 范 围
铅	隔离效果好,抗渗透能力强,耐硫酸性能好,使用温度<140℃,与基体粘结能力差,密度大,有毒	适用于操作介质为硫酸的设备中,如贮罐、沉降槽、饱和器、塔等
橡胶	耐腐蚀、抗冲击、抗渗透等性能优越,与基体粘结力好,施工简单,易于检查,耐有机物性能差,使用温度低	适用于带压设备,适用温度为 90℃以下的酸、碱介质中,不适用于有机物中

续表

隔离层		性能特点	适用范围
玻璃钢	酚醛玻璃钢	耐酸性介质腐蚀,与基体结合力好,易于施工,抗渗透效果尚好,使用温度在 120℃ 以下,不耐氧化性介质与碱性介质的腐蚀	适用于操作温度为 120℃ 以下 70% 以下的硫酸、盐酸、醋酸、氢氟酸等介质中
	呋喃玻璃钢	耐酸、耐碱、耐有机物,与基体结合力差,收缩率大,抗渗能力一般,使用温度低于 150℃	适用于操作温度为 150℃ 以下的酸碱交替的设备中,不适用于氧化性介质中
	环氧玻璃钢	耐稀酸、稀碱,与基体、砖板的粘结力强,抗渗能力好,使用温度在 100℃ 以下,施工简便,工程造价高	适用于操作温度为 100℃ 以下的稀酸、稀碱设备中
石棉板		耐高温,与基体结合力好,易于施工,抗渗效果差	适用于高温操作设备中
涂料		隔离效果差,易于施工,造价低,与基体附着力好,使用温度依据涂料而不同	适用于渗透力不强的设备中,一般用作底涂料,主要应用品种为环氧树脂涂料

表 11.27 各类胶泥的性能特征

胶泥名称		性能特征
水玻璃胶泥	钠水玻璃胶泥	耐各种浓度的硫酸、硝酸、盐酸、磷酸、氧化性介质、有机物的腐蚀,不耐氢氟酸、氟化物、碱、水、热磷酸的腐蚀,粘结力差,孔隙率高,固化时收缩率大,腐蚀介质易渗透。常温固化,施工方便,价格便宜
	钾水玻璃胶泥	耐各种浓度的硫酸、硝酸、盐酸、磷酸、氧化性介质、有机物的腐蚀,不耐氢氟酸、氟化物、碱的腐蚀。耐水性、粘结力、抗渗透性优于钠水玻璃胶泥,常温固化,施工方便
树脂胶泥	酚醛胶泥	耐 70% 以下的硫酸、各种浓度的盐酸、某些有机物、氟化物的腐蚀,不耐氧化性介质、碱类、硝酸的腐蚀。机械强度大,粘结力好,可用于 150℃ 以内的环境,常温固化或加热固化。不能直接用于碳钢、混凝土表面,需用环氧涂料作隔离层
	呋喃胶泥	耐酸性能与酚醛胶泥相似,耐碱性能优良,能耐 40% NaOH 的腐蚀,不耐氧化性介质与硝酸的腐蚀,机械强度大,粘结力较酚醛胶泥差,固化时收缩率大,抗冲击性能差,不能与碳钢、混凝土直接接触,需用环氧涂料作隔离层,适用于 150℃ 以内,常温固化或加热固化,刺激;味大
	环氧胶泥	耐酸、耐碱性能低于酚醛胶泥与呋喃胶泥,机械强度高,粘结力大,固化时收缩率小,可直接用于碳钢或混凝土表面,常温或加热固化,可用于 100℃ 以内的环境;工程造价高
	聚酯胶泥	耐稀酸、稀碱的腐蚀,机械强度大,粘结力高,可用于 70℃ 以内的环境,常温固化,固化收缩率大,可直接用于碳钢或混凝土表面

表 11.28 各种胶泥的耐腐蚀性能

介质名称	浓度, %	酚醛胶泥	呋喃胶泥	环氧胶泥	环氧呋喃胶泥	环氧煤焦油胶泥	不饱和聚酯胶泥
工业水		+	+	+	+	+	+
硫酸	98	-	-	-	-	-	-
硫酸	70	△	△	-	-	-	-
硫酸	30	+	+	+	+	+	+
盐酸	37	+	+	△	△	△	+
盐酸	20	+	+	+	+	+	+
醋酸	99	+	+	-	-	-	-
硝酸	>10	-	-	-	-	-	-
铬酸	>10	-	-	-	-	-	-
氯气		-	-	-	-	-	-
氟化氢		+	+	-	-	-	-
氢氧化钠	>10	-	+	-	-	-	-
碳酸钠	>20	-	+	+	+	+	△

注: 1. 耐蚀性能符号意义同表 11.7。

2. 以石墨粉为粉料。

表 11.29 水玻璃胶泥的耐腐蚀性

介 质 名 称		使 用 条 件		
		浓度, %	温度, ℃	耐蚀性
强氧化性无机酸	硫酸	98	80	++
	硝酸	97	80	++
	铬酸	80	150	++
其他无机酸类	盐酸	33	沸点	++
	氯磺酸	98	60	++
	氢溴酸	50	100	++
	磷酸	50	120	+
	磷酸	浓	>300	-
	氢氟酸	任何	任何	-
	氟硅酸	>20	>40	-
有机酸类	醋酸	50	60	++
	苯磺酸	10	100	++
	脂肪酸	100	140	+
	高级脂肪酸			不稳定
	油酸			不稳定
酸性气体	湿氯化氢	任何	任何	不稳定
	湿氯化氢	浓	130	++
	二氧化硫	7	600	++
	二氧化硫	浓	60	++
卤素	湿氯气	90	80	+
	氯水	饱和	100	+
	溴水	25	60	+
	氟	任何	任何	不稳定
有机介质	三氯乙醛	90	100	+
	二氯甲烷	100	沸点	+
	二氯甲烷	气	420	++
溶剂	苯	纯	沸点	++
	氯苯	工业	沸点	++
	乙醇	工业	沸点	++
盐溶液	硫酸铵	饱和液	60	+
	硝酸铵	中性液	60	+
	碳酸铵	50	60	+
	重铬酸钾	40	60	++
	碱性盐	任何	任何	不稳定
	(pH>8)			
中性溶液	水		任何	长期作用下溶解
碱溶液	氢氧化钠	任何	任何	-
	氢氧化钡	任何	任何	-

注：“++”表示完全耐蚀，其余耐蚀性能符号意义同表 11.7。

④ 玻璃钢衬里 各种玻璃钢衬里材料的性能见表 11.30~表 11.31。

表 11.30 各种玻璃钢的一般性能

性 能	环氧玻璃钢	酚醛玻璃钢	呋喃玻璃钢	聚酯玻璃钢
制品性能	机械强度高,耐蚀性能好,收缩率小,吸水性低,耐热性较差(<100℃)	机械性能一般,但较脆,耐酸性好,耐碱性能差,吸水性低,耐热性较高(<150℃)	机械性能一般,但较脆,耐酸、碱性好,耐热性高(<180℃)	机械性能较好,耐蚀性较差,收缩率大,耐热性差(<90℃)

续表

性 能	环氧玻璃钢	酚醛玻璃钢	呋喃玻璃钢	聚酯玻璃钢
工艺性能	有良好的工艺性能,固化时无挥发物,可常压或加压成型,随所用固化剂不同,可室温或加热固化,易于改性,粘结强度高,脱模困难	工艺性能比环氧树脂玻璃钢差,固化时有挥发物放出,一般适合于干法成型,常压成型制品的性能较差	工艺性能比酚醛树脂玻璃钢还差,固化反应较强烈,对光滑无孔底材的粘结力差,养护期较长	工艺性能最好,胶液粘底差,对玻璃纤维浸润性好,固化时无挥发物放出,能常温、常压成型,适于制造大型设备和构件
原材料毒性	胺类和酸酐类固化剂均有毒性和刺激性	苯磺酰氯和对甲基苯磺酰氯固化剂有毒性和较强的刺激性	苯磺酰氯固化剂有毒性和较强的刺激性	常用的交联剂苯乙烯有毒
一般应用	用于腐蚀性不大的介质,如低浓度的酸、碱,也常用于增强	用于酸性较强的介质,也广泛用于电器绝缘	用于温度较高,酸、碱交替的强腐蚀性介质	用于腐蚀性较弱的酸性介质,多用于车辆船舶和建筑业

表 11.31 常用玻璃钢的耐腐蚀性能 (70℃)

介质名称	浓度 %	环氧玻璃钢	酚醛玻璃钢	呋喃玻璃钢	聚酯玻璃钢	介质名称	浓度 %	环氧玻璃钢	酚醛玻璃钢	呋喃玻璃钢	聚酯玻璃钢
硫酸	10	+	+	+	+	硫酸铵	20	+	+	+	+
	30	△	+	+	△	亚硫酸氢铵	15	+	+	+	+
	70	-	△	+	-	尿素	15	+	+	+	+
	98	-	-	△	-	十八胺	/	+	+	+	+
盐酸	10	+	+	+	+	苯	/	-	+	+	-
	20	+	+	+	+	甲醇	/	+	+	+	+
	31	△	+	+	△	乙醇	/	△	△	+	△
硝酸	5	△	-	-	△	丙酮	/	-	+	+	-
	10	-	-	-	-	硫酸二甲酯	/	-	-	△	-
磷酸	30	+	+	+	+	汽油	/	+	+	+	+
氯磺酸	/	-	-	-	-	柴油	/	+	+	+	+
氢氧化钠	10	+	-	+	△	轻油	/	+	+	+	+
	30	△	-	+	-	重油	/	+	+	+	+
碳酸钠	30	+	-	+	+	二氧化硫	/	△	+	+	△
硫酸亚铁	25	+	+	+	+	半水煤气	/	+	+	+	+

注:耐蚀性能符号意义同表 11.7。

(2) 防腐蚀涂料

防腐蚀涂料在化工防腐蚀中用途很广。表 11.32、表 11.33 中列出了涂料分类及其选用原则;表 11.34、表 11.35 中列出了设备内壁厂房建筑中选用涂料的方法;表 11.36、表 11.37 中列出了两种常涂料的耐蚀性。

表 11.32 涂层分类

代号	涂料类别	主要成膜物质	应 用
Y	油性涂料	天然动植物油、清油、合成油	木材防水、防潮、防大气,户外大型设备的防锈蚀
T	天然树脂涂料	松香及其衍生物,虫胶,大漆及其衍生物	木制、金属制品的涂装和保护,虫胶、大漆耐酸、碱、水的腐蚀,施工复杂、有毒
F	酚醛树脂涂料	酚醛及其改性树脂,二甲苯树脂	耐水、酸、碱腐蚀,绝缘,广泛用于木器、机械、电器、建筑等

续表

代号	涂料类别	主要成膜物质	应 用
L	沥青树脂涂料	天然沥青、石油沥青、煤焦油沥青等	耐水、防潮、耐酸、碱、气体腐蚀,广泛用于化工、船舶、机械、水下、地下设施的涂装
C	醇酸树脂涂料	甘油醇酸树脂,季戊四醇酸树脂,其他改性醇酸树脂	有优良耐候性,有较好的综合性能,广泛用于大气中构筑物的涂装
A	氨基树脂涂料	脲醛树脂,三聚氰胺甲醛树脂	耐水、油,抗粉化,耐磨,价廉,多作为装饰用漆,如仪表、玩具等轻工产品的装饰用漆
Q	硝基涂料	硝化纤维素,改性硝化纤维素	常温有一定耐水、稀酸能力,耐候性、耐温性差,主要用于金属、木材、皮革的涂装
M	纤维素涂料	乙基、苄基、羟甲基、醋酸纤维及其他纤维酯及醚类	耐水、耐候、耐磨一般,耐酸、碱略差,对热敏感,有漆膜薄、坚韧、快干等特点
G	过氯乙烯涂料	过氯乙烯树脂,改性过氯乙烯树脂	耐水、酸、碱、大气,抗菌,不燃,耐寒,快干,施工方便,附着力较差,用于防腐设施、机械、车辆防护
X	乙烯树脂涂料	氯乙烯共聚树脂,聚醋酸乙烯及其共聚物,聚乙烯醇缩醛树脂,含氟树脂等	耐水、油、酸、碱,用于机床、器材、建筑、地板、玩具、塑料制品的表面涂装
B	丙烯酸树脂涂料	丙烯酸酯,丙酸共聚物及其改性树脂	耐热、氧化、酸、碱,保光,保色,防霉,适用于沿海湿热地区各种机器、器械的装饰技术
Z	聚酯树脂涂料	饱和、不饱和聚酯树脂	有无溶剂、耐磨、耐寒、耐酸碱、保光等性能,用于铜线绝缘漆及木器等
H	环氧树脂涂料	环氧树脂,改性环氧树脂	是良好的防腐涂料,广泛用于化工、造船、机械的涂装
S	聚氨酯涂料	聚氨基甲酸酯	湿固化型,漆膜坚硬、强韧、致密、耐磨、耐酸碱,用于核反应堆临界区建筑物表面防护及船舶、甲板、油管的表面防护等
W	元素有机涂料	有机硅、有机钛、有机铝等元素的有机聚合物	耐热(300~800℃),用于高温设备、烟囱、排气管及高温零件的涂装
J	橡胶涂料	天然、合成橡胶及其衍生物	具有快干、耐蚀、耐候等性能,随橡胶种类变化用于室内外化工设备、管路、构筑物的涂装
E	其他涂料	硅酸钠,硅酸钾	含锌粉较多(>70%),膜坚硬,耐磨,耐水、油,耐溶剂性好,抗大气,防老化,防锈蚀,用于船舶、油罐、水塔、烟囱等的防腐

表 11.33 不同用途对涂料的选择

用 途	油基涂料	酯胶涂料	大漆	纯酚醛树脂涂料	沥青涂料	醇酸树脂涂料	过氯乙烯涂料	乙烯树脂涂料	环氧树脂涂料	氯磺化聚乙烯涂料	聚氨酯涂料	聚氨酯沥青漆	有机硅涂料	无机富锌涂料
一般大气	✓	✓		✓		✓	✓			✓	✓		✓	✓
化工大气			✓		✓		✓	✓		✓				
耐酸			✓	✓	✓		✓	✓	✓	✓	✓			
耐碱							✓	✓	✓	✓	✓			
耐溶剂			✓	✓					✓		✓			✓
耐油			✓				✓		✓	✓	✓			✓
耐水			✓	✓	✓		✓	✓	✓	✓		✓	✓	✓
耐热													✓	✓
耐磨				✓				✓	✓		✓			✓
耐盐					✓		✓	✓	✓	✓	✓			

注:“✓”表示可用。

表 11.34 设备内壁防腐涂料

类 别	涂料名称	使用温度 ℃	性 能	适用范围	备 注
酚醛及改 性酚醛 树脂涂料	热固性酚醛 树脂涂料	<120	耐酸及酸性气 体,有机溶剂	风机、离心机等传动设备 及接触含酸、有机介质的设备	需热处理(120~130℃),溶剂 可用乙醇
	苯酚-间苯 二酚-甲醇涂 料	<120	耐蚀性好	可作合成树脂涂料底漆, 及无法热处理设备的涂层	冷固化,需施工前制作
	环氧改性酚 醛树脂涂料	120	耐酸、碱和某 些有机介质	离心机、蒸发器、热交换器 管内防腐	底层选用冷固化涂料,固化后 需热处理
	糠醛改性酚 醛树脂涂料	120~150	耐酸、碱、有机 溶剂	接触酸、碱、有机介质的设备 防腐	只作漆面用,漆膜脆,冷固后需 热处理
环氧及改性环氧树 脂涂料	634 环氧树 脂涂料	<90	耐碱性良好	氨水贮槽	室温固化
	6101 环氧 树脂涂料	<90	耐碱、稀酸 良好	各种设备的防腐涂层	室温固化,可再热固化以提高 使用温度
	酚醛改性环 氧树脂涂料	150	耐酸、碱,附着 力良好,使用温 度高	转化器花板防腐及酸碱交 替设备的防腐	
	糠醇改性环 氧树脂涂料	>100	提高环氧树脂 的耐溶剂性能	用于含甲苯的酸性介质设 备防腐	
	环氧沥青涂 料	70~80	耐酸、碱、水、 防潮	用于水下设备、构筑物 防腐	价廉,室温固化
	白环氧磁漆 (耐油)	常温	耐油、水性能 好	用于油罐内壁防腐	与红丹环氧防锈漆配合使用
呋喃及改 性呋喃树 脂涂料	糠醇树脂涂 料	常温	耐酸、碱,漆膜 脆性大	用于氨水贮槽防腐	室温固化 10 天,也可加热固化 (很少使用)
	环氧改性糠 醇树脂涂料	100	耐酸、碱,漆膜 软	用于酸碱交替设备、甲醛 贮槽、硼砂反应器	已在生产中使用,室温固化后 再热处理

表 11.35 厂房建筑防腐涂料

设 备 名 称	选 用 涂 料
油罐内壁	环氧类,聚氨酯类,聚乙烯醇缩丁醛类(耐油),环氧-丁腈橡胶类等
煤气柜内外壁	沥青类,环氧沥青类,环氧类,过氯乙烯类,氯磺化聚乙烯类,氯化橡胶类等
氧气柜内外壁	过氯乙烯类,氯磺化聚乙烯类等
氨气柜内外壁	环氧类,氯磺化聚乙烯类,过氯乙烯类(耐氨)等
氯气柜	酚醛红丹类打底,面漆用环氧沥青类
二氧化碳气柜	大漆,氯磺化聚乙烯类,环氧沥青类等
尿素造粒塔	氯磺化聚乙烯类,聚氨酯类,环氧类等
氨水罐内外壁	大漆,环氧类,过氯乙烯类(耐氨),氯磺化聚乙烯类等
煤气系统的设备、管道	沥青类,环氧煤焦油(沥青)类,环氧富锌类等
水冷却设备、水闸	沥青类,环氧煤焦油(沥青)类,聚氨酯类,无机富锌-沥青类等
高温设备外壁	无机富锌类,有机硅类等(400℃以下)
厂房建筑	氯磺化聚乙烯类,过氯乙烯类,聚苯乙烯类等

表 11.36 酚醛树脂涂料的耐腐蚀性能

介质名称	浓度, %	温度, ℃	耐蚀性	介质名称	浓度, %	温度, ℃	耐蚀性
盐酸	任何	沸点	+	磷酸	50	100	+
醋酸	50	100	+	磷酸	75	30	+
硫酸	5	<120	+	蚁酸	25	100	+
硫酸	60	100	+	乙醇	50	25	+

续表

介质名称	浓度, %	温度, ℃	耐蚀性	介质名称	浓度, %	温度, ℃	耐蚀性
苯	100	60	+	硫酸钾	任何	<120	+
苯胺	-	60	+	硫酸锰	任何		+
氨水	10	60	+	硫酸铜	任何	<120	+
湿氯气			+	硫酸钠	任何	<120	+
二氧化硫			+	硫酸锌			+
氯化铁	10	100	△	氯化钾	任何	20	+
漂白粉	饱和	常温	+	氯化钙	任何		+
氯化铵	50	100	+	氯化亚铜	任何	<120	+
碳酸钠	饱和	100	△	氯化镍			+
氯化铝	任何	<120	+	氯化苯	含盐酸 0.5%	40	+
磷酸铵	任何	<120	+	亚硫酸钠	任何	<120	+
磷酸钾	任何	<120	+	醋酸铜	任何	<120	+
磷酸钠	任何	<120	+	醋酸钠	任何	<120	+
磷酸酐	20		+	氢氟酸	40	20	+

注：耐蚀性能符号意义同表 11.7。

表 11.37 热固型环氧树脂涂料的耐腐蚀性能

介质名称	浓度, %	温度, ℃	耐蚀性	介质名称	浓度, %	温度, ℃	耐蚀性
硫酸	10	20~100	+	三氯化铁	-	60	+
硫酸	30~50	20~60	+	液氨	相对密度 0.88		+
硫酸	50	100	-	苯甲酸	-	60	+
硫酸	75	20	+	脂肪酸	-	60	+
硫酸	浓	20	-	乙醛	100	60	+
硝酸	5	20	△	过氧化氢	-	20	-
硝酸	20	20	-	氯化氢	50	20	+
硝酸/硫酸	-	20	-	氯化氢	50	100	-
盐酸	20~35	20	+	氯化氢	100	20	+
醋酸	5	20	△	氯化氢	100	60	△
醋酸	10	20	-	干二氧化硫	-	60	+
磷酸	30	20	+	湿二氧化硫	-	20	+
铬酸	20	20	△	硫化氢	-	60	+
氯磺酸	-	20	+	脂肪油	-	60	+
氢氰酸	-	60	+	植物油	-	60	+
碳酸	5	20	+	汽油		80	+
蚁酸	-	20	-	苯	-	20	+
甲酸	100	60	+	甲苯	-	20	+
乳酸	10	20	+	丙酮	10	20	+
乳酸	90	20	+	丙酮	50	20	△
草酸	-	20	+	甲醇	100	60	+
酒石酸	饱和	60	+	乙醇	100	60	+
氢氧化钠	25	60	+	四氯化碳	-	20	+
氢氧化钠	40	20	+	环己醇	-	20	+
碳酸钠	20	20	+	醋酸乙酯	-	20	+
硫酸钠	20	20	+	醋酸丁酯		20	-
盐水	110	20~70	+	环己酮	-	20	-
盐水	50	20	+	苯胺	-	60	+
氯化铵	-	60	+	苯	-	60	+
浓硼酸	-	60	+	三氯乙烯	-	20	-
次氯酸钙	-	20	+	甲酚		20	-

注：耐蚀性能符号意义同表 11.7。

(3) 耐蚀金属保护层

金属表面制作耐蚀金属保护层是在金属表面喷、衬、渗、镀上一层耐蚀性较好的金属以及将金属进行磷化、氧化处理,使被保护金属表面与腐蚀介质机械隔离以降低金属腐蚀。常用的方法有:

① 电镀 利用直流电从电解液中析出金属,并在工件表面沉积而获得金属保护层,常用的电镀材料有锌、镍、铬、镉、铜-锡合金等;

② 喷镀 通过高速气流将熔融态的金属雾化成微粒,喷射在工件表面上,形成金属保护层,常用的金属喷镀材料有锌和铝;

③ 热浸镀 将被保护的钢铁工件浸在盛有熔融金属的槽中或以一定速度从熔融金属槽中通过,使工件表面涂敷一层金属保护层,用于热浸镀的金属材料有铝、锌、锡及其合金;

④ 表面金属化 采用渗、扩散等工艺使被保护工件表面得到某种合金表面;

⑤ 金属衬里 将耐蚀性高的金属,如铅、钛、铝等衬覆于设备内部,以防止腐蚀。

11.2.3 表面处理方法

为了获得优质的保护层,必须对被保护的基体表面进行表面处理,以获得干净、均一并有一定粗糙度的表面。

(1) 金属表面处理

① 除油 各种除油方法见表 11.38。

表 11.38 各种除油方法

方 法	除 油 剂	清洗方法、效果
有机溶剂除油	汽油(工业、溶剂汽油)、氯化烃类(三氯乙烯、四氯化碳等)	浸渍、擦洗(在通风条件下进行)。除油快但不够彻底,需用其他除油方法补充除油
化学除油	由 NaOH、Na ₂ CO ₃ 、Na ₃ PO ₄ 等组成的碱液,或在煤油、粗汽油中添加表面活性剂及水制成的乳化液,金属清洗剂等	在除油液中浸泡后用热、冷水冲洗,方法简便,成本低,但除油时间长
电化学除油	同化学除油中的碱液,但浓度低一些	将工件作为阴、阳极,通以 $i = 3 \sim 10 \text{ A/dm}^2$ 的直流电 除油效率高,但工件易渗氢,深孔除油慢,且需直流电源

② 表面除锈

a. 机械法 包括加压式干、湿喷砂,真空喷砂,喷丸除锈,高压水除锈,手工除锈等。

b. 化学法 利用金属表面氧化物与各种酸液发生化学反应而溶解在酸液中,达到除锈的目的。酸洗过程中为减缓酸液对金属的腐蚀和产生氢脆现象,常在酸洗液中加入缓蚀剂。酸洗后应立即用水冲洗金属表面,且最好进行钝化或磷化处理,防止金属表面重新生锈。几种酸洗液配方及工艺条件见表 11.39。

表 11.39 几种酸洗液配方及工艺条件

配 方		工 艺 条 件	效 果
工业硫酸	15%~20%	30~40℃ 5~30min	除锈快,效果好 适用于钢铁表面严重锈蚀的工件除锈
乌洛托品	0.5%~0.8%		
水	余量		
工业盐酸($d=1.18$)	110~180g/L	20~60℃ 5~50min	适用于钢铁表面除锈
工业硫酸($d=1.84$)	75~100g/L		
乌洛托品	5~8g/L		
水	余量		
工业硫酸($d=1.84$)	180~200g/L	65~80℃ 16~50min	适用于铸铁及大块锈皮的清理
食盐	40~50g/L		
若丁	5~8g/L		
水	余量		
工业磷酸	2%~15%	80℃ 除净为止	适用于锈蚀不严重的钢铁表面,可作涂料的基层处理
水	余量		

③ 金属表面氧化及磷化 工艺见表 11.40~表 11.42。

表 11.40 钢铁材料氧化、钝化配方及工艺

方 法		配 方	工 作 条 件
钝 化		NaNO ₂ 0.5%~5% 水 余量	pH=9~10, 室温, 5min
碱性氧化	一次氧化	NaOH 500~600g/L NaNO ₂ 100~150g/L	135~140℃, 15~20min
	二次氧化	NaOH 700~800g/L NaNO ₂ 150~200g/L	145~150℃, 60~90min
酸性氧化		硝酸钙 80~100g/L 过氧化锰 10~15g/L 磷酸 3~10g/L 水 1L	100℃, 40~50min

表 11.41 铝、铝合金氧化配方及工艺

方 法	配 方	工 艺 条 件	特 点
硫酸阳极氧化	H ₂ SO ₄ ($d=1.84$) 180~200g/L	15~20℃ $i=0.8\sim2.5\text{A}/\text{cm}^2$ 电压 15~20V 20~40min	硬度高, 耐磨, 氧化膜厚, 吸附力强, 易染色, 经封闭处理后耐腐蚀能力强
铬酐阳极氧化	铬酐 50~60g/L	30℃ $i=1.5\sim2.5\text{A}/\text{cm}^2$ 电压 0~40V 60min 100℃	氧化膜薄, 耐腐蚀能较硫酸阳极氧化膜强, 不易染色, 但与有机涂料结合力好

表 11.42 钢铁磷化配方及工艺

方 法	配 方	工 艺	后 处 理	特 点
热磷化	马日夫盐 50g/L Zn(NO ₃) ₂ 100g/L	60~70℃ 3~5min	0.2~0.5g/L 重铬酸钾溶液中, 于 70~80℃下钝化 2min	磷化膜较厚, 保护性能好
冷磷化	H ₃ PO ₄ 90g/L ZnO 17~18g/L NaNO ₂ 1.5~2.0g/L NaOH 10g/L	pH=2~3 20~30min	100g/L 重铬酸钾溶液, 室温下钝化 10min	磷化膜质量均匀, 结晶细, 与金属结合力好, 但耐腐蚀性能较热磷化差

(2) 非金属材料的表面处理 (见表 11.43~表 11.44)

表 11.43 塑料表面处理方法

方 法	具 体 处 理 方 法	备 注
除 脂	用有机溶剂、碱液、肥皂水直接刷洗	
表面粗化及活化	机械法	用砂纸打磨表面, 增加粗糙度
	氧化法	使用氧化剂, 如过氧化氢、有机过氧化物、高锰酸钾、发烟硝酸、王水、硫酸-重铬酸盐等
	溶液腐蚀法	将原表面分子链破坏, 加入活性基团, 获极性表面
	放电法	将塑料放入电极间, 通 1.5 万伏高压电使极板间空气放电, 碰撞被处理表面
	等离子体法	用氮、氟、氩等易激发的惰性气体, 使等离子体碰撞被处理表面

表 11.44 其他非金属材料表面处理方法

方 法		具 体 处 理 方 法	效 果
水泥构筑物表面	脱水处理	①烘干、保养后,在 45℃ 下烘 3 天 ②用有机硅防水剂处理表面,生成甲基硅酸钠	2cm 深处取样分析含水 < 6%,或水泥表面发白
	溶液腐蚀法	①新水泥用 5% 硫酸锌溶液清洗中和表面碱性物质,1 天后水清洗干燥 ②用 15% ~ 20% H_2SO_4 或氯化锌溶液涂表面数次 ③其他酸类如稀醋酸、稀盐酸处理	急待涂漆时用,半年以上的水泥表面可不进行脱碱处理
衬砌块材表面		洗去浮尘及污物,烘干	
玻璃、陶瓷表面		50% 重铬酸钠水溶液 3~5 份 浓硫酸 100 份 室温下浸泡 15~20min,取出用水洗净,晾干	

11.2.4 缓蚀剂

在腐蚀介质中添加少量就能阻止或减缓金属腐蚀的物质为缓蚀剂,有关介绍见表 11.45~表 11.49。

表 11.45 有机介质中用的缓蚀剂

有机介质名称	金 属 种 类	适用的缓蚀剂品种
甲醇	铝 镁	微量水,氯化钠,亚硝酸钠 微量水,1% 油酸或硬脂酸
乙醇	铝 镁 铁	硼砂,磷酸盐,重铬酸钾,0.03% 碳酸钾,乳酸盐等 硫化钠 油酸
乙醇-水	黄铜 铜 钢	0.25% 苯甲酸钠 2%~3% 硼砂,磷酸盐,0.25% 苯甲酸钠 2%~3% 硼砂,0.03% 乙胺,0.15% 碳酸铵+1% 氨
乙二醇,甘油	铝 镁 铁 铜,黄铜 镉(镀层) 锌(镀层)	硼砂,磷酸盐,钼酸盐,钨酸钠,0.01%~1.0% 硝酸钠,2% 肉桂酸钠+1% 硅酸钠+磷酸(pH=9.5) 硫化碱,可溶性氯化物(pH=8~10) 0.025% 磷酸三钠,硼酸盐 硼酸盐或磷酸盐 1% 氯化磷酸钠 0.025% 磷酸钠
异丙醇	钢	亚硝酸钠
四氢糠醇	钢	1% 亚硝酸钠或 0.3% 铬酸钠
四氯化碳	铝 黄铜,蒙乃尔	0.05% 甲酰胺 0.001%~0.1% 苯胺
氯仿	钢,锡 锡(镀层) 铝	0.001%~0.1% 苯胺 0.001% 二苯胺 微量水
三氯乙烷	铝,镁	0.05% 甲酰胺
氯代芳烃	铝	0.1%~2.0% 硝基氯苯
石蜡油	碳钢 镁	磺化硬脂酸,氯化石蜡,二苯胺, β -苯酚,亚硝酸钠 苯甲酸钠(pH>6)
燃料油	钢	铬酸盐,乙二醇,亚硝酸钠
润滑油	钢	三甲酚磷酸酯,胺类衍生物,高级脂肪酸镁或钡皂

表 11.46 部分国产抗硫化氢腐蚀缓蚀剂

缓蚀剂名称	主要组分	缓蚀剂名称	主要组分
7019	蓖麻油酸、有机胺和冰醋酸的缩合物	1017	多氧烷基咪唑啉的油酸盐
兰 4-A	油酸、苯胺、乌洛托品缩聚物	7251(G-A)	氯化-4-甲吡啶季铵盐同系物的混合物
1011	聚氯乙烯、N-油酸乙二胺		

表 11.47 部分国产油、气井酸化缓蚀剂

缓蚀剂名称	主要组分	缓蚀剂名称	主要组分
7623	烷基吡啶盐酸盐	工读-3 号配合剂	苯胺乌洛托品缩合物、甲醛、 Cu^{2+} 、醋酸、烷基磺酸
7701	氯化苄与吡啶类化合物形成的季铵盐	7251(G-A)	氯化-4-甲基吡啶季铵盐同系物的混合物
7:3 土酸缓蚀剂	ABS、乌洛托品、硫脲、冰醋酸	其他缓蚀剂组分等	苕氮、苕氮-甲醇、重质吡啶-甲
天津若丁-甲醛	若丁、甲醛、EDTA、醋酸、十六烷基磺酸钠		醛、尿素、甲醛、肉桂酸
407-甲醛, 411-甲醛	4-甲基吡啶、甲醛、烷基磺酸、醋酸		
若丁-A	硫脲衍生物、乌洛托品、 Cu^{2+} 、醋酸、烷基磺酸		

表 11.48 部分国产炼油厂缓蚀剂

缓蚀剂名称	主要组分	备 注
兰 4-A	油酸、苯胺、乌洛托品缩聚物	抗氧化能力低
4501	$\left[\begin{array}{c} \text{R}'-\text{N} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{R} \end{array} \right] \cdot \text{ClR}'$ 为 $\text{C}_{12} \sim \text{C}_{20}$ 烷基, R 为 $\text{C}_3 \sim \text{C}_4$ 烷基	兼有清洗、破乳作用
4501	$\left[\begin{array}{c} \text{R}'-\text{N} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{R} \end{array} \right] \cdot \text{ClR}'$ 为软蜡烷基, 碳原子数为 16	兼有清垢作用, 臭味少
1011	$\text{C}_{17}\text{H}_{33}\text{CONHC}_2\text{H}_4\text{N} \begin{array}{l} (\text{C}_2\text{H}_4\text{O})_n \cdot \text{H} \\ (\text{C}_2\text{H}_4\text{O})_m \cdot \text{H} \end{array}$	油溶性稍差
1012, 1014	环氧丙烷与 N-油酰乙二胺加成物	油溶性好
1017	多氧烷基咪唑啉油酸盐	油溶性好, 相变处缓蚀率较高
尼凡丁-18	聚氯乙烯十八烷胺、异丙醇	对液相部位缓蚀率较高
7201(酰胺-I)	合成脂肪酸酰胺	乳化性少, 主要原料成本低
7019	蓖麻油酸、有机胺和冰醋酸缩合物	相变部位缓蚀率高
仿 Nalco-165AC	咪唑啉酰胺、咪唑啉胺、二酰胺单酰胺	用于工艺循环冷却系统

表 11.49 部分国产酸洗缓蚀剂

缓蚀剂名称	主要组分	适用酸种	适用金属
天津若丁(五四若丁)	二邻甲苯硫脲、食盐、糊精、皂角粉	硫酸、盐酸	黑色金属
天津若丁(新)	二邻甲苯硫脲、食盐、淀粉、平平加	硫酸、盐酸、磷酸、氢氟酸、柠檬酸	黑色金属, 黄铜
工读-3 号	$\left[\begin{array}{c} -\text{CH}_2-\text{N}-\text{CH}_2-\text{N}- \\ \quad \quad \\ \text{C}_6\text{H}_5 \quad \text{C}_6\text{H}_5 \end{array} \right]_n$	盐酸	锅炉及换热器除垢
沈 1-D	苯胺与甲醛缩合物	盐酸	黑色金属
兰 5	乌洛托品、苯胺、硫氰酸钠	硝酸	碳钢、铜及其合金, 碳钢-不锈钢焊缝

续表

缓蚀剂名称	主要组分	适用酸种	适用金属
仿若丁-31A	吡啶硫酸盐、OPI-15、二乙基硫脲、苯腈、硫氰酸铵、异硫氰酸、苯酯等	柠檬酸	20号钢, 15Cr-Mo, 16Mn等。用于30万吨合成氨高压蒸汽发生系统
乌洛托品	六次甲基四胺	硫酸、盐酸	黑色金属
粗吡啶	焦化或油页岩干馏副产物	7%盐酸、6%氢氟酸	锅炉酸洗
页氮	油页岩干馏副产物	7%盐酸、6%氢氟酸	锅炉酸洗
02	页氮、硫脲、平平加、食盐	盐酸	黑色金属
云南工业硝酸除垢缓蚀剂	硫代硫酸钠、尿素、乌洛托品	硝酸	钢铁, 黄铜, 不锈钢
氢氟酸酸洗缓蚀剂	α -硫醇基苯并噻唑、平平加等	氢氟酸	锅炉及配管
高温盐酸缓蚀剂	页氮+碘化钾	100℃以上盐酸	黑色金属
仿依比特-30A	1,3-二正丁基硫脲、异丙醇、一缩二丙二醇、甲醇等	柠檬酸铵	20号钢, 15Cr-Mo, 16Mn
MBT	2-硫醇基苯并噻唑	盐酸	黄铜、钢铁

11.2.5 电化学保护

(1) 阴极保护

阴极保护是将被保护金属进行外加阴极极化以减少或防止其腐蚀的方法。阴极保护法可通过以下两种方式实现。

① 外加电流法 将被保护的金属设备用导线与外加直流电源的负极连接, 并在电解质溶液中放置一个与外加直流电源的正极连接的辅助阳极, 通电后, 外加电流由辅助阳极经过电解质溶液流入被保护金属, 使之发生阴极极化。

② 牺牲阳极法 将一块电势较低的金属作为阳极连接在被保护的金属上, 与被保护金属在电解质溶液中构成一个大电池, 被保护金属成为阴极。当电流由阳极经过电解质溶液流入金属设备时, 金属设备发生阴极极化而得到保护。钢铁在不同介质中阴极保护最小保护电流密度见表 11.50。

表 11.50 钢铁在不同介质中阴极保护最小保护电流密度

金属	介质	最小保护电流 A/m^2	试验条件
铁	1mol/L HCl	920	吹入空气, 缓慢搅拌
铁	0.1mol/L HCl	350	吹入空气, 缓慢搅拌
铁	0.325mol/L H_2SO_4	310	吹入空气, 缓慢搅拌
钢、铸铁	0.005mol/L H_2SO_4	6~220	吹入空气, 缓慢搅拌
铁	5mol/L NaOH	2	100℃
铁	10mol/L NaOH	4	100℃
钢	30% NaOH	3	100℃左右
钢	60% NaOH	5	100℃左右
铁	5mol/L NaCl 和饱和 $CaCl_2$	1~3	静止, 18℃
碳钢	饱和 NaCl 溶液, 固体食盐和石膏约 20%	0.15~0.2	55~125℃
铁	5mol/L KOH	3	100℃
铁	10mol/L KOH	3	100℃
碳钢	联碱结晶液(氨盐水) F_{NH_3} (64 滴度) C_{NH_3} (28.8 滴度) Cl^- (100 滴度)	0.6	裸钢
碳钢	氨水混合液	0.125~0.19	表面有环氧树脂
钢	脂肪酸和 8% 醋酸、4% 甲醇	0.03	47℃
钢	7% 有机物及 81% 水的混合物	0.33	25℃
钢	75% 工业磷酸	0.043	24℃
		1.0	85℃

续表

金 属	介 质	最小保护电流 A/m ²	试 验 条 件
钢	85% 试剂磷酸	0.52	48℃
	40% 试剂磷酸	1.9	48℃
	20% 试剂磷酸	11	48℃
	海水	0.065~0.086	有潮汐
		0.022~0.032	静止,漆
钢		0.001~0.01	静止,表面有新涂层
		0.15~0.25	泵体
		0.5~0.8	泵的叶轮
钢		0.0166	有破坏的沥青覆盖层
	土壤	0.001~0.003	有较好的沥青玻璃布覆盖着
	河水	0.05~0.1	室温,静止
	混凝土	0.055~0.27	潮湿

(2) 阳极保护

将被保护的金属设备与外加直流电源的正极连接, 电源的负极与一个辅助阴极连接, 在一定的电解质溶液中, 给金属设备通以阳极电流对金属设备进行阳极极化至一定电位, 使金属设备建立并维持钝化状态从而生成一层稳定的钝化膜, 达到被保护的目的。图 11.1~图 11.4 分别列出了一些在化工生产中所应用的阳极保护示例。金属材料在某些介质中阳极保护的三个主要参数见表 11.51。

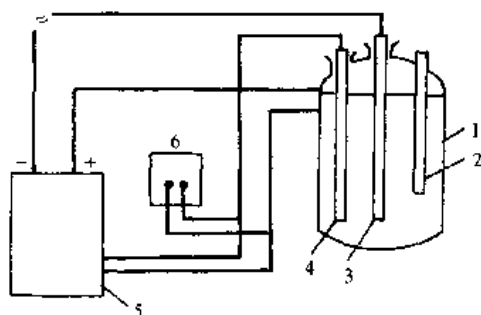


图 11.1 三氧化硫发生器阳极保护装置
1—三氧化硫发生器；2—压酸管；3—阳极；
4—参比电极；5—恒电位仪；
6—电子管电压表

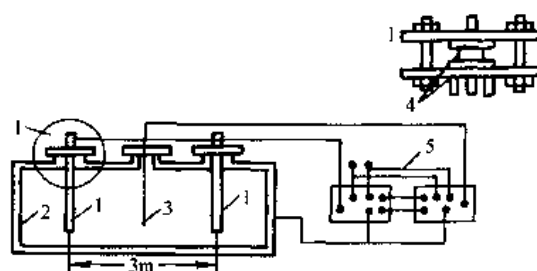


图 11.2 硫酸贮槽的阳极保护
1—阴极；2—槽壁；3—参比电极；
4—织物垫片；5—钝化控制装置

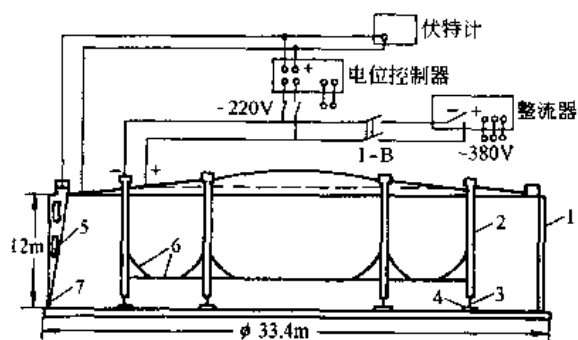


图 11.3 氨水贮槽的阳极保护
1—贮槽（3号碳钢）；2—阴极（1Cr18Ni10Ti）；
3—塞套；4—杆（聚四氟乙烯）；5—参比电极管（1Cr18Ni10Ti）；6—阴极支持架（1Cr18Ni10Ti）；
7—参比电极套

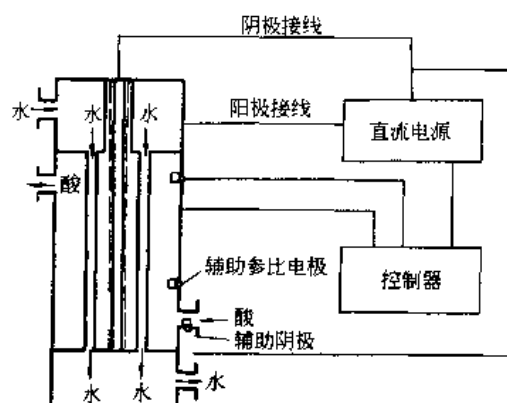


图 11.4 列管式换热器的阳极保护装置

表 11.51 金属材料在某些介质中阳极保护的三个主要参数

介 质	材 料	温 度 ℃	致钝电流密度 A/m ²	维钝电流密度 A/m ²	钝化区电位范围 mV
105% H ₂ SO ₄	碳钢	27	62	0.31	+100 以上
96% ~ 100% H ₂ SO ₄	碳钢	93	6.2	0.46	+600 以上
96% ~ 100% H ₂ SO ₄	碳钢	279	930	3.1	+800 以上
96% H ₂ SO ₄	碳钢	49	1.55	0.77	+800 以上
89% H ₂ SO ₄	碳钢	27	155	0.155	+400 以上
67% H ₂ SO ₄	碳钢	27	930	1.55	+1000 ~ +1600
50% H ₂ SO ₄	碳钢	27	2325	31	+600 ~ +1400
96% H ₂ SO ₄ 被 Cl ₂ 饱和	碳钢	50	2 ~ 3	1.5	+800 以上
90% H ₂ SO ₄ 被 Cl ₂ 饱和	碳钢	50	5	0.5 ~ 1	+800 以上
76% H ₂ SO ₄ 被 Cl ₂ 饱和	碳钢	50	20 ~ 50	< 0.1	+800 ~ +1800
67% H ₂ SO ₄	不锈钢	24	6	0.001	+30 ~ +800
67% H ₂ SO ₄	不锈钢	66	43	0.003	+30 ~ +800
67% H ₂ SO ₄	不锈钢	93	110	0.009	+100 ~ +600
75% H ₃ PO ₄	碳钢	27	232	23	+600 ~ +1400
115% H ₃ PO ₄	不锈钢	93	1.9	0.0013	+20 ~ +950
115% H ₃ PO ₄	不锈钢	177	2.7	0.38	+20 ~ +900
85% H ₃ PO ₄	不锈钢	135	46.5	3.1	+200 ~ +700
20% HNO ₃	碳钢	20	10000	0.07	+900 ~ +1300
30% HNO ₃	碳钢	25	8000	0.2	+1000 ~ +1400
40% HNO ₃	碳钢	30	3000	0.26	+700 ~ +1300
50% HNO ₃	碳钢	30	1500	0.03	+900 ~ +1200
80% HNO ₃	不锈钢	24	0.01	0.001	-
80% HNO ₃	不锈钢	82	0.48	0.0045	-
37% 甲酸	不锈钢	沸腾	100	0.1 ~ 0.2	+100 ~ +500
37% 甲酸	铬锰氮钼钢	沸腾	15	0.1 ~ 0.2	+100 ~ +500
30% 草酸	不锈钢	沸腾	100	0.1 ~ 0.2	+100 ~ +500
30% 草酸	铬锰氮钼钢	沸腾	15	0.1 ~ 0.2	+100 ~ +500
70% 醋酸	不锈钢	沸腾	10	0.1 ~ 0.2	+100 ~ +500
30% 乳酸	不锈钢	沸腾	15	0.1 ~ 0.2	+100 ~ +500
20% NaOH	不锈钢	24	47	0.1	+50 ~ +350
25% NH ₄ OH	碳钢	室温	2.65	< 0.3	-800 ~ +400
碳化液: NH ₃ 100 滴度, CO ₂ 80ml/ml	碳钢	40	200	0.5 ~ 1	-300 ~ +900
60% NH ₄ NO ₃	碳钢	25	40	0.002	+100 ~ +900
80% NH ₄ NO ₃	碳钢	120 ~ 130	500	0.004 ~ 0.02	+200 ~ +800
LiOH (pH = 9.5)	不锈钢	24	0.2	0.0002	+20 ~ +250
LiOH (pH = 9.5)	不锈钢	260	1.05	0.12	+20 ~ +180

在应用阳极保护方法时,应首先进行电化学试验,确定各种参数,根据实际情况选择辅助电极、参比电极、电源等设备。

① 电化学试验 在实验室中使用与生产现场的设备材料相同金属或合金试样,介质尽可能是生产中的真实溶液,模拟生产条件绘制阳极极化曲线。根据阳极极化曲线是否存在活性-钝性转变和致钝电流密度、钝化区的电势范围确定是否可以对设备进行阳极保护。

② 辅助阴极 辅助阴极一般由金属材料制成(见表 11.52),选用时必须考虑其在腐蚀性介质中的长期稳定性、价格尺寸大小等因素,其大小及使用的数量可根据电路的电阻和电流分布来决定。辅助阴极通常被安装在设备的顶部,距设备的底部至少应有 30cm,直径小于 6.1m 时可安装一个阴极,更大的设备应使用 3 个。使用多个阴极时,应相对设备器壁处于匀称的位置,至侧壁的距离小于设备半径的二分之一(见图 11.5 ~ 图 11.8)。

圆柱体阴极接触电阻计算公式:

$$R_c = \rho \left[\frac{\lg(r_1/r_2)}{1.97\pi l} \right] \quad (11.3)$$

式中 R_1 ——阴极至溶液的电阻, Ω ;
 ρ ——溶液的电阻率, $\Omega \cdot \text{cm}$;
 r_1 ——阴极的半径, cm ;
 r_2 ——阴极中心线至槽壁的距离, cm ;
 l ——阴极的长度, cm 。

表 11.52 阳极保护系统中常用辅助阴极材料

阴 极 材 料	环 境	阴 极 材 料	环 境
包铂黄铜	各种浓度的硫酸	哈氏合金 C	硫酸、化肥溶液 ^②
铬镍钢	硫酸	“空气电极”	硫酸
硅铁	硫酸	铂	—
钢管	纸浆液	铜	—
钢缆	纸浆液	不锈钢 304	硫酸
1Cr18Ni10Ti	氮肥溶液 ^① 、氢氧化铵	镀镍电极	不用电的镀镍槽

① 指含氮肥料, 如 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, NH_4NO_3 , NH_4Cl 等。

② 指除氮肥以外, 还有钾肥、磷肥等。

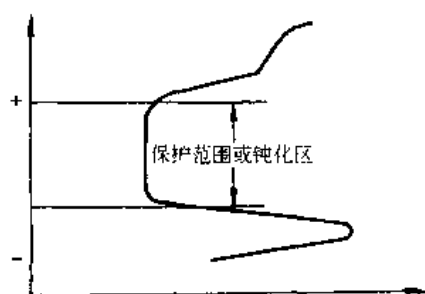


图 11.5 恒电位法测定的阳极极化曲线

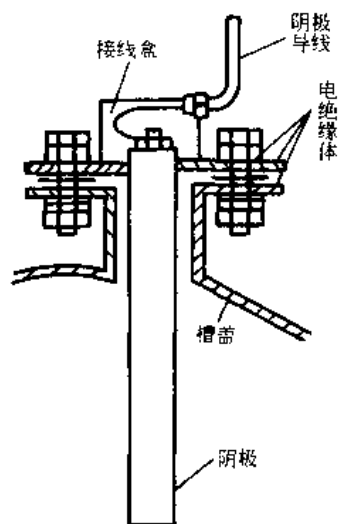


图 11.6 设备顶部安装阴极的方法

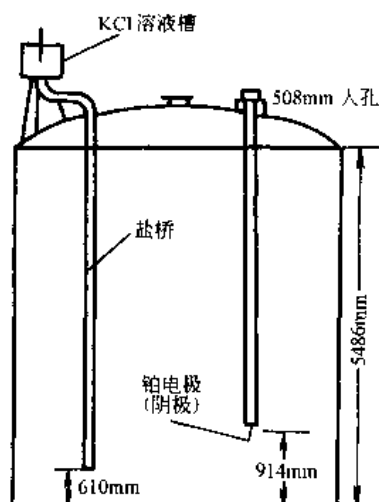


图 11.7 硫酸槽阳极保护时用的阴极装置

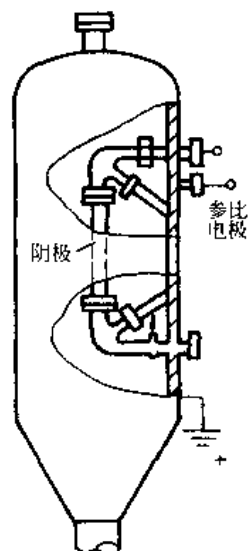


图 11.8 纸浆蒸煮釜中碳钢管阴极的安装方式

③ 参比电极 在阳极保护系统中, 参比电极的作用是测量被保护设备的电势并给出信号将电势控制在合适的范围内。所使用的参比电极应满足以下要求: 电极反应可逆; 电极应不极化或难以极化; 重现性高; 结构坚固, 材料稳定, 制造及使用方便。选用参比电极时应主要考虑电极在所处介质中的适用性和电化学稳定性。参比电极的安装应至辅助阴极的径向距离尽可能地远, 其底部应比阴极底部高 15cm 以上, 以防止液面下降时产生火花 (见表 11.53、图 11.9)。

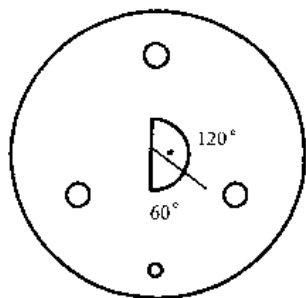


图 11.9 三个阴极和一个参比电极在圆槽中的布置槽的俯视图
● 参比电极; ○ 阴极

表 11.53 阳极保护系统中常用的参比电极

参 比 电 极	系统及电解液	参 比 电 极	系统及电解液
甘汞电极	各种浓度的硫酸 纸浆蒸煮釜	Mo/MoO ₃ 电极	纸浆蒸煮釜 绿液或黑液
Ag/AgCl 电极	新鲜硫酸或废硫酸 尿素-硝酸铵 磺化车间	铂电极	硫酸
Hg/HgSO ₄ 电极	硫酸 羟胺硫酸盐	铋电极	氨溶液
Pt/PtO 电极	硫酸	316 不锈钢电极	氮肥溶液
Au/AuO 电极	酒精溶液	镍电极	氮肥溶液 镀镍溶液
		硅电极	氮肥溶液

11.3 腐蚀监测方法

腐蚀监测是对设备的腐蚀速度和某些与腐蚀速度有密切关系的参数进行连续或断续测量, 同时根据这种测量对生产过程的有关条件进行自动控制的一种技术。

(1) 腐蚀监测方法分类 (见表 11.54)

表 11.54 腐蚀监测方法分类

类 别	监测方法或监测内容
直接监测方法	
现场调查	用肉眼和使用光学设备进行观察
物理方法	现场挂片 (测量腐蚀试样的失重) 超声波法 声发射法 电阻法 涡流法 热图像法 射线照相法
机械方法	监测孔 测量试样机械性质变化
测定腐蚀产物	测量溶解的金属离子 测量析出的氢量
电化学方法	线性极化法 电偶法
间接监测方法	
介质条件的测定	介质中腐蚀性离子分析 测量溶解氧的浓度 测量溶液的 pH 值 测量溶液氧化还原电位
缓蚀剂浓度测定	
金属腐蚀电位测定	
氢渗透量的测定	使用氢探针来检测氢脆

(2) 各种腐蚀监测方法的介绍及特点 (见表 11.55)

表 11.55 各种腐蚀监测方法的介绍及特点

方 法	测 量 的 内 容	得 到 的 信 息 类 型	每 次 测 量 所 需 时 间	对 腐 蚀 状 态 变 化 的 反 应 速 度	适 用 条 件	应 用 频 率	解 释 结 果 的 难 易 程 度	使 用 时 需 要 的 技 术 知 识	备 注
现场挂片法	测量已知时期内试样的失重或增重	得到腐蚀的最终结果	需长时间暴露	慢	可用于任何环境中,当腐蚀速度稳定时最适用。费用中等	常用	容易	简单	
超声波法	通过对超声波特性的改变来测量金属厚度,探测裂纹和蚀孔等的存在	得到设备剩余壁厚,或存在裂纹和蚀孔信息	较短	相当慢	广泛用于金属厚度的测量和裂纹的探测	常用	一般	简单	
声发射法	探测裂纹扩展时发射的声波	检测裂纹的扩展和泄漏	瞬时	快	可用于容器、设备和管线的检测。是一种能检测应力腐蚀、疲劳、腐蚀疲劳和泄漏的新技术	不常用	一般	较简单,需了解裂纹扩展方面的知识	
电阻法	探测试样电阻的变化	腐蚀的积分值	瞬时	中等	可用于任何环境中。可以测量大多数工程金属和合金的均匀腐蚀	常用	一般	较简单	使用探针
涡流法		表面裂纹和蚀孔等			可以检测设备表面的缺陷	常用			
热图像法	测量表面温度或表面温度模型,作为检测对象物质量状态的指标	检测腐蚀的分布	较短	慢	用于热的或低于室温的设备,例如加热炉管的检查	不常用	容易	需要掌握专业技术	即“红外图像法”
监测孔法	当设备的设计腐蚀裕量被腐蚀掉时,可以起指示作用	设备是否有泄漏	很长	慢	可用于任何条件下,最好用于气体或蒸汽管线中。在防止管线、管头等由于腐蚀面发生灾难性破坏时有用	不常用	容易	简单	
线性极化法	用两电极或三电极探针测量极化阻力	腐蚀速度	瞬时	快	用于电解质	常用	一般	较简单	
电偶法	测量在电解质中的电偶电流	腐蚀状态和电偶腐蚀指示	瞬时	快	用于电解质		一般较容易	需掌握腐蚀知识	使用探针
电位监测法	测量金属或合金最好是设备本身的电位变化	设备的腐蚀状态,如:钝化、孔蚀、应力腐蚀、破裂等	瞬时	快	用于电解质	中等	一般	需掌握腐蚀知识	
分析法	测量溶解出的金属离子浓度,测量腐蚀和浓度,测量工艺物料中的氧含量	可以获知腐蚀状态和总腐蚀量	一般较短	一般相当快	用于任何环境	中等	一般较容易	需了解装置的情况	
pH值测定	测量溶液的 pH 值		短		用于电解质	常用			
氢的检测	利用氢探针测量腐蚀过程中产生的氢气	总腐蚀或氢脆指标	短	相当慢	适用于非氧化性电解质或热气体,例如碳钢在硫化物、氯化物或其他可引起氢脆的介质中	石化工业生产常用	容易	简单	

参 考 文 献

- 1 冯肇瑞, 杨有启, 化工安全技术手册, 北京: 化学工业出版社, 1993
- 2 张明慧, 杨兴全, 化工腐蚀与防护技术, 成都: 成都科技大学出版社, 1988
- 3 魏宝明, 金属腐蚀理论及应用, 北京: 化学工业出版社, 1984
- 4 倪永泉, 实用防腐蚀技术, 北京: 化学工业出版社, 1994
- 5 左景伊, 腐蚀数据手册, 北京: 化学工业出版社, 1995
- 6 化学工业部化工机械研究院, 腐蚀与防护手册(耐蚀非金属材料及防腐施工), 北京: 化学工业出版社, 1991
- 7 化学工业部化工机械研究院, 腐蚀与防护手册(腐蚀理论·试验及监测), 北京: 化学工业出版社, 1991
- 8 左景伊, 左禹, 腐蚀数据与选材手册, 北京: 化学工业出版社, 1995
- 9 佐藤靖, 防锈防蚀涂装技术, 北京: 化学工业出版社, 1987
- 10 R.B. 西摩, 塑料防腐蚀应用手册, 北京: 化学工业出版社, 1991
- 11 R.M. 莫斯科夫等, 混凝土和钢筋混凝土的腐蚀及其防护方法, 北京: 化学工业出版社, 1988
- 12 天津大学等, 化工机器及设备的腐蚀与防护, 北京: 中国工业出版社, 1961
- 13 火时中, 电化学保护, 北京: 化学工业出版社, 1988

第12章 化工安全

12.1 概述

生产化工产品所需的原料、中间体甚至产品本身,有70%以上具有易燃、易爆或有毒的性质,生产大多在高温、高压、高速、有毒等严酷条件下进行,若处理不当易发生事故。不仅危及职工的生命和企业财产的安全,事故还容易扩大蔓延,对周围环境造成公害。因此,搞好化工安全工作,不仅是保证生产顺利进行的条件,也是保证社会稳定的重要因素。

化工生产一般是通过物理变化和化学反应实现的,不仅工艺复杂而且有的反应十分剧烈,极易失控,而且大多数在反应容器或管道中进行,难以监控,所以化工生产比其他工业更具特殊的潜在危险性。一旦操作失误便会酿成灾害。

为了防止事故的发生,在设计时要充分考虑安全要素;厂址选择上防止事故扩大蔓延;工艺上采用完善的安全系统;设备制造上把好材料、加工关;运行中进行严密监控;配备足够的医疗、消防力量等措施,以防不测。

目前,我国化工的发展对安全生产提出了更高的要求。我国化工发展有以下特点。

(1) 生产规模的大型化

化工装置大型化可以大幅度提高经济效益,化工装置主要由塔、槽、釜、罐等设备构成,而投资额与容器设备的表面积成正比,产量则与容积成正比,这样,产量越大,投资越少。装置大型化能够合理利用原材料,降低消耗定额,减少操作人员及相应的后勤支援和公用工程投资。但从安全角度,大型化带来潜在的危险性。

① 加工能量大增加了能量外泄的危险性 化工中所用的原材料多半都是能源或毒性源。加工中外泄,就会燃烧爆炸或产生有毒的气云,从而带来灾难。如1984年印度博帕尔发生异氰酸甲酯泄漏造成的中毒事故。

② 单线生产更普遍 大型化为提高效益,则把所有生产有机联合起来,一个厂的产品就是另一个厂的原料,输入输出只在管道中进行,装置直接联合成直线,装置间相互作用强了,独立运转成为不可能,形成了一些薄弱环节,使系统变得脆弱。

③ 放弃了中间贮存设备,使生产缺乏弹性,难以调节生产平衡。

④ 控制集中化和自动控制使系统复杂化,而控制系统与计算机也有一定的故障率。

(2) 间歇操作仍是化工生产的主要方式

间歇操作适于生产批量较少而品种较多的化工产品,如染料、医药、精细化工等产品。进行间歇操作时人机接合面过于接近,发生事故很难躲避。岗位环境不良,劳动强度也大,因此改善间歇操作的安全环境和劳动条件,仍是化工安全的主攻方向。

化工安全包括的内容很多,本章仅简单介绍化工安全常用规范、防火、防爆、防雷和静电等方面的内容,其他方面可参考有关专著。

12.2 安全设计人员工作参考表

安全设计是完成设计工作的一个重要环节。安全问题既要由每个设计人员在设计中考虑所需的安全措施,同时还要专业安全设计人员进行集中管理,通盘考虑才能达到总体安全的目的。

在设计中,安全技术人员需了解本项工程中的技术内容,积极收集有关安全的法规、标准和规范,以及同样及类似工业装置的安全措施和发生事故、灾害的教训,经消化处理,形成本装置设计中的适用参考资料,同时,还要参考有关安全检查纲要,编写本装置设计工作中的安全检查表,作为设计中安全检查的依据。

表12.1中列出安全技术人员参与设计工作的要点,以供参考。

表 12.1 在各个设计阶段中安全专业技术人员重点工作参考表

安全重点阶段名称	防 火 防 爆	工 业 卫 生
设计准备阶段	了 解 设 计 任 务 书 内 容	
	1. 收集有关规范及同类型装置出现的事故情况 2. 了解工程项目中危险品种类及用量 3. 编制本装置危险物料名称及性能表及危险反应区划表 4. 整理同类或类似装置发生火灾及爆炸事故的分析资料 5. 提出本装置防火及防爆的问题及解决办法 6. 针对厂址的地理及气候条件,从防火、防爆的角度提出具体意见	1. 了解工程项目中有毒化学物品的名称、用量 2. 调查了解当地的流行病史及放射本底值 3. 编制本装置毒性物料名称及性能表 4. 整理接触与本装置相同的毒性物料的健康损害调查报告 5. 提出有毒物质的毒性及防治办法 6. 针对本装置的毒性及有损人身健康的疾病、公害情况,从职工保健的角度出发提出具体措施
初步设计	1. 根据总图设计,针对设备的安全距离和危险区的级别提出具体意见 2. 检查防火、防爆及泄爆结构,提出具体意见 3. 对于各项主要设备的防火防爆结构提出建议,作为设备设计及采购的参考	1. 针对处理大量有毒物质设备的规划位置提出具体意见和防治污染的具体措施 2. 检查照明及通风设备的设计,提出具体意见 3. 提出有关防止或减少机泵、阀门、法兰泄漏的建议;提出有关控制有毒物质泄漏的办法,最好是提出重点控制对象的最高浓度值、检测手段和检测方法
施工图设计	检查最终设计中有关设备、配管、电气、仪表的防火、防爆及防止故障事故的具体措施是否符合有关规范的规定,是否符合本装置的具体情况	1. 检查照明、通风设备的情况 2. 查明有关噪声检测的规定,使用的检测仪器和检验规范 3. 检查各种机器定货合同中规定的噪声指标及适用的检测规范

12.3 生产的火灾、爆炸危险性分类

12.3.1 生产的火灾危险性分类 (表 12.2 和表 12.3)

表 12.2 生产的火灾危险性分类 (GBJ 16—87)

生产类别	火 灾 危 险 性 特 征
甲	使用或产生下列物质的生产: 1. 闪点 $<28^{\circ}\text{C}$ 的液体 2. 爆炸下限 $<10\%$ 的气体 3. 常温下能自行分解或在空气中氧化即能导致迅速自燃或爆炸的物质 4. 常温下受到水或空气中水蒸气的作用,能产生可燃气体并引起燃烧或爆炸的物质 5. 遇酸、受热、撞击、摩擦、催化以及遇有机物或硫磺等易燃的无机物,极易引起燃烧或爆炸的强氧化剂 6. 受撞击、摩擦或与氧化剂、有机物接触时能引起燃烧或爆炸的物质 7. 在密闭设备内操作温度等于或超过物质本身自燃点的生产
乙	使用或产生下列物质的生产: 1. 闪点 $\geq 20^{\circ}\text{C}$ 至 $<60^{\circ}\text{C}$ 的液体 2. 爆炸下限 $\geq 10\%$ 的气体 3. 不属于甲类的氧化剂 4. 不属于甲类的化学易燃危险固体 5. 助燃气体 6. 能与空气形成爆炸性混合物的浮游状态的粉尘、纤维,闪点 $\geq 60^{\circ}\text{C}$ 的液体雾滴
丙	使用或产生下列物质的生产: 1. 闪点 $\geq 60^{\circ}\text{C}$ 的液体 2. 可燃固体
丁	具有下列情况的生产: 1. 对非燃烧物质进行加工,并在高热或熔化状态下经常产生强辐射热、火花或火焰的生产 2. 利用气体、液体、固体作为燃料或将气体、液体进行燃烧作其他用的各种生产 3. 常温下使用或加工难燃烧物质的生产

续表

生产类别	火 灾 危 险 性 特 征
戊	常温下使用或加工非燃烧物质的生产

注：1. 在生产过程中，如使用或生产易燃、可燃物质的量较少，不足以构成爆炸或火灾危险时，可以按实际情况确定其火灾危险性的类别。

2. 一座厂房内或防火分区内有不同性质的生产时，其分类应按火灾危险性较大的部分确定，但火灾危险性大的部分占本层或本防火分区面积的比例小于5%（丁、戊类生产厂房的油漆工段小于10%），且发生事故时不足以蔓延到其他部位，或采取防火设施能防止火灾蔓延时，可按火灾危险性较小的部分确定。

表 12.3 生产的火灾危险性分类举例

生产类别	举 例
甲	<ol style="list-style-type: none"> 1. 闪点$<28^{\circ}\text{C}$的油品和有机溶剂的提炼、回收或洗涤工段及其泵房，橡胶制品的涂胶和胶浆部位，二硫化碳的粗馏、精馏工段及其应用部位，青霉素提炼部位，原料药厂的非纳西汀车间的炔化、回收及电感精馏部位，皂素车间的抽提、结晶及过滤部位，冰片精制部位，农药广乐果厂房，敌敌畏的合成厂房，磺化法糖精厂房，氯乙醇厂房，环氧乙烷、环氧丙烷工段，苯酚厂房的磺化、蒸馏部位，焦化厂吡啶工段，胶片厂片基厂房，汽油加铅室，甲醇、乙醇、丙酮、丁酮、异丙醇、醋酸乙酯、苯等的合成或精制厂房，集成电路工厂的化学清洗间（使用闪点$<28^{\circ}\text{C}$的液体），植物油加工厂的浸出厂房 2. 乙炔站，氢气站，石油气体分馏（或分离）厂房，氯乙烯厂房，乙炔聚合厂房，天然气、石油伴生气、矿井气、水煤气或焦炉煤气的净化（如脱硫）厂房，压缩机室及鼓风机室，液化石油气灌瓶间，丁二烯及其聚合厂房，醋酸乙烯厂房，电解水或电解食盐厂房，环己酮厂房，乙基苯和苯乙烯厂房，化肥厂的氮氢气压缩厂房，半导体材料厂使用氢气的拉晶间、硅烷热分解室 3. 硝化棉厂房及其应用部位，赛璐珞厂房，黄磷制备厂房及其应用部位，三乙基铝厂房，染化厂某些能自行分解的重氮化合物生产，甲胺厂房，丙烯腈厂房 4. 金属钠、钾加工厂房及其应用部位，聚乙烯厂房的一氯二乙基铝部位，三氯化磷厂房，多晶硅车间三氯氢硅部位，五氯化磷厂房 5. 氯酸钠、氯酸钾厂房及其应用部位，过氧化氢厂房，过氧化钠、过氧化钾厂房，次氯酸钙厂房 6. 赤磷制备厂房及其应用部位，五硫化二磷厂房及其应用部位 7. 洗涤剂厂房石蜡裂解部位，冰醋酸裂解厂房
乙	<ol style="list-style-type: none"> 1. 闪点$\geq 28^{\circ}\text{C}$、$<60^{\circ}\text{C}$的油品和有机溶剂的提炼、回收、洗涤部位及其泵房，松节油或松香蒸馏厂房及其应用部位，醋酸酐精馏厂房，己内酰胺厂房，甲酚厂房，氯丙醇厂房，樟脑油提取部位，环氧氯丙烷厂房，松针油精制部位，煤油灌桶间 2. 一氧化碳压缩机室及净化部位，发生炉煤气或鼓风机煤气净化部位，氮压缩机房 3. 发烟硫酸或发烟硝酸浓缩部位，高锰酸钾厂房，重铬酸钠（红矾钠）厂房 4. 樟脑或松香提炼厂房，硫磺回收厂房，焦化厂精萘厂房 5. 氧气站空分厂房 6. 铝粉或镁粉厂房，金属制品抛光部位，煤粉厂房，面粉厂的碾磨部位，活性炭制造及再生厂房，谷物筒仓工作塔，亚麻厂的除尘器和过滤器室
丙	<ol style="list-style-type: none"> 1. 闪点$\geq 60^{\circ}\text{C}$的油品和有机液体的提炼、回收工段及其抽送泵房，香料厂的松油醇部位和乙酸松油脂部位，苯甲酸厂房，苯乙酮厂房，焦化厂焦油厂房，甘油、桐油的制备厂房，油浸变压器室，机器油或变压油灌桶间，柴油灌桶间，润滑油再生部位，配电室（每台装油量$>60\text{kg}$的设备），沥青加工厂房，植物油加工厂的精炼部位 2. 煤、焦炭、油母页岩的筛分、转运工段和栈桥或储仓，木工厂房，竹、藤加工厂房，橡胶制品的压延、成型和硫化厂房，针织品厂房，纺织、印染、化纤生产的干燥部位，服装加工厂房，棉花加工和打包厂房，造纸厂备料、干燥厂房，印染厂成品厂房，麻纺厂粗加工厂房，谷物加工厂房，卷烟厂的切丝、卷制、包装厂房，印刷厂的印刷厂房，毛涤厂选毛厂房，电视机、收音机装配厂房，显像管厂装配工段烧枪间，磁带装配厂房，集成电路工厂的氧化扩散间、光刻间，泡沫塑料厂的发泡、成型、印片压花部位，饲料加工厂房
丁	<ol style="list-style-type: none"> 1. 金属冶炼、锻造、铆焊、热轧、铸造、热处理厂房 2. 锅炉房，玻璃原料熔化厂房，灯丝烧拉部位，保温瓶胆厂房，陶瓷制品的烘干、烧成厂房，蒸汽机车库，石灰焙烧厂房，电石炉厂房，耐火材料烧成部位，转炉厂房，硫酸车间焙烧部位，电极煅烧工段，配电室（每台装油量$\leq 60\text{kg}$的设备） 3. 铝塑材料的加工厂房，酚醛泡沫塑料的加工厂房，印染厂的漂炼部位，化纤厂后加工润湿部位
戊	制砖车间，石棉加工车间，卷扬机室，不燃液体的泵房和阀门室，不燃液体的净化处理工段，金属（镁合金除外）冷加工车间，电动车库，钙镁磷肥车间（焙烧炉除外），造纸厂或化学纤维厂的浆粕蒸煮工段，仪表、器械或车辆装配车间，氟里昂厂房，水泥厂的转窑厂房，加气混凝土厂的材料准备、构件制作厂房

12.3.2 贮存物品的火灾危险性分类 (表 12.4 和表 12.5)

表 12.4 贮存物品的火灾危险性分类 (GBJ 16—87)

储存物品类别	火 灾 危 险 性 的 特 征
甲	1. 闪点 $<28^{\circ}\text{C}$ 的液体 2. 爆炸下限 $<10\%$ 的气体,以及受到水或空气中水蒸气的作用,能产生爆炸下限 $<10\%$ 气体的固体物质 3. 常温下能自行分解或在空气中氧化即能导致迅速自燃或爆炸的物质 4. 常温下受到水或空气中水蒸气的作用能产生可燃气体并引起燃烧或爆炸的物质 5. 遇酸、受热、撞击、摩擦以及遇有机物或硫磺等易燃的无机物,极易引起燃烧或爆炸的强氧化剂 6. 受撞击、摩擦或与氧化剂、有机物接触时能引起燃烧或爆炸的物质
乙	1. 闪点 $\geq 28^{\circ}\text{C}$ 至 $<60^{\circ}\text{C}$ 的液体 2. 爆炸下限 $\geq 10\%$ 的气体 3. 不属于甲类的氧化剂 4. 不属于甲类的化学易燃危险固体 5. 助燃气体 6. 常温下与空气接触能缓慢氧化,积热不散引起自燃的物品
丙	1. 闪点 $\geq 60^{\circ}\text{C}$ 的液体 2. 可燃固体
丁	难燃烧物品
戊	非燃烧物品

注:难燃物品、非燃物品的可燃包装重量超过物品本身重量四分之一时,其火灾危险性应为丙类。

表 12.5 贮存物品的火灾危险性分类举例

储存物品类别	举 例
甲	1. 己烷,戊烷,石脑油,环戊烷,二硫化碳,苯,甲苯,甲醇,乙醇,乙醚,蚁酸甲酯、蜡酸甲酯、硝酸乙酯,汽油,丙酮,丙烯腈,乙醛,60度以上的白酒 2. 乙炔,氢,甲烷,乙烯,丙烯,丁二烯,环氧乙烷,水煤气,硫化氢,氯乙烯,液化石油气,电石,碳化铝 3. 硝化棉,硝化纤维胶片,喷漆棉,火胶棉,赛璐珞棉,黄磷 4. 金属钾,钠,锂,钙,铯,氢化锂,四氢化锂铝,氢化钠 5. 氯酸钾,氯酸钠,过氧化钾,过氧化钠,硝酸铵 6. 赤磷,五硫化磷,三硫化磷
乙	1. 煤油,松节油,丁烯醇,异戊醇,丁醚,醋酸丁酯,硝酸戊酯,乙酰丙酮,环己胺,溶剂油,冰醋酸,樟脑油,蚁酸 2. 氨气,液氨 3. 硝酸铜,铬酸,亚硝酸钾,重铬酸钠,铬酸钾,硝酸,硝酸汞,硝酸钴,发烟硫酸,漂白粉 4. 硫磺,镁粉,铝粉,赛璐珞板(片),樟脑,萘,生松香,硝化纤维漆布,硝化纤维色片 5. 氧气,氟气 6. 漆布及其制品,油布及其制品,油纸及其制品,油绸及其制品
丙	1. 动物油,植物油,沥青,蜡,润滑油,机油,重油,闪点 $\geq 60^{\circ}\text{C}$ 的柴油,糠醛, >50 度至 60 度的白酒 2. 化学、人造纤维及其织物,纸张,棉、毛、丝、麻及其织物,谷物,面粉,天然橡胶及其制品,竹、木及其制品,中药材,电视机、收录机等电子产品,计算机房已录数据的磁盘,冷库中的鱼、肉
丁	自熄性塑料及其制品,酚醛泡沫塑料及其制品,水泥刨花板
戊	钢材,铝材,玻璃及其制品,搪瓷制品,陶瓷制品,不燃气体,玻璃棉,岩棉,陶瓷棉,硅酸铝纤维,矿棉,石膏及其无纸制品,水泥,石,膨胀珍珠岩

12.4 化学反应危险度分类及其安全措施

化学反应中,有放热或爆炸反应,有的在爆炸中产生有毒物质。如氧化反应和过氧化物的反应时常会引起燃烧,有时还会生成高压而造成爆轰,结果产生剧烈爆炸。卤代反应以及在制造金属有机化合物所用的烷

烃化反应是在反应过程中会生成爆炸性混合物或有害物的反应。因此,必须进行反应危险性评价,借以划分危险性大的反应和普通的化学反应。Shabia 将化学反应的危险性进行了等级分类。

除对反应本身的危险性考查以外,还要针对反应中热效应行为失调而造成的危险性进行评价。对于等温反应,若是吸热反应,在热源发生故障未将一部分尚未到达安全程度的未反应物质送入下一工序,造成异常反应;如果是放热反应,又遇到冷却系统出现故障,则会使反应温度突然上升,造成事故。对于绝热反应,如果是吸热反应,若热源中断,就会与等温反应一样,导致不良后果;如果是放热反应,由于冷却故障也会造成事故。

化学反应危险度分类及其安全措施见表 12.6~表 12.8。

表 12.6 化学反应危险度分类表^[8]

反应类别	危 险 度				
	A(危险)	B(特殊)	C(特殊)	D(普通)	E(普通)
还原反应	罗申蒙德(Rosenmund)反应[RCOCl 的Pd催化加氢还原] 高压催化反应	锂镁加氢还原 二烷基铝加氢 低压催化还原		克莱门逊(Clemmensen)[$\text{羟基加 Zn} + \text{HCl}$ 还原] 汞钠齐 米尔文-庞道夫(Meerwein-Ponndorf)反应[醛、酮类加羟基铝还原]	锌-醋酸 锌-盐酸 锌-苛性钠 硫酸亚铁铵 四醋酸铅
氧化反应	臭氧分解 亚硝酸 过氧化物[低分子物或有两到三个阳离子基团的化合物]	电解氧化 高分子量过氧化物	次氯酸丁酯(Butyl Hypochlorid) 氯	空气或 $\text{I}_2(\text{RSH} \rightarrow \text{R}_2\text{S})$ 奥兹诺尔(Oppenauer)反应[仲醇的丙酮化合物经间-丁氧基铝氧化生成酮类化合物]	过氧化氢(稀释溶解) 硝酸、过锰酸盐、 二氧化锰、铬酸、重铬酸盐的水溶液
烷烃化反应	乙炔的碱金属化合物 阿尔登特-埃斯特特(Arndt-Eistert)反应[重氮甲烷与酰基氯作用生成重氮酮类化合物] 重氮烷烃与醛类化合物的反应	格时雅(Grignard)反应[卤代烷烃在无水醚中与金属镁反应,生成反应试剂] 有机金属化合物,例如二烷基锌、二烷基镉、脂肪族或芳族烷基锂	碱金属 碱金属酰胺及其加氢化合物 醛类或酮类化合物与氰酸	碱金属的烷氧基化合物 狄尔斯-阿尔德(Diels-Alder)二烯反应	雷福尔马茨基(Relbatsky)反应[卤代酯与羧酸的化合物在锌的作用下发生的反应] 迈克尔(Michael)反应[活性甲基化合物在盐基催化剂的存在下生成 α 、 β -不饱和羧酸的化合物]
碳-氧反应	重氮烷烃		环氧乙烷	威廉逊(Williamson)反应[烷氧基钠与烷基卤化物反应生成醚]	甲醛盐酸
碳-氮反应			氰甲基化 乙撑亚胺 环氧乙烷	氰甲基化 季胺化	
缩合反应	二硫化碳和氨基乙酰胺反应生成噻唑酮		偶姻缩合 二酮与硫化氢反应 二酮与 $\text{NH}_2 \cdot \text{NH}_2$ 反应生成吡唑	厄尔美尔(Erlenmeyer)反应[由乙醛和马尼酸(苯酰胺基醋酸)反应,合成 γ 内酯] 佩金(Perkin)反应[α 、 ω -二卤化物在烷氧基金属化合物的存在下合成活性亚甲基化合物的缩合反应] 酞酸乙酯 醇醛缩合反应[乙醛与氢氧化钠作用,生成三羟基丁醛(Aldel)]	采用下列催化剂进行的缩合反应:磷酸, AlCl_3 , ZnCl_2 , NH_4SO_4 , HCl , SnCl_4 , H_2SO_4 , NaHSO_4 , POCl_3 , FeCl_2

续表

反应类别	危 险 度				
	A(危险)	B(特殊)	C(特殊)	D(普通)	E(普通)
缩合反应				克莱森(Claissen)反应[酯类化合物与金属钠反应,生成 β -酮酸的缩合反应] 诺文葛尔(Knoevenagel)反应[羰基化合物与活性亚甲基化合物以及胺类化合物和氮等进行的脱水反应] 二酮与二胺反应,生成喹唑啉(Quinazolin) 二酮与半卡巴腓(Semicarbazide)反应,生成吡唑(Pyrazole) 二酮与氨反应,生成咪唑 氰与乙二胺反应,生成咪唑啉(Imidazoline)	
胺化反应		液氨	氨基碱金属		氨水
酯化反应	羧酸与重氮甲烷(Diazomethane) 乙炔与羧酸乙烯基酯的反应	卤化烷烃基镁(Alcoxytmagnesium)		有机:醇酸、酰基氯或酸酐烷基磺酸(Alkyl Sulfenic Acid)的碱金属盐氯亚硫酸烷基酯(Alkyl Chlorsulfite)与羧酸碱金属盐的酯交换	有机、无机:羧酸的银盐的卤化反应
腈的水溶液和酯的加水反应					腈的水溶液加水分解
简单的复分解置换反应				简单复分解置换反应	
过氧化物及过酸的制造及其反应	浓缩状态			稀释状态	
热分解		加压		常压	
施密特(Schmidt)反应		施密特反应[羰基化合物与叠氮化氢在强酸的存在下反应,生成含氮化合物]			
曼尼期(Mannich)反应				曼尼期反应[活性亚甲基与胺类化合物作用,形成氮甲基化反应]	
卤化反应			Cl_2, Br_2		

表 12.7 通用设备的危险性及其安全措施

可能会发生的危险性	安 全 对 策
反应的各项条件(如生成物的组成、反应压力、反应温度等)由于某种原因而发生变化,造成失控,结果使温度或压力上升,成为灾害的原因	为防止温度、压力上升,配备下列设施: 1. 利用控制阀将反应物料送至安全场所的设备 2. 报警或自动停车装置

续表

可能会发生的危险性	安 全 对 策
在反应的同时,发生有危险性的副反应 1. 生成有害物质或爆炸性物质的副反应 2. 由于副反应物质的影响,使传热表面迅速遭受污染;装置内部有造成堵塞的危险 3. 生成气体或挥发性物质,反应压力有上升的危险 4. 副反应是放热反应,结果使释放的热量比正常反应大(例如氧化反应、卤化反应等)。当反应速度大时,危险性更大	采取以下的对策: 1. 在反应物料中掺入游离的抑制剂,借以抑制异常副反应 2. 如果需要防止生成爆炸性物质以及由此形成的爆炸性混合物,要设置连续检测报警装置成者其他防止危险的措施
由于反应物料的配比不当,生成爆炸性混合物	采用联锁装置,使反应物料的配比不会超过规定的范围
因投料量急剧增加,出现异常的释放热量	设置能够按照正确的给量投料的装置;冷却能力要充足
冷却效果恶化,发生危险反应 1. 冷却热量与反应温度的变化成直线关系,一旦热量有急剧变化,很难控制热量 2. 冷媒停止流动,反应热量升高	采取以下措施,改进冷却效果: 1. 设计能够适应释放热量增大的冷却性能 2. 设置在冷媒停止流动时能够自动停车的装置
由于压力升高,结果使反应速度加快、反应热增大	设置泄压装置
在反应过程中生成的液体排放困难,液面升高,造成故障	设置与蒸馏设备同样的液位控制装置
进行危险性化学反应的设备	1. 与其他相同的设备布置在一起。不要靠近使用大量可燃性物质的设备 2. 将非常危险反应的设备分别单个设置在防爆墙内
使用毒性或可燃性气体的反应设备	露天布置。如设在室内,要设法换气,并安装气体检测器

表 12.8 针对各种不同的危险性采取的安全措施

针 对 目 标	一 般 措 施
防止气体滞留的措施	1. 尽可能采用露天设备 2. 如果采用室内设备,要设置通风换气装置,防止气体滞留 3. 为了防止液体滞留而产生气体,在设置装置的地面上要做斜坡,并且要采用阻止液体渗透的地面结构
着火源管理	1. 电气设备要适应危险区的划分,采用适当的防爆结构 2. 装置内的明火(锅炉、加热炉、火炬等),除了设备自身要采用适当的结构以外,还要布置在适当的位置上 3. 使用导电率低的可燃性液体时,为了防止在灌装过程中产生静电,要做接地或做接地连接 4. 设置避雷针,防止构筑物因遭受雷击破坏。要做接地或做接地连接,防止产生杂散电流
可燃性物质	1. 在燃点以下的温度条件下透气处理 2. 在爆炸范围以外的浓度状态下运转 3. 如在爆炸范围以内或附近的状态下运转,应设置浓度计,或者采用稀释法、设置控制爆炸装置及爆炸压力释放装置 4. 如果贮罐中的可燃性物质有可能排入大气,形成爆炸性混合物,应在贮罐排气口处装设阻火器,或利用惰性气体进行气封
特殊可燃性物质	1. 氧化剂应贮存在与其他可燃性物质互相隔离的防火区内 2. 禁水性物质若与水接触,会生成可燃性气体。贮存时要与水源隔离,若已生成可燃性气体,应设法置换 3. 设置控制自燃性物质的冷却系统和辅助冷却系统 4. 设置抑制自燃性聚合物聚合的抑制系统。设置释放聚合压力的系统 5. 设计能够承受爆炸分解压力或爆炸压力的设备,设置安全装置,温度、压力控制装置
化学反应危险性	1. 在可能会由于化学反应升温的设备上应设置泄压装置 2. 对于有特大危险性的反应,除了要设置泄压装置以外,还要设置爆炸抑制装置,并在此装置与其他装置连接系统的出入口上设置防止爆炸传播的装置 3. 在进行放热反应的反应器上装设冷却装置和急冷装置 4. 在进行氧化反应的反应器上装设精确计量的输氧装置和检测输氧过量的报警装置

续表

针 对 目 标	一 般 措 施
由于工作条件的影响造成的危险性	<ol style="list-style-type: none"> 1. 凡是难以控制的工艺过程,都要按最高危险度进行设计,同时另外装设泄压装置和反应物质的迅速排放装置 2. 在高压设备上设置适当的泄压装置 3. 在负压设备上采取下列基本措施: <ol style="list-style-type: none"> ① 对于用以防止空气侵入为主的设备,应使用仅只装设管件和阀门的结构 ② 为了保持负压,应设置适当联锁装置和压力报警装置 ③ 在采用喷射器的减压装置上,应采用水封装置进行平衡,以便在蒸汽停供的情况下保持负压 4. 在高温条件下使用的设备材料应能在相应的温度条件下保持足够的强度 5. 在低温条件下使用的设备,应选用在低温条件下不会出现脆性的材料。同时还要考虑到由于误操作可能达到的低温范围 6. 在粉尘或雾滴状态下运转的设备,要注意以下事项: <ol style="list-style-type: none"> ① 研讨有无产生粉尘爆炸的危险 ② 如果的确存在粉尘爆炸的危险,要设置泄放爆炸压力的泄压装置和防止爆炸的装置 7. 对于在爆炸危险很大的状态下运转的设备,要采取以下措施: <ol style="list-style-type: none"> ① 凡是使用可燃性气体或液体的设备,如果会有气体或液体泄漏,由于液体会立即气化,在一定的压力和温度的条件下会在大面积的范围内形成处于爆炸范围的气体浓度,因此,应将此类设备设在通风流畅的场所;考虑在设备的周围设置可燃性气体报警器;还可以设置与报警器连动的排放系统,以便从设备中排出内容物,同时使设备停运 ② 凡是由于爆炸会造成污染物累积的设备(例如,可能会造成乙炔积累的空气分离器),要设置消除污染物的装置(例如,在空气分离器上装设乙炔氧化装置),以及压力泄放装置和爆炸抑制装置;同时还要装设检测仪表
针对设备和装置采取的措施	<ol style="list-style-type: none"> 1. 工艺装置和设备结构,应以最高危险条件为设计基准,借以设计成不会泄漏和破坏的结构。对于加热炉的调整方式、操作平台和梯子的栏杆以及安全爬梯等的安全性,都要进行详细研讨 2. 应当设置能够在早期发现静止设备和转动机器在运转状态下发生位移和小量泄漏的仪表 3. 为了防止设备在运转中由于压力上升造成爆炸,要设法采取下列措施: <ol style="list-style-type: none"> ① 在会有升压危险的设备上要设置泄压装置(安全阀、爆破膜、爆破门等) ② 根据具体情况,设置爆炸抑制装置 ③ 为了使设备在异常条件下仍然处在爆炸范围以外,要设置惰性气体气封系统

12.5 贮罐安全

化工厂的贮罐有多种多样,分别用于贮存原料、中间产品和成品。大型炼油厂中,贮罐在设备中占有很大的比例。例如,在日产 30 万桶的炼油厂中,原油贮罐的容量为 $2 \times 10^6 \text{ m}^3$ 。如果包括成品贮罐在内,必须要有 $4 \times 10^6 \text{ m}^3$ 的容量,按占地面积换算,占地约 $9 \times 10^5 \text{ m}^2$ 。化工厂虽然没有像炼油厂那样规模的贮罐设备,但所贮存的物料多为有腐蚀性的或有毒性的。在贮存方面的问题也较多。

表 12.9~表 12.10 是各种类型的贮罐及其特点和用途。

表 12.9 各种贮罐的安全特性

贮罐类型	结构及其使用范围	安 全 特 性
锥顶罐	圆顶立式贮罐,适于在常压或接近大气压的条件下贮存用。建造费用便宜	贮存挥发性液体时,由于呼吸作用使蒸气从排气口大量逸散(约 5%)。罐内形成的爆炸性混合气体,预防火灾困难
球顶罐	仅只罐顶是圆形的,其他同锥顶罐。可以在稍高的压力下使用(压力在 3.5kPa 左右)	<ol style="list-style-type: none"> 1. 可以用来贮存汽油一类的挥发性高的液体。遇到破坏性引燃时,爆炸的危险性要比锥顶罐大 2. 可以用氮气一类的惰性气体在液面上进行气封,借以防止内溶液体的氧化、分解或聚合
浮顶罐	贮罐有浮顶。浮顶与贮罐内壁之间有密封结构。浮顶可以随同液面自由升降。用于贮存原油、航空燃料油和汽油等	<ol style="list-style-type: none"> 1. 由于液面随同罐顶升降,几乎没有蒸发损耗和爆炸性混合气体,所以火灾危险性很小 2. 在降雨和降雪量大的地方,浮顶有下沉的危险 3. 若采用机械密封,遇到地震时贮罐会成为引火源
地下罐	在地下建造的贮罐,多为圆筒罐。用于在市区地面狭窄的地段贮存可燃性气体	<ol style="list-style-type: none"> 1. 由于贮罐建在地下,温度变化少,可以有效地预防火灾 2. 由于贮罐要受到排气和地下潮气的侵蚀,一定要注意防腐

续表

贮罐类型	结构及其使用范围	安 全 特 性
球 罐	由于结构方面的有利条件,可以贮存高压物料。用于贮存在常压下不能贮存的液化气和城市煤气。有利于在常温高压下作贮存之用	<ol style="list-style-type: none"> 1. 球罐比圆筒罐的强度高,壁厚小 2. 若用于贮存液化石油气等一类的可燃性液体,必须要采用耐火结构,也可以设置喷水灭火设施
低温罐	单层壁或夹套壁贮罐。有保冷层。用于在低温常压下贮存液化气和沸点温度极低的乙烯、液化石油气和液化天然气	<ol style="list-style-type: none"> 1. 由于是在常温或在低温条件下贮存,缓和了对容器本身要求的苛刻条件。适合于贮存大量物料 2. 由于压力在0.01~0.005MPa,贮罐在破坏时不会出现爆炸的危险性,流出的液体处于低温状态,气化时要从周围环境中吸收大量的热量,所以不易大量扩散。如果建有拦液围堰,能够减少由于扩散造成的火灾 3. 缺点:保冷材料从大气中吸收潮气,从而使保冷性能劣化

表 12.10 各种贮罐的危险性及安全措施

出现的危险性		一 般 措 施
锥顶罐	贮罐超压或由于产生负压造成破坏的危险	<ol style="list-style-type: none"> 1. 根据内溶液的挥发性,设置适当的排气口或安全阀 2. 采用可以从上方泄压的罐顶 3. 设置喷水设施,防止由于外界气温上升,产生蒸气而造成超压
	由于罐内产生的爆炸性混合气体引燃产生爆炸的危险	<ol style="list-style-type: none"> 1. 使贮罐与其他设备保持适当的距离,以减少火灾蔓延,便于消防活动 2. 在排气管上装设阻火器 3. 装设接地系统,防止由于静电积累、雷击或者由于产生火花形成引火源。将灌输口设在面对检尺口的对面一侧 4. 设置灭火用的固定式灭火器
锥顶罐	由于腐蚀等各种原因造成泄漏危险	<ol style="list-style-type: none"> 1. 设置拦油(液)围堰,防止漏液流出扩散 2. 针对腐蚀性液体以及在液体中掺杂的腐蚀性物质,采用耐腐蚀性材料制造贮罐壳体,或在贮罐中做耐蚀衬里 3. 为了防止罐底接触地面产生电腐蚀,在贮罐底板外侧涂防锈涂料,并在与罐底接触的基础上10mm的范围内浸涂含硫量低的重油或沥青 4. 为了防止液面异常上升,除了要装设能够大致测出液量的液位指示计以外,还要设置检尺口,以便准确检测液量
	由于呼吸作用的影响,在液体中混入水分,从而使水分漏入连接在贮罐上的其他装置	<ol style="list-style-type: none"> 1. 在罐底装设排水管 2. 装设升降管,使水分可以直接返回到加热装置
	由于结构和强度不适配,造成贮罐破坏	<ol style="list-style-type: none"> 1. 采用足够的强度和结构(耐震、耐风压结构) 2. 采用铸钢制造的贮罐专用截止阀。凡是与配管连接的接头一律装设缓冲装置,防止损坏贮罐
球罐	由于气温上升,球罐温度升高	<ol style="list-style-type: none"> 1. 装设喷水冷却装置 2. 装设泄压装置 3. 设计压力取球罐(裸罐)壳体温度在55℃时的液化气压力
	由于装灌过量造成破坏	装设液位计,加装自动止回阀,从而可以预先知道液量,有时还可以装设防止装灌过量的安全阀
	由于在贮罐上连接的配管破坏造成或大量漏泄	装设紧急断流阀和执行机构
	由于发生火灾,使贮罐受热,温度上升,使球罐破坏	<ol style="list-style-type: none"> 1. 设置冷却球罐用的喷水冷却装置,在球罐的支腿上装设隔热保护层 2. 留出安全距离
低温罐	低温脆性造成破坏	选用无低温脆性的材料: -46℃以上(内衬)采用铝镇静钢; -46℃以下采用2.5%或3.5%镍钢;达到-196℃(天然气)时采用9%镍钢或渗铝钢
	贮罐与基础连接的部分由于土地中的水分冻结将罐底拱起,或者由于基础的温差造成弯曲破坏	<ol style="list-style-type: none"> 1. 在罐底浇灌隔热性强的珍珠岩混凝土,作为保冷层 2. 在基础中预留缝隙通道,使空气能够通畅流通;或者在基础中预埋电加热设施;或者敷设防冻液的循环管路

续表

出现的危险性		一般措施
低温罐	气温上升,结果使罐中的内压上升,造成夹套壁罐的内壁破坏	利用压缩机打循环,使罐内蒸气重新液化,防止内压上升
	由于内层壁破坏,造成泄漏危险	1. 在内、外壁之间的保冷材料层中封入干燥氮气,防止保冷材料吸湿,借以使漏出的可燃性气体不会生成可燃性气体 2. 装设爆炸性混合气体检测器,检测内壁与外壁之间有无爆炸性混合气体 3. 设置拦油(液)堤
	邻近的火災蔓延造成的危险	留出足够的安全距离

12.6 配管的危险性及其安全措施

在塔器类的连接配管中,为了防止出现事故,要从安全的角度出发,考虑阀门的装设位置。在布置排液管、管道过滤器和法兰盖时,应按照规定标准的规定(见表 12.11~表 12.12)。

表 12.11 配管的危险性及其安全措施

出现的危险性		一般措施
由于材料被腐蚀造成的破坏	由于在高温条件下配管的强度不足造成的破坏	1. 温度增高,抗拉强度和屈服点下降,在 350℃ 以上的温度条件下不要使用碳钢 2. 要求高温强度时,350℃ 以下使用沸腾钢或半镇静钢的配管;在 350℃ 时,应根据不同的温度分别使用镇静钢、铝钢、Cr-Mo 钢和不锈钢
	低温脆性破坏	要使用没有低温脆性的奥氏体不锈钢以及铝、镍铜合金的配管。一般情况下, -45℃ 以上时使用铝镇静钢和硅镇静钢; -45 ~ -100℃ 使用低镍钢; -100℃ 以下使用奥氏体不锈钢、9% 镍钢、渗铝钢
	腐蚀性流体的破坏	1. 针对海水配管的盐分腐蚀破坏,要使用可锻铸铁管、水泥砂浆衬里管,并在两者的外表面做焦油或沥青包覆层 2. 针对硫化氢的腐蚀,根据不同的温度条件,分别使用铬钢、不锈钢或渗铝钢 3. 在高温条件下的氢脆性显著,要用 Cr-Mo 钢 4. 针对硫的腐蚀,根据腐蚀的程度不同,分别采用 5Cr、7Cr、9Cr 钢管
	流体磨蚀造成的破坏	虽然可以使用 5Cr0.5Mo 钢、13Cr 钢,但在高温条件下效果很小。采用 18-8 不锈钢耐磨蚀的效果很好
	应力腐蚀造成的破坏	采用渗铝钢
	高温氧化腐蚀	在高温配管中,为了防止高温氧化,要用奥氏体不锈钢管、5Cr 或 9Cr 钢管
	埋设配管由于腐蚀造成的破坏	1. 为了防止由于水分造成的破坏,要在配管的外表面做沥青包覆层,采用镁电位差防腐法或选择排流器防腐法 2. 针对由于水分造成的破坏,要在配管外面做沥青包覆层,采用 Mg 电位差防腐法或选择排流防腐法防腐
由于移动造成的破坏	由于热收缩造成的破坏	由于管内流体和管外温度的变化,使配管产生伸缩,针对这种现象,应敷设弯管。大中径的管子,弯管的曲率半径应取在配管直径的 4~5 倍以上。也可以设膨胀节或挠性管
	振动破坏	由于往复泵的脉动作用以及过小节流孔引起的振动,会使台架等设施产生接触磨耗,结果会造成疲劳破坏。针对这种现象,要在配管的支托架上敷设适当的配管、弯管或膨胀节,借以消除振动
	地基沉降和地震造成的破坏	1. 选择适当的埋设位置埋设配管,或将立管做成挠性管 2. 针对地震破坏的影响,在配管的整体系统中设置适当的弯管,同时设置适当的支托件,防止破坏
异常压力造成的破坏	由于误操作产生异常高压,造成破坏	1. 在高压系统和低压系统之间的接点处设置止回阀 2. 设置安全阀、爆破膜。在塔器的配管接点部位安装安全阀。在液化气的配管系统中安装安全阀。在高压气体的导管中要安装安全阀
	由于在配管中产生分解反应产生的异常压力	1. 在乙烯和过氧化物的配管中,可能会出现突发的分解反应,造成异常高压,因此,要在塔器和配管的接头处以及在压缩机和进气口之间的换向阀处装设阻火器 2. 在乙烯和氧气的配管中,根据规定,要限制气体的流速和压力

表 12.12 危险性物品共同贮存的规则

组 别	物 品 名 称	贮 存 规 则	备 注
爆炸物品	苦味酸,三硝基甲苯,火棉,硝化甘油,硝酸铵炸药,雷汞等	不准和任何其他种类的物品共同贮存,必须单独隔离贮存	起爆药与炸药必须隔离贮存
易燃及可燃液体	汽油,苯,二硫化碳,丙酮,乙醚,甲苯,酒精(醇类),醋酸,酯类,喷漆,煤油,松节油,樟脑油等	不准和任何其他种类的物品共同贮存	如数量甚少,允许与固体易燃物品隔开共同贮存
压缩气体和液化气体	1. 易燃气体 乙炔,氢,氯甲烷,硫化氢,氯等 2. 惰性不燃气体 氮,二氧化碳,二氧化硫,氟里昂等 3. 助燃气体 氧,压缩空气,氯等	除惰性不燃气体外,不准和其他种类的物品共同贮存 除压缩气体和液化气体中的易燃气体和助燃气体,氧化剂中的能形成爆炸混合物的物品和有毒物品外,不准和其他种类物品共同贮存 除压缩气体和液化气体中的惰性不燃气体和有毒物品外,不准和其他种类的物品共同贮存	氯兼有毒害性
遇水或空气能自燃的物质	钾,钠,电石,磷化钙,锌粉,铝粉,黄磷等	不准和其他种类的物品共同贮存	钾、钠须浸入石油中,黄磷须浸入水中贮存,均须单独隔离贮存
易燃固体	赛璐珞,影片,赤磷,萘,樟脑,硫磺,火柴等	不准和其他种类的物品共同贮存	赛璐珞、影片、火柴均须单独隔离贮存
氧化剂	1. 能形成爆炸混合物的物品 氯酸钾,氯酸钠,硝酸钾,硝酸钠,硝酸钡,次氯酸钙,亚硝酸钠,过氧化钡,过氧化钠,过氧化氢(30%)等 2. 能引起燃烧的物品 溴,硝酸,硫酸,铬酸,高锰酸钾,重铬酸钾等	除压缩气体和液化气体中的惰性气体外,不准和其他种类的物品共同贮存 不准和其他种类的物品共同贮存	过氧化物遇水有发热爆炸危险,应单独贮存;过氧化氢应贮存在阴凉处所 与氧化剂中的能形成爆炸混合物的物品亦应隔离
有毒物品	氯化苦,光气,五氧化二砷,氰化钾,氰化钠等	除压缩气体和液化气体中的惰性不燃气体和助燃气体外,不准和其他种类的物品共同贮存	

注:当化验室贮藏库内各类物品的数量很少时,可以分类隔开贮存。

12.7 防爆

12.7.1 爆炸的特征

爆炸是物质的一种急剧的物理、化学变化,并伴随物质所含能量的快速释放,变为对物质本身、变化产物或周围介质的压缩能或运动能。爆炸时体系压力急剧增高。

其特征如下。

① 内部特征 体系能量在有限体积内突然释放,并在极短时间内在有限体积中积累,造成高温高压,对邻近介质形成急剧的压力突跃和随后的复杂运动。

② 外部特征 爆炸介质在压力作用下,表现出异常移动或机械破坏效应,以及因振动而产生的音响。

爆炸分两阶段:一是某种形式的能量以一定方式转变为单物质或产物的压缩能;二是物质由压缩态膨胀,并作机械功,进而引起附近介质的变形破坏和移动。

12.7.2 爆炸分类

① 按性质可分为物理爆炸(如锅炉、液化气、压缩气体超压引起)和化学爆炸(可燃气体、炸药的爆炸)。

② 按爆炸速度可分为轻爆(传播速度为每秒10cm至数米)、爆炸(传播速度为每秒10m至数百米)和爆轰(传播速度为每秒1000m至数千米)。

③ 按反应相分类可分为气相爆炸（气体热分解爆炸、可燃性粉尘爆炸、可燃液体雾滴爆炸、可燃蒸气云爆炸、可燃气体混合物爆炸）和凝聚相爆炸。其中可燃性气体爆炸和可燃性粉尘爆炸比较常见，而可燃性气体爆炸中又以混合气体爆炸最严重。

12.7.3 可燃性粉尘爆炸

① 爆炸机理 爆炸是因其粒子表面氧化所致，其爆炸过程有以下几个阶段：a. 粒子表面接受热能，表面温度上升；b. 粒子表面的分子产生热分解或干馏作用成为气体排放在粒子周围；c. 该气体同空气混合而成爆炸性混合气体，发火产生火焰；这种火焰产生热，进一步促进粉末分解，进行下一个循环过程。

② 爆炸极限 工业可燃粉尘的爆炸下限在 $20 \sim 60 \text{g/m}^3$ 之间，爆炸上限在 $2 \sim 6 \text{kg/m}^3$ 之间。可燃性粉尘爆炸的特性等见表 12.13～表 12.16。

表 12.13 引燃温度分组

温度组别	引燃温度 $t, ^\circ\text{C}$	温度组别	引燃温度 $t, ^\circ\text{C}$
T11	$t > 270$	T13	$150 < t \leq 200$
T12	$200 < t \leq 270$		

注：确定粉尘温度组别时，应取粉尘云的引燃温度与粉尘层的引燃温度两者中的低值。

表 12.14 爆炸性粉尘特性

粉尘种类	粉尘名称	温度组别	高温表面堆积粉尘层(5mm)的引燃温度,℃	粉尘云的引燃温度℃	爆炸下限浓度g/m ³	粉尘平均粒径μm	危险性
金属	铝(表面处理)	T11	320	590	37~50	10~15	爆
	铝(含脂)	T12	230	400	37~50	10~20	爆
	铁		240	430	153~204	100~150	可导
	镁	T11	340	470	44~59	5~10	爆
	红磷		305	360	48~64	30~50	可
	炭黑	T12	535	>600	36~45	10~20	可导
	钛	T11	290	375	212~284	10~15	可导
	锌		430	530			可导
	电石		325	555			<200
	钙硅铝合金(8%钙、30%硅、55%铝)		290	465			可导
	硅铁合金(45%硅)		>450	640			可导
	黄铁矿		445	555	<90	可导	
	锆石		305	360	92~123	5~10	可导
化学药品	硬脂酸锌	T11	熔融	315		8~15	可
	萘		熔融	575	28~38	30~100	可
	萘		熔融升华	505	29~39	40~50	可
	己二酸		熔融	580	65~90		可
	苯二(甲)酸		熔融	650	61~83	80~100	可
	无水苯二(甲)酸(粗制品)		熔融	605	52~71		可
	苯二甲酸酐		熔融	>700	37~50		可
	无水马来酸(粗制品)		熔融	500	82~113		可
	醋酸钠		熔融	520	51~70	5~8	可
	结晶紫		熔融	475	46~70	15~30	可
	四硝基咪唑		熔融	395	92~123		可
	二硝基甲酚		熔融	340		40~60	可
	阿斯匹林		熔融	405	31~41	60	可
	肥皂粉		熔融	575		80~100	可
	青色染料			350	465	300~500	可
	蒽醌染料			395	415	133~184	可

续表

粉尘种类	粉尘名称	温度组别	高温表面堆积粉尘层(5mm)的引燃温度,℃	粉尘云的引燃温度℃	爆炸下限浓度 g/m^3	粉尘平均粒径 μm	危险性
合成树脂	聚乙烯	T11	熔融	410	26~35	30~50	可
	聚丙烯		熔融	430	25~35		可
	聚苯乙烯		熔融	475	27~37	40~60	可
	苯乙烯(70%)与丁二烯(30%)粉状聚合物		熔融	420	27~37		可
	聚乙烯醇		熔融	450	42~55	5~10	可
	聚丙烯腈		熔融炭化	505	35~55	5~7	可
	聚氨酯(类)		熔融	425	46~63	50~100	可
合成树脂	聚乙炔四酞	T11	熔融	480	52~71	<200	可
	聚乙烯氯戊环酞		熔融	465	42~58	10~15	可
	聚氯乙炔		熔融炭化	595	63~86	4~5	可
	氯乙炔(70%)与苯乙烯(30%)粉状聚合物		熔融炭化	520	44~60	30~40	可
	酚醛树脂(酚醛清漆)		熔融炭化	520	36~40	10~20	可
	有机玻璃粉		熔融炭化	485			可
天然树脂	骨胶(虫胶)	T11	沸腾	475		20~50	可
	硬质橡胶		沸腾	360	36~49	20~30	可
	软质橡胶		沸腾	425		80~100	可
	天然树脂		熔融	370	38~52	20~30	可
	玷吧树脂		熔融	330	30~41	20~50	可
	松香		熔融	325		50~80	可
沥青蜡类	硬蜡	T11	熔融	400	26~36	50~80	可
	绕组沥青		熔融	620		50~80	可
	硬沥青		熔融	620		50~150	可
	煤焦油沥青		熔融	580			可
农产品	裸麦粉	T11	325	415	67~93	30~50	可
	裸麦谷物粉(未处理)		305	430		50~100	可
	裸麦筛落粉(粉碎品)		305	415		30~40	可
	小麦粉		炭化	410		20~40	可
	小麦谷物粉		290	420		15~30	可
	小麦筛落粉(粉碎品)		290	410		3~5	可
	乌麦、大麦谷物粉	T12	270	440		50~150	可
	筛米糠		270	420		50~100	可
	玉米淀粉		炭化	410		2~30	可
	马铃薯淀粉		炭化	430		60~80	可
	布丁粉		炭化	395		10~20	可
	糊精粉		炭化	400	71~99	20~30	可
	砂糖粉		熔融	360	77~107	20~40	可
	乳糖		熔融	450	83~115		
纤维鱼粉	可可子粉(脱脂品)	T12	245	460		30~40	可
	咖啡粉(精制品)	T11	收缩	600		40~80	可
	啤酒麦芽粉		285	405		100~500	可
	紫苜蓿		280	480		200~500	可
	亚麻粕粉		285	470			可
	菜种渣粉		炭化	465		400~600	可
	鱼粉		炭化	485		80~100	可

续表

粉尘种类	粉尘名称	温度组别	高温表面堆积粉尘层(5mm)的引燃温度,℃	粉尘云的引燃温度℃	爆炸下限浓度g/m ³	粉尘平均粒径μm	危险性质
纤维鱼粉	烟草纤维	T11	290	485		50~100	可
	木棉纤维		385				可
	人造短纤维		395				可
	亚硫酸盐纤维		380				可
	木质纤维	T12	250	445		40~80	可
	纸纤维	T11	360				可
	椰子粉		280	450		100~200	可
	软木粉		325	460	44~59	30~40	可
	针叶树(松)粉		325	440		70~150	可
	硬木(丁钠橡胶)粉		315	420		70~100	可
燃料	泥煤粉(堆积)	T12	260	450		60~90	可导
	褐煤粉(生褐煤)		260		49~68	2~3	可
	褐煤粉		230	185		3~7	可导
	无烟煤粉		235	595	41~57	5~11	可导
	瓦斯煤粉		225	580	35~48	5~10	可导
	焦炭用煤粉	T11	280	610	33~45	5~10	可导
	贫煤粉		285	680	34~45	5~7	可导
	无烟煤粉		>430	>600		100~130	可导
	木炭粉(硬质)		340	595	39~52	1~2	可导
	泥煤焦炭粉		360	615	40~54	1~2	可导
	褐煤焦炭粉	T12	235			4~5	可导
	煤焦炭粉	T11	430	>750	37~50	4~5	可导

注：危险性质栏中，“爆”表示爆炸性粉尘；“可导”表示可燃性导电粉尘；“可”表示可燃性非导电粉尘。

表 12.15 各种粉尘的自燃点及爆炸下限表

序号	粉尘名称	雾状粉尘自燃点℃	爆炸下限g/m ³	最小点火能mJ	最大爆炸压力kgf/cm ²	平均上升率kg/(cm ² ·s)		粉尘云的引燃温度℃	爆炸下限g/m ³	粉尘平均粒径μm
						平均	最大			
1	铝	640	35~40	15	6.2	246	703	590	37~50	10~15
2	镁	520	20	40	6.6	211	703	470	44~59	5~10
3	锌	静电放电火花自燃	雾化物 35		6.26			530	212~284	10~15
4	钛		45	10	5.6	239	703	375	—	—
5	锆		40	5				锆石 360	92~123	5~10
6	钽		75	5						
7	铈		60	45						
8	锰	450	210							
9	锡	630	190							
10	钒	500	220							
11	硅	775	160							

续表

序号	粉 尘 名 称	雾状粉尘 自燃点 ℃	爆炸 下限 g/m ³	最小点 火能 mJ	最大爆炸 压力 kgf/cm ²	平均上升率 kg/(cm ² ·s)		粉尘云的 引燃温度 ℃	爆炸下限 g/m ³	粉尘平均 粒径 μm
						平均	最大			
12	铁粉	315	120		2.5			430	153~204	100~150
13	铝镁合金	535	50		4.3					
14	硅铁合金(89%Si)	860	42.5		2.5			(45%硅) 640		
15	硫磺	190	35	15	5.6	120	334	235	—	30~50
16	硫磺粉		13.9~50		2.0					
17	红磷							360	48~64	30~50
18	萘		2.5					575	28~38	8~100
19	蒽		5.04					505	29~39	40~50
20	菲		5.04							
21	己二酸	550	35	70	5.3	84	194	580	65~90	—
22	邻苯二甲酸酐	895	20.8					605	—	500~1000
23	无水苯二甲酸(粗)	650	15	15	4.9	91	299	605	52~71	—
24	苯二甲酸(精)							770	37~50	—
25	无水马来酸(粗)							500	82~113	—
26	二硝基甲酚							340	—	40~60
27	乌洛托品(六次甲基四 胺)	685	15	10						
28	联苯胺	910	5.2							
29	苯胺盐酸盐		15.1							
30	4-硝基-2-氨基甲苯	650	5.2							
31	对硝基苯替二乙胺	975	31.2							
32	对硝基苯甲酰氯	675	10.4							
33	对氯苯甲酸	850	10.4							
34	对硝基苯甲酸	850	10.4							
35	对甲氧基苯甲酸	830	5.2							
36	季戊四醇	450	30	10						
37	对酞酸二甲酯		30	20						
38	顺丁烯二酸酐							500	—	500~1000
39	对苯二酚	515	15.1							
40	四硝基吡啶							395	92~129	—
41	乙酸钠							520	51~70	5~8
42	阿司匹林							405	31~41	60
43	肥皂粉		45	60				575	—	80~100
44	硬脂酸铝	400	15	15	6.7	84	334			
45	硬脂酸锌							315	—	8~15
46	电石							555		<200
47	结晶紫							475	46~70	15~30
48	紫胶		20	10						
49	仲甲醛		40	20						
50	氨基吡啶酮	825	10.4							
51	聚乙烯		20	10				410	26~35	30~50
52	聚氧化乙烯		30	30						
53	聚苯乙烯	490	15	15	6.3	169	492	475	27~37	40~60
54	聚氯乙烯							595	63~86	4~5
55	苯乙烯(70%) 丁二烯(30%) 粉状聚合物							420	27~37	—
56	聚丙烯		20	25				430	25~35	—

续表

序号	粉 尘 名 称	雾状粉尘 自燃点 ℃	爆炸 下限 g/m ³	最小点 火能 mJ	最大爆炸 压力 kgf/cm ²	平均上升率 kg/(cm ² ·s)		粉尘云的 引燃温度 ℃	爆炸下限 g/m ³	粉尘平均 粒径 μm
						平均	最大			
57	聚丙烯脂		25	20				505	—	5~7
58	聚丙烯酰胺		40	30						
59	聚甲基丙烯酸甲酯		30	20						
60	有机玻璃粉	440	20					485	—	—
61	乙烯树脂		40	160						
62	聚碳酸酯		25	25						
63	聚氨酯(类)							425	46~63	50~100
64	聚氨基甲酸乙酯泡沫		25	15						
65	氯乙烯(70%)、 苯乙烯(30%) 粉状聚合物							520	44~60	30~40
66	聚乙烯氮戊环酮							465	42~58	10~15
67	聚乙烯醇							450	42~55	5~10
68	聚乙烯四酸							480	52~71	<200
69	尼龙		30	20						
70	环氧树脂		20	15						
71	丙烯醇树脂	500	35							
72	香豆酮茛树脂	520	15							
73	木质素树脂	450	40							
74	石炭酸树脂	460	25							
75	聚乙炔醛缩丁醛树脂	390	20							
76	酚醛树脂	460	25	10	5.6	120	422	520	36~49	10~20
77	脲醛树脂	450	70	80	6.0	56	141			
78	天然树脂							370	38~52	20~30
79	乙酰纤维素		35	15						
80	醋酸纤维素	320	25	10	7.7	197	475			
81	乙基纤维素		25	10						
82	丙酸纤维	460	25							
83	木纤维	775	25.20							
84	棉纤维	440	50	25						
85	木质素		40	20						
86	天然橡胶(硬)		25	50				硬质橡胶 360	36~49	20~30
87	合成橡胶(硬)		30	30						
88	赛璐珞	125	4							
89	虫胶(骨胶)	390	15	10				475	—	20~50
90	樟脑									
91	松香	130	12.6					325	—	50~80
92	玷吧树脂		30	30				330	30~41	20~50
93	小麦淀粉		25	20				裸麦粉 415	67~93	30~50
94	小麦粉	470	9.7~60	50	4.1~6.6			410	—	20~40
95	小麦谷物粉							420	—	15~30
96	米(种皮)	400	45	40						
97	糯米粉							420	—	50~100
98	玉米		45	40						
99	玉米粉		22.7~52	3.0~5.0	3.0~5.0					
100	玉米淀粉	380	40	30	7.7	155	475	410	—	20~30
101	处理过的淀粉	470	45	40						

续表

序号	粉 尘 名 称	雾状粉尘 自燃点 ℃	爆炸 下限 g/m ³	最小点 火能 mJ	最大爆炸 压力 kgf/cm ²	平均上升率 kg/(cm ² ·s)		粉尘云的 引燃温度 ℃	爆炸下限 g/m ³	粉尘平均 粒径 μm
						平均	最大			
102	磨碎的干玉米芯									
103	长米糊精		40	40						
104	糊精粉							400	71~99	20~30
105	马铃薯(土豆)粉		45	20				430	—	60~80
106	黄豆粉		35~50.4		4.6~7.0					
107	花生壳粉		85		2.9					
108	脆花生	570	85							
109	糖粉		15~19		39					
110	砂糖粉	350	35	30	6.3	113	352	360	77~107	20~40
111	木粉	430	12.6~25		7.7					
112	软木粉		30~35	35	7.0			460	44~59	30~40
113	纸浆粉		60		4.2					
114	鱼肝油蛋白	520	45							
115	干奶粉		7.6		2.0					
116	含糖奶粉							450	83~115	20~30
117	硬蜡							400	26~36	30~50
118	硬沥青	580	20					620		50~150
119	凝汽油剂	450	20							
120	噻吩	540	10							
121	煤粉		35~45	40	3.24					
122	生褐煤							堆高 5mm 厚 260	49~68	2~3
123	无烟煤粉	610	35					595	41~57	5~10
124	瓦斯煤粉							580	35~48	5~10
125	焦炭用煤粉							610	33~45	5~10
126	贫煤粉							680	34~45	5~7
127	木炭粉(硬质)							595	39~52	1~2
128	泥煤焦炭粉							615	40~54	1~2
129	煤焦炭粉							>750	37~50	4~5
130	炭黑							>600	36~45	10~20
131	石墨							>750	—	15~25
132	合成 1,2-蒎醌	990	10.4							
133	升华 9,10-蒎醌	885	5.20							
134	1-氯代蒎醌	950	31.20							
135	2-氯代蒎醌	870	10.4							
136	硝基苯二甲酸酐	775	5.20							
137	2-氯-5-氨基苯甲酸	1010	10.40							
138	苯甲酰基苯甲酸	890	5.20							
139	氯苯甲酰苯甲酸	885	5.20							
140	苯磺酸钠	950	10.4							
141	萘酚染料							415	133~184	—
142	青色染料							465		300~500
143	铝(含脂)							400	37~50	10~20
144	炭黑							>600	36~45	10~20
145	钙硅铝合金(8%钙、 30%硅、55%铝)							465	—	—
146	黄铁矿							555	—	<90
147	苯二甲酸							650	61~83	80~100
148	软质橡胶							425		80~100

续表

序号	粉 尘 名 称	雾状粉尘 自燃点 ℃	爆炸 下限 g/m ³	最小点 火能 mJ	最大爆炸 压力 kgf/cm ²	平均上升率 kg/(cm ² ·s)		粉尘云的 引燃温度 ℃	爆炸下限 g/m ³	粉尘平均 粒径 μm
						平均	最大			
149	绕组沥青							620		50~80
150	煤焦油沥青							580		
151	裸麦谷物粉(未处理)							430		50~100
152	裸麦筛落粉(粉碎品)							415		30~40
153	小麦筛落粉(粉碎品)							410		3~5
154	乌麦、大麦谷物粉							440		50~150
155	布丁粉							395		10~20
156	乳糖							450	83~115	
157	可可子粉(脱脂品)							460		30~40
158	咖啡粉(精制品)							600		40~80
159	啤酒麦芽粉							405		100~500
160	紫苜蓿							480		200~500
161	亚麻粕粉							470		
162	菜种渣粉							465		400~800
163	鱼粉							485		80~100
164	烟草纤维							485		50~100
165	木质纤维							445		40~80
166	椰子粉							450		100~200
167	针叶树(松)粉							440		70~150
168	硬木(丁钠橡胶)粉							420		70~100
169	泥煤粉(堆积)							450		60~90
170	褐煤粉							185		3~7
171	无烟煤粉							>600		100~130
172	褐煤焦炭粉									4~5

序号(143~172项)摘自“爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范”(GB 50058—92)

注：1. 粉尘的自然点及爆炸下限等数据，各资料的报道不尽相同，这与测试条件如粉尘粒径、物料纯度与测试手段等不同有关。表中资料仅供参考与查核。

2. 雾状粉尘的粒径一般为0.3~3μm，200筛目粉尘的粒径为30μm。

3. 1kgf/cm² = 0.1MPa。

表 12.16 (1) 空气洁净度等级

等 级	≥0.5μm 尘粒数/ m ³ (L)空气	≥5μm 尘粒数/ m ³ (L)空气
100 级	≤35×100 (3.5)	
1000 级	≤35×1000 (35)	≤250 (0.25)
10000 级	≤35×10000 (350)	≤2500 (2.5)
100000 级	≤35×100000 (3500)	≤25000 (25)

注：1. 洁净室空气洁净度等级的确定应以动态条件下测试的尘粒总数值为依据。

2. 对空气洁净度为100级的洁净室内≥5μm尘粒的计数，应进行多次采样。在其多次出现时，方可认为该测试数值是可靠的。

表 12.16 (2) 厂房的洁净级别及换气次数要求

洁净级别	尘粒数/m ³		活微生物 数/m ³	换气次数
	≥0.5μm	≥0.5μm		
100 级	≤3500	0	≤5	垂直层流 0.3m/s 水平层流 0.4m/s
10000 级	≤350000	≤2000	≤100	≥20 次/h
100000 级	≤3500000	≤20000	≤500	≥15 次/h

12.7.4 可燃性气体混合物爆炸

12.7.4.1 分类

这类爆炸可分为可燃气体(蒸气)/空气混合物、可燃气体(蒸气)/氧气混合气、可燃气体/其他助燃混合气三类爆炸。

12.7.4.2 爆炸极限($L_{\text{上}}$ 、 $L_{\text{下}}$)

(1) 物理含义

可燃气体混合物在引火源作用下能引起爆炸的范围称爆炸极限。其最低浓度叫爆炸下限,最高浓度叫爆炸上限。物质的爆炸极限可见表 12.67。

(2) 影响爆炸极限的因素

- ① 温度 初始温度越高,越引起反应传播,爆炸范围越宽,即爆炸上限增高下限降低。
- ② 压力 初始压力高,分子间距更短,反应易进行,爆炸范围扩大。
- ③ 惰性介质及杂质 惰性气体含量高,爆炸极限范围缩小。干燥的 Cl_2 无氧化性;干燥的空气不能氧化钠和磷;干燥的 H_2 、 O_2 混合物在 1000°C 下也不会自行爆炸;少量的 H_2S 会大大降低水煤气的燃点和促进爆炸。
- ④ 容器 直径小,爆炸极限范围小。当小到火焰不能通过时,称临界直径。容器材质也有影响。
- ⑤ 能源 火花能量、热表面面积、火源与混合物接触时间对爆炸极限均有影响。

(3) 可燃性粉尘爆炸极限影响因素

- ① 粒度 粒度越高,爆炸下限越低。当粒径大于 $400\mu\text{m}$ 时,强点燃源也难使其爆炸。当粗粉中所含可爆细粉超过爆炸下限时,混合粉尘即有爆炸危险。
- ② 水分 空气中有水分,会提高爆炸下限,甚至失去爆炸性,若产品含 50% 水,则不会爆炸。
- ③ 氧浓度 氧浓度增加会导致爆炸下限降低。
- ④ 点燃源 温度高、表面积大的点燃源可使粉尘爆炸下限降低。

12.7.4.3 爆炸危险度 (D)

定义为

$$D = (L_{\text{上}} - L_{\text{下}}) / L_{\text{下}}$$

D 愈大愈易爆炸。 $L_{\text{下}}$ 低者,稍有泄漏,即可爆炸, $L_{\text{上}}$ 高者,稍有空气进入,也可致爆炸。所以对爆炸范围宽 ($D_{\text{大}}$) 的物质,更注意防爆 (表 12.17)。

12.7.4.4 最小点火能量 (表 12.18~表 12.19)

当一定浓度的爆炸性混合气或粉尘用电火花 (或其他热源) 点燃所需的最小能量,称最小点火能量。它愈小则愈易爆炸。

表 12.17 一些物质的爆炸危险度 (D)

物 质		D	物 质		D
无机类	氢	17.8	肼类	肼	20.3
	氟	14.0		1,1-二甲肼	46.5
	一氧化碳	4.9	腈类	乙腈	2.6
	氧硫化碳	1.4		丙烯腈	4.5
	二硫化碳	37.5	硼烷	乙硼烷	96.8
	十氟化二硫	3.5			(107.9)
	氨	0.77	硅烷类	甲基二氯硅烷	8.2
	硫化氢	9.5		甲烷	1.8
	氟	4.3	烷烃	乙烷	4.3
	氟化氢	5.8		丙烷	3.3
胺类	甲胺	3.2		丁烷	3.5
	二甲胺	4.1		异丁烷	3.7
	三甲胺	4.8		戊烷	4.7
	乙胺	3.0		2,2-二甲基丙烷	4.4
	二乙胺	4.6		己烷	5.8
	三乙胺	5.7		二甲基丁烷	4.8
	丙胺	4.2		庚烷	5.4
	异丙胺	3.5		2,3-二甲基戊烷	4.5
	正丁胺	4.8		辛烷	3.7
	乙烯亚胺	11.8		2,2,4-三甲基戊烷	4.5
酰胺	N,N -二甲基苯胺	4.8		壬烷	2.6
	二甲基甲酰胺	5.9		癸烷	5.8
	二甲基乙酰胺	6.7			

续表

物 质		D	物 质		D
烯烃	乙烯	10.6	醛类	丙醛	4.9
	丙烯	4.6		正丁醛	4.9
	1-丁烯	5.3		异丁醛	6.6
	2-丁烯	4.3		丙烯醛	15.1
	1,3-丁二烯	4.8	酮类	丙酮	3.9
	1-戊烯	4.4		2-丁酮	5.3
	戊二烯	3.2		2-戊酮	4.5
	己烯	4.8		2-己酮	5.7
	1,4-己二烯	2.1		二异丁基甲酮	6.8
	甲基环戊二烯	4.8		环己酮	6.4
	苯乙烯	4.5	醚类	乙醚	25.0
	α -甲基苯乙烯	2.2		甲乙醚	4.1
炔烃	乙炔	31.8		异丙醚	4.6
芳烃	苯	4.7		丁醚	4.1
	甲苯	4.5		乙烯基乙基醚	15.5
	二甲苯(邻位)	5.0		二乙烯基醚	14.9
	二甲苯(间位)	5.4		乙二醇甲醚	9.7
	二甲苯(对位)	5.4		乙二醇乙醚	8.2
	乙苯	5.7		乙二醇丁醚	10.5
	异丙苯	6.2	硫醚	甲硫醚	7.9
	正丁苯	6.3	其他含 氧化物	环氧乙烷	32.3
	仲丁基苯	7.6		环氧丙烷	12.2
	叔丁基苯	7.2		1,4-环氧丁烷	4.1
	异丙基甲苯(对位)	7.0		环氧氯丙烷	2.4
环烷烃	环丙烷	3.3		四氢呋喃	4.9
	环己烷	5.5		四氢糠醇	5.5
	甲基环己烷	4.6		二氧六环	10.1
	乙基环己烷	6.3		三乙二醇	9.2
	乙基环戊烷	5.2		呋喃	5.2
醇类	甲醇	5.1	羧酸类	甲酸	2.2
	乙醇	4.8		乙酸	3.0
	丙醇	5.4		丁酸	4.0
	异丙醇	4.5	酯类	甲酸甲酯	2.4
	正丁醇	9.6		甲酸乙酯	4.9
	异丁醇	8.1		甲酸丁酯	3.7
	仲丁醇	4.8		乙酸甲酯	4.2
	叔丁醇	2.3		乙酸乙酯	4.4
	正戊醇	7.3		乙酸乙烯酯	4.1
	2-戊醇	6.5		乙酸甲氧基乙酯	3.8
	叔戊醇	6.5		乙酸乙氧基乙酯	9.6
	2-己醇	4.5		乙酸-3-甲氧基丁酯	6.0
	异己醇	6.0		乙酸丙酯	3.0
	氯乙醇	2.2		乙酸异丙酯	3.3
	1,2-丙二醇	3.8		乙酸丁酯	4.4
	丙烯醇	6.2		乙酸异丁酯	4.8
硫醇	甲硫醇	4.6		乙酸戊酯	5.8
	乙硫醇	6.4		丙酸甲酯	4.2
醛类	甲醛	9.4		丙酸乙酯	4.8
	乙醛	12.6		丙烯酸甲酯	7.9

续表

物 质			物 质		
		D			D
酯类	甲基丙烯酸甲酯	3.8	卤代烃类	烯丙基氯	2.9
	亚硝酸乙酯	15.7		氯戊烷	5.1
	硝酸丙酯	49.0		氯异戊烷	3.9
卤代烃类	氯甲烷	1.3		氯叔戊烷	3.9
	氯乙烷	3.1		氯苯	4.5
	氯乙烯	8.2		1,2-二氯苯	3.2
	1,1-二氯乙烷	1.1		溴甲烷	0.6
	1,2-二氯乙烷	1.6		溴乙烷	0.7
	1,1,1-三氯乙烷	0.6		3-溴丙烯	0.6
	三氯乙烯	6.2		溴丁烷 (100℃)	1.5
	1,1-二氯乙烯	1.6		氯乙烯	7.3
	1,2-二氯乙烯	0.3		1,1-二氯乙烷	2.9
	氯丙烷	3.3		1,1-二氯乙烷	3.9
	氯异丙烷	2.8		1-氯-1,1-二氯乙烷	0.6
	二氯丙烷	3.3	其他	石油醚	4.4
	1,2,3-三氯丙烷	2.9		汽油	3.8
	1-氯丙烯	2.5		煤气	7.9
	3-氯丙烯	2.4		异佛尔酮	3.8
	氯丁烷	4.3		二甲亚砜	10.0
	氯丁烯	3.5		四氢苯	5.3
	2-氯-1,3-丁二烯	4.0		对苯-1,8-二烯	7.7
	3-氯-2-甲基丙烯	1.5			

表 12.18 常温常压下化学计量组成可燃气体 (蒸气) 与空气混合物的最小点火能量

			mJ		
分 类	物 质	最小点火能量	分 类	物 质	最小点火能量
饱和烃	乙烷	0.285	胺	乙胺	2.4
	丙烷	0.305	醛	丙烯醛	0.137
	甲烷	0.47		丙醛	0.325
	戊烷	0.51	酮	丁酮	0.68
	异丁烷	0.52	酯	乙酸甲酯	0.40
	异戊烷	0.70		乙酸乙烯酯	0.70
	庚烷	0.70		乙酸乙酯	1.42
	2、2、3-三甲基丁烷	1.00	醚	乙醚	0.33
	异辛烷	1.35		(二) 异丙醚	1.14
	2、2-二甲基丙烷	1.57		乙硫醚	0.48
不饱和烃	2、2-二甲基丁烷	1.64	过氧芳烃	过氧化二丁烷	0.41
	乙炔	0.02		苯	0.55
	烯基乙炔	0.082	杂环与环烷烃	咪唑	0.225
	乙烯	0.096		噻吩	0.39
	甲基乙烯	0.152		环氧乙烷	0.087
	1,3-丁二烯	0.175		环氧丙烷	0.19
	丙烯	0.282		环丙烷	0.24
	戊烯-2	0.51		二氢吡喃	0.365
	庚烯-1	0.56		亚乙基亚胺	0.48
	二异丁烯	0.96		环己烷	0.525
醇	甲醇	0.215		环戊烷	0.54
	异丙硫醇	0.53		四氢咪唑	0.54
	异丙基乙醇	0.65		环戊二烯	0.67
胺	三乙胺	0.75		四氢咪唑	1.21
	异丙胺	2.0		环己烷	1.38

表 12.19 一些浓度下可燃气体的最小点火能量

mJ

可燃气体	浓度, %	最小点火能量	可燃气体	浓度, %	最小点火能量
二硫化碳	6.52	0.015	丙烷	4.02	0.31
氢	29.5	0.019	乙醛	7.72	0.376
乙炔	7.73	0.020	正丁烷	3.42	0.38
乙烯	6.52	0.096	丁酮	3.67	0.53
乙烯基乙炔	4.02	0.082	四氢呋喃	3.67	0.54
环氧乙烷	7.72	0.105	苯	2.71	0.55
甲基乙炔	4.97	0.152	乙酸乙烯	4.44	0.70
1,3-丁二烯	3.67	0.17	氨	21.8	0.77
氧化丙烯	4.97	0.19	丙酮	4.97	1.15
甲醇	12.24	0.215	三乙胺	2.10	1.15
呋喃	4.44	0.225	异辛烷	1.65	1.35
甲烷	8.5	0.28	甲苯	2.27	2.5
内烯	4.44	0.282	吡咯	3.3	3.4
乙烷	6.0	0.31	乙腈	7.02	6.0
乙醚	0.19				

12.7.4.5 闪点

易燃液体表面附近的蒸气在用点火器火苗试点时产生瞬间闪光的最低温度, 称闪点。闪点越低, 爆炸的 D 越大。其物质闪点请查表 12.67。

12.7.4.6 燃点

易燃液体表面附近的蒸气和空气混合后, 在用点火器火苗点着并持续燃烧不少于 5s 的温度称燃点。燃点比闪点高 5~10℃, 其数值可查表 12.67。

12.7.5 防爆事项

- ① 采用防爆设备、防爆电器。
- ② 注意选址。
- ③ 设立防爆墙。
- ④ 加强通风, 使物质浓度不在爆炸范围内。
- ⑤ 排除危险带的火源、热源, 防静电雷击。
- ⑥ 采用防爆泄压, 加强防爆监测。
- ⑦ 加强操作人员的防爆安全知识训练。

12.8 防静电

12.8.1 产生静电的条件与影响因素

两种不同物质在相互摩擦或作有接触面的相对运动时 (如管内流体运动、气体由钢瓶高速喷出, 在粉碎、筛选、研磨、搅拌、过滤、喷涂、压延等操作中), 可产生静电, 有以下主要因素。

(1) 功函数

物质在相互接触时, 电子在界面上的流动方向与物质费米能级的高低有关, 也即与功函数的大小有关。功函数小的物质失去电子而带正电, 功函数大的物质因电子增加而带负电, 正负两种电荷量相等。两种物质的功函数之差愈大, 则电荷量愈大。

带电载流子也可作为离子, 在任何物质表面均可产生离子, 在表面吸附水或杂质时, 更易产生离子, 尤其是在水中离解产生的氢离子与氢氧根离子, 迁移率特别大, 常可成为主要的带电载流子。由于离子通过接触界面, 使物质获得不同的极性, 在界面两侧形成偶电层。

物质的带电极性序列示于表 12.20。括弧内表示因试验条件不同而可能占据的位置, 金属的带电极性序列另示于表 12.21。

(2) 介电常数

根据 A. Coehn 法则, 当液体电介质与固体电介质相互作用时, 介电常数较大的物质带正电, 反之则带负电, 并且带电量与物质介电常数之差成正比 (1898 年、1909 年提出)。现将一些物质的介电常数与带电极性序列列表 12.22。

对于相等的电荷量, 当物质的介电常数较小时, 由于 $\Delta V = Q/C$, 容易形成较高的静电位, 如多种非极

性或极性较小的易燃液体(如己烷等)、各种高分子聚合物(如聚四氟乙烯、聚乙烯等)、橡胶、油类等物质,静电电位常可达 1~3kV 以上,甚至达 10kV 或更高。例如:穿胶鞋在地面行走时人体电位可达 10~20kV,涤纶薄膜在高速拖动时电位可达 45kV,锦纶在与涤纶或丝绸等物摩擦时电位常可达 3kV 以上。

一些物质的相对介电常数列于表 12.23 (1) 与表 12.23 (2)。

表 12.20 物质的带电极性序列表

正 ↓	石棉(猫毛皮,头发) 玻璃 头发 云母,猫毛皮(羊毛) 尼龙纤维,尼龙聚合物 羊毛,丝 人造纤维,粘胶,羽毛,棉纱,铅 绸布,人体皮肤,木,(粘胶),有机玻璃 醋酸纤维素,玻璃纤维,丙烯,棉织品 人造毛(聚丙烯腈短纤,奥纶),棉混纺,聚乙烯醇, 铝 纸,麻,硬橡胶,聚酯纤维 琥珀(玻璃)	↓	负
			硫,黑橡胶(硬橡胶) 维尼纶(聚乙烯醇缩醛纤维),聚苯乙烯,铂,合成 橡胶 奥纶(聚丙烯腈短纤维) (聚酯纤维),尼龙 6 单丝 电石 聚乙烯 聚丙烯腈(可耐可纶) 赛璐珞 玻璃纸(赛璐玢),印度橡胶 聚氯乙烯和油酸异丁酯 聚四氟乙烯

表 12.21 金属的带电极性序列

正 ↓	铅 锡 镉		锌 铝 铬	↓	铁 铜 镍	↓	银 金 铂
--------	-------------	--	-------------	---	-------------	---	-------------

表 12.22 物质的介电常数与带电极性序列对比

带电极性序列	物 质	相对介电常数	带电极性序列	物 质	相对介电常数
正 ↓	玻璃 云母 有机玻璃 醋酸纤维素 聚酯纤维	6.8 5~9 3.4~3.6 3.7~7.5 3.45	正 ↓	硬橡胶 聚苯乙烯 聚乙烯 聚四氟乙烯	3.0 2.5~2.7 2.3 2.0
负			负		

表 12.23 (1) 物质的相对介电常数

物 质	介电常数	物 质	介电常数	物 质	介电常数
氢	1.000 2538	异辛烷	1.94	醋酸酐	20.7
氧	1.0004947	辛醇	10.34	丙酮	20.7
氮	1.0005480	戊烷	1.844	乙酸戊酯	4.75
空气	1.0005364	1 戊烯	2.10	苯胺	6.89
乙烷	1.0015(0℃)	苯酚	9.78	二硫化碳	2.641
乙烯	1.00144(0℃)	黄磷	3.6	对二甲苯	2.270
乙炔	1.00134(0℃)	乙酸丙酯	5.69	间二甲苯	2.374
氨	1.0072	丙醇	20.1	硫酸二甲酯	42.6
苯	2.274	吡啶	12.3	硫酸二乙酯	29.2
环己烷	2.015	甲苯	2.379	苯二甲酸二丁酯	6.43
庚烷	1.924	三乙胺	2.42	醋酸溶剂	7.57
己醇	13.3	三甲胺	2.44	间甲酚	11.8
戊醇	13.9	甲醇	32.63	邻甲酚	11.5
乙酸甲酯	6.68	木	78.54	异丙苯	2.24
苯	2.54	硝基苯	34.82	石蜡	2.10
壬烷	1.972	乙醛	21.1	乙酰胺	4.0
辛烷	1.948	乙酸	6.15	乙酰替苯胺	2.9

续表

物 质	介电常数	物 质	介电常数	物 质	介电常数
沥青	2.68	乙醚	4.34	干木材	2~3
有机玻璃	3.4~3.6	甲酸	58.5	硬橡胶	3.0
尼龙	4~5	癸烷	1.991	聚乙烯	2.3
硝酸纤维素	6.7~7.3	氟	2.52	聚苯乙烯	2.5~2.7
醋酸纤维素	3.7~7.5	己烷	1.890	聚氯乙稀	5.8~6.4
乙基纤维素	3.2~4	酚-糠醛树脂	5~12	聚四氟乙稀	2
酚醛树脂	5~10	脲醛树脂	7~9.5	石英玻璃	3.5~4.5
二甲胺	5.26	三聚氰胺-甲醛树脂	6.4~9.9	硼硅玻璃	4.5
二氧六环	2.209	聚酯	3.45	窗玻璃	6.8
乙酸乙酯	6.02	硅油	2.5	水晶	3.6
乙醇	24.3	变压器油	2.2~2.4	云母	5~9
乙胺	6.94	纸	1.2~2.6	乙二胺	14.2

表 12.23 (2) 不同相对湿度下几种纤维的相对介电常数

相对湿度, %	0	45	65	相对湿度, %	0	45	65
棉	3.2	7.1	18.0	锦纶	2.5	2.9	3.7
羊毛	2.7	3.5	5.5	涤纶	2.3	2.3	2.4

注: 电场频率 1kHz。

(3) 电阻率

电阻率较大的物质 (大于 $10^7 \sim 10^8 \Omega \cdot \text{cm}$), 由于导电性差, 容易积聚静电。电阻率在 $10^{10} \sim 10^{16}$ 范围的物质, 最易积聚静电。常见物质的电阻率列于表 12.24 和表 12.25。

表 12.24 固体物质的电阻率

 $\Omega \cdot \text{cm}$

名 称	电 阻 率	名 称	电 阻 率
环氧树脂	$10^{16} \sim 10^{17}$	纸	$10^5 \sim 10^{10}$
聚酯树脂	$10^{12} \sim 10^{15}$	丙烯纤维	$10^{10} \sim 10^{12}$
三聚氰胺树脂	$10^{12} \sim 10^{14}$	凡士林	$10^{11} \sim 10^{15}$
钠玻璃	$10^8 \sim 10^{15}$	羊毛	$10^9 \sim 10^{11}$
酚醛树脂	$10^{12} \sim 10^{14}$	云母	$10^{13} \sim 10^{15}$
脲醛树脂	$10^{10} \sim 10^{14}$	油毡	$10^8 \sim 10^{12}$
糠醛树脂	$10^{10} \sim 10^{13}$	导电橡胶	$2 \times 10^2 \sim 2 \times 10^3$
聚四氟乙稀	$10^{16} \sim 10^{19}$	聚乙烯	$> 10^{18}$
聚氯乙稀	$10^{12} \sim 10^{16}$	硅酮树脂	$10^{11} \sim 10^{13}$
氯化橡胶	$10^{13} \sim 10^{15}$	聚丙烯	$10^{14} \sim 10^{17}$
天然橡胶	$10^{14} \sim 10^{17}$	琥珀	$> 10^{18}$
硬橡胶	$10^{15} \sim 10^{18}$	硫	10^{17}
干木材	$10^{10} \sim 10^{14}$	石蜡	$10^{16} \sim 10^{19}$
尼龙布	$10^{11} \sim 10^{13}$	沥青	$10^{15} \sim 10^{17}$
绝缘纸	$10^9 \sim 10^{12}$	绝缘漆	$10^{14} \sim 10^{15}$

表 12.25 有机液体的电阻率

 $\Omega \cdot \text{cm}$

名 称	电阻率	相对湿度, %	温度, $^{\circ}\text{C}$	名 称	电阻率	相对湿度, %	温度, $^{\circ}\text{C}$
环己烷	2.1×10^{14}	58	9.0	二硫化碳	7.5×10^{11}	57	10.0
四氯化碳	1.0×10^{14}	57	9.5	三氯乙稀	6.1×10^{11}	55	13.5
轻汽油	2.7×10^{13}	53	27.7	氯乙稀	1.3×10^{10}		
矿油精	2.6×10^{13}	54	28.1	四氯乙烷	2.1×10^9	55	12.5
苯(90%)	1.6×10^{13}	54	26.8	乙酸丁酯	9.2×10^8	54	27.7
甲苯	2.5×10^{13}	54	27.0	乙酸乙酯	1.7×10^7	54	27.7
二甲苯	2.8×10^{13}	54	28.0	醋酸溶剂	5.8×10^6	54	27.7

续表

名 称	电阻率	相对湿度, %	温度, ℃	名 称	电阻率	相对湿度, %	温度, ℃
苯酚	4×10^9			煤油	7.3×10^{14}		
乙醚	5.6×10^{11}			轻质柴油	1.3×10^{14}		
石油醚	8.4×10^{14}			液态烃	$10^{10} \sim 10^{18}$		
庚烷	1.0×10^{13}			硅油	$10^{13} \sim 10^{15}$		
正十八醇	2.8×10^{10}			二硫化碳	3.9×10^{13}		

(4) 带电序列及其影响因素

过去所发表的物质带电序列测定结果尽管是大致上相同,但由于测定条件不一,所获结果仍有差异(表12.20用括弧示出)。影响带电序列以及带电量大小的因素如下。

- ① 物质内部的化学组成。
- ② 物质表面的化学组成及受污染情况,如氧化、吸附等。
- ③ 分子的结构、取向性、结晶性等。
- ④ 材料的应变状态、温度等。如有人用两根玻璃棒相互摩擦,发现温度较高的玻璃棒带负电。带电量常与张力的平方根成正比。具有非直线性应力-应变物性的高分子材料较易带电。
- ⑤ 环境条件,如环境介质的湿度等。环境空气中的水分不但可改变带电量,而且可使带电序列相近的物质改变位序。

12.8.2 产生静电的途径

① 摩擦起电 这是最常见的产生途径。当两种性质不同的物体在紧密接触后又迅速分离时,由于相互作用,带电载流子(电子或离子)自一物体转移至另一物体。这一现象可分为接触与分离两个阶段。在接触阶段,界面处形成极性相反电荷量相等的双电层,但从外部看不出来。当物体分离后,正、负电荷就独立存在,并随着静电容量的减小而电位升高。由于电荷的泄漏,使带电量有不同程度的减少。电荷可通过物体表面及内部扩散、导致发射或气体放电等向外泄漏。除了摩擦外,还可通过撞击、剥离、撕裂、拉伸等引起带电。在摩擦时真正的接触面积只占表观接触面积的很小一部分($1/10^5 \sim 1/10^{13}$)。

同种物质在温度不同时,相互摩擦也可产生带电。

② 吸附带电 物质在吸附自由电子、离子时,也可带电。

③ 感应带电 电导体表面在附近带电体的感应作用下可产生极性相反的电荷。

④ 极化起电 例如绝缘体构成的容器在装有带静电的物体时,其外壁可因分子受到静电极化作用而产生带电。

12.8.3 各种状态物质的带电危险

(1) 气体

高压气体在喷射时可因产生静电而带高电压。例如:蒸气从安全阀泄漏时,可使人感受电击,当蒸气中含有水滴时,静电现象更为明显。氢气从高压气瓶的气门喷出时,极为危险,甚至可立即起火或发生爆炸事故。在氢气喷出时,容器带电可达20~60kV。乙炔在从乙炔瓶喷出时,可使位于喷出口60cm处的金属网带上24kV的高压电,气瓶带电达37kV,即使将容器接地,金属网也可带电1kV左右。

液态二氧化碳在从容器的小孔中喷出时,在生成干冰的同时,可因静电而产生火花。

压缩空气在冲击固体表面时也可带电,含有杂质或微细液滴时,带电量更大。

其他各种气体在从高压容器阀门中高速喷出时,也可产生很高的电压,示如表12.26。因此,对于可燃气体必须注意防止因高压泄漏而引起静电事故。在使用高压气瓶时,必需使气体经过减压阀减压。

表 12.26 高压气体喷出时气瓶的静电电压

气 体	气瓶压力, MPa		5s后 电压, kV	最高电压 kV
	初 压	终 压		
甲烷	12.5	6.0	3.5 以下	12
	5.5	0.3	3.5 以下	18.1
丙烷	0.5	0	0.3 以下	1.28
			0.3 以下	4.0
二氧化碳	0.9	0	3.5 以下	3.5 以下
	4.5	3.0	13.5	20.2

续表

气 体	气瓶压力, MPa		5s 后 电压, kV	最 高 电 压 kV
	初 压	终 压		
氧(干燥)	5.5	1.5	0.1 以下	1.5 以上
	14.0	0	0.3 以下	4.4 以上
氧(湿)	1.3	0.5	0.05	1.5 以上
	13.2	6.6	0.3 以下	4.5 以上
氮(干燥)	5.5	0.3	0.3 以下	4.38
	14.0	5.5	0.3 以下	4.67 以上
氮(湿)	1.0	0	0.3 以下	0.3 以下
	14.9	1.0	0.3 以下	2.54 以上

(2) 液体

① 喷雾、喷射 当液体从喷嘴中喷出时, 可因摩擦而带电。对于乙醇、丁醇、二甲苯等有机液体, 液滴大都带负电。例如使无水乙醇在 0.02MPa 的压力下经由不锈钢喷嘴喷出时, 约 77% 的液滴带负电, 且液滴带电量与液滴的表面积大致成正比。

② 管道输送 在用管道输送液体时, 液体的带电量与液体性质、管材性质、流速、管道半径与长度等因素有关。

③ 过滤 用化学纤维滤布过滤有机液体时, 容易产生静电, 有时电压可达 10kV。

④ 搅拌液体、振荡液体、气体冲入液体和两种液体混合也会产生静电。

(3) 固体

固体摩擦可产生静电 (表 12.27)。

表 12.27 各种物体相互摩擦产生的静电电压

V

物 体	涤 纶			锦 纶	羊 毛	毛料	丝织物	棉织物
	薄	厚	织物					
涤纶				3000	3000		3200	180
锦纶			- 2700		- 150		- 2000	
羊毛			3000	2000				
丝织物			- 2000	3000	500			0
牛皮纸	780	1400				300	100	

(4) 粉尘

粉尘之间、粉尘与容器之间摩擦可产生静电, 可引发粉尘爆炸。

(5) 人体带电

皮肤可带静电; 脱衣可带电; 鞋袜带电; 坐椅与化纤衣服摩擦可带万伏电压; 感应带电 (人体接近高压带电体)。

12.8.4 静电的危害

(1) 使人体遭受电击

(2) 因静电放电引发燃烧爆炸

① 放电条件 静电电场强度超过物体附近电介质的绝缘击穿电场强度值时, 即产生放电。各种电介质的绝缘击穿电场强度见表 12.28。

② 放电引起燃烧爆炸条件 当放电时能量超过爆炸物的最小点火能量时, 即可引起爆炸事故。

最小点火能量, 其计算公式为:

$$E = \frac{1}{2} CV^2$$

式中 E 为放电能量, J; C 为电容, F; V 为静电电压, V。

表 12.28 电介质的绝缘击穿场强

kV/cm

液 体	击穿场强	固 体	击穿场强	气 体	击穿场强
丙酮	640	纤维	1~10	氢	15.5
醇	700~800	电缆纸	6	甲烷	22.3
氯仿	1000	蜡	7~12	二氧化碳	26.2
变压器油	1000	铅玻璃	5~20	氧	29.1
甲苯	1300	电木	8~30	丙烷	37.2
硝基苯	1300	聚氯乙烯	12~16	氮	38.0
二硫化碳	1400	聚乙烯	18~24	空气	35.5
苯	1500	橡胶	20~25	一氧化碳	45.5
二甲苯	1500	长石瓷器	30~35	氨	56.7
四氯化碳	1600	云母	50~150	乙烷	75.2

12.8.5 防止静电危害的方法

① 减少摩擦, 控制流体流速。

② 合理选材 过滤或筛选易燃、可燃液体所用的设备, 易燃、可燃液体的输送管道, 宜选用带电极性序与液体相近的物质作为构制材料, 避免使用聚乙烯、聚氯乙烯等作为管道材料, 以免引起事故 (表 12.29)。

表 12.29 塑料管引起的静电火灾

化学品	静 电 火 灾 事 故
醋酸乙酯	经塑料软管将醋酸乙酯抽入高位槽在快抽完时, 因真空抽吸混入空气, 当塑料管静电在管口处放电时, 引燃醋酸乙酯, 酿成火灾
甲苯	经塑料管(1.25in 直径)将甲苯转送反应釜, 在抽吸时塑料管带上静电, 当操作完毕将塑料管从料桶拔出时, 发生静电放电, 引燃甲苯, 产生火灾
己烷	经聚乙烯塑料管吸出己烷, 操作者穿绝缘鞋, 因接触塑料管带上静电, 当起脚离开时, 静电放电, 使积在地面的己烷蒸气着火, 酿成火灾
二甲苯	经塑料管将二甲苯卸入贮槽, 槽壁虽接地, 但管未到槽底, 因二甲苯高落差喷注, 使塑料管积聚静电, 对槽壁及油面放电, 导致二甲苯蒸气爆炸
环己烷	经聚乙烯塑料管将环己烷送入不锈钢敞口贮槽, 静电对槽壁放电, 引燃环己烷蒸气, 酿成灾情
汽油	经聚氯乙烯管泵送汽油, 因汽油与管壁摩擦产生静电, 放电引起汽油着火, 造成事故
五硫化二磷	经聚乙烯管将五硫化二磷抽送入反应釜内时, 物料与管壁摩擦, 使管积聚静电, 管口电位达 4600V(粉体)或约 6000V(片状), 使物料燃烧爆炸

③ 用导体接地, 使静电泄漏 静电接地的技术要求和接地电极的材料性能以及牺牲阳极填料见表 12.30。

表 12.30 (1) 静电接地体的技术要求

项 目			技 术 要 求
接 地 用 料 mm	户内		φ8 圆钢, 25×4 扁钢
	户外		φ10 圆钢, 40×4 扁钢
	地下		φ12 圆钢, 40×5 扁钢, 50×50×5 角钢, DN50 钢管
	缠绕物	绝缘管	不小于 2.5mm ² 编织软铜线
		橡皮管	不小于 1.5mm ² 编织软铜线
	跨接物	管道	不小于 16mm ² 编织软铜线
		设备	不小于 16mm ² 编织软铜线
	槽车		不小于 25mm ² 编织软铜线, 用铁链接地(槽车内设隔仓板, 灌装量不少于 85%)
接地电阻, Ω			不大于 100

续表

项 目		技 术 要 求
安 装 要 求	户外贮罐	接地点至少两处以上,间距不大于 30m,远距进液口,接地物(钢筋,扁钢)焊在罐壁上;也可直接利用防雷接地装置
	可燃气体,可燃易燃液体管道	在始、终端,分支处,直线段,每隔 200~300m 处,均应接地一处。室内管道系统接地应不少于 2 处。如有平行管道,且间距小于 10cm 时,应每隔 20m 用金属线跨接。如有金属设备或金属结构与管道平行,或相交间距小于 10cm 时,也必须用金属线跨接。凡接地引出端及跨接端均应设于易于接地干线相连,不易受外力损伤且便于检修的位置 管道如由绝缘材料构成,应在管道外壁设置金属屏蔽层,并使接地,还应在内壁衬以铜丝网并使与管外金属屏蔽体(缠绕铜丝)构成整体
接地体制作要求		取圆钢(或其他钢材)2 根,各长 2.5m,一端均作成尖锥形,另一端用 5m 长扁钢跨接焊连,成门字形。再在扁钢中部焊接引下线一根,构成门形接地体,埋入地下 0.7m(或更深) 接地体不宜涂漆,在强腐蚀地区应采用铜或镀锌 如采用螺栓或搭接线连接,接触角电阻应不大于 0.03Ω,且用铜片包裹

表 12.30 (2) 常用接地电极的材料性能

材 料		适 用 环 境				消耗率 kg/A·a	适 用 场 合
		土壤	填料	海水	天然水		
碳钢			+	+		6.8~9.1	保护接地
铸铁		+	+			4.5~6.8	
石墨		+	+	+	+	0.05~0.2	工作接地
高硅铸铁		+	+		+	0.25~1.0	
铅银合金				+		0.09	
牺牲阳极	镁合金	+				7.92	保护接地
	铝合金	+		+		6.08	
	锌合金			+	+	11.86	

表 12.30 (3) 牺牲阳极填料

牺牲阳极	填料配方(重量比)	配 法
镁合金	石膏 70,无水硫酸钠 5,膨润土 20	用工作纯原料(石膏为 20 目),加水拌匀
锌合金	石膏 25,无水硫酸 25,膨润土 50	
铝合金	消石灰 20,食盐 60,膨润土 20	

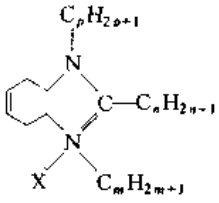
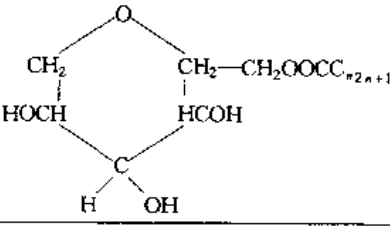
④ 在材料中加入导电(或防静电)添加剂 如加入碳黑、石墨粉、金属粉于塑料、橡胶中;在苯中加入油酸镁等金属皂;在煤油中加入 PPM 级抗静电剂。

⑤ 在材料表面使用防静电剂(表 12.31) 使材料表面带亲水性,降低表面电阻,使静电易逸散。

表 12.31 (1) 商品防静电剂

分 类		结 构 示 例	用 途
表面活性剂	阴离子型	烷基磷酸酯钠盐 $C_nH_{2n+1}OPO(ONa)_2$ $(C_nH_{2n+1}O)_2PO(ONa)$ $(C_nH_{2n+1}O)_3PO$	化纤防静电剂,润湿剂
		烷基酚聚乙二醇磺酸钠 $(C_nH_{2n+1})_2CH \cdot C_6H_4 \cdot O \cdot (CH_2CH_2O)_m \cdot CH_2CH_2OSO_3Na$	有良好的乳化、润湿、分散作用,可作分散剂、润湿剂、洗涤剂

续表

分 类		结 构 示 例	用 途
表 面 活 性 剂	季铵盐	$ \begin{array}{ccc} C_m H_{2m+1} & & C_p H_{2p+1} \\ & \diagdown & / \\ & N & \\ & / & \diagdown \\ C_n H_{2n+1} & & C_q H_{2q+1} \end{array} X $ $m = 12 \sim 18;$ $n, p, q = 1 \sim 2; X = Cl, Br, I$	防静电剂、防灰剂等。产量最大。烃基也可芳基
	脂族胺间二氮茚衍生物	$C_n H_{2n+1} NH_2; n = 12 \sim 18$  $P, m = 1 \sim 2$ $n = 12 \sim 18$	纤维等物加工时用,也可用其盐 纤维素类纤维柔软加工剂等。或用咪唑啉衍生物
	脂酸酰胺	$ \left[C_n H_{2n+1} CONHCH_2CH_2N \begin{array}{c} C_2H_5 \\ H \\ C_2H_5 \end{array} \right] Cl $ $C_n H_{2n+1} CONHCH_2CH_2OH;$ $[C_n H_{2n+1} CONHCH_2CH_2N(CH_3)_3] X$	润湿剂、洗涤剂、分散剂、乳化剂、纤维软化剂等
	两性	酸性基可为:碳酸、磷酸或磺酸型 碱性基可为:季胺、叔胺、仲胺或伯胺型	纤维软化剂、防静电剂、匀染剂等
	聚乙二醇脂肪酸酯	$C_n H_{2n+1} COO(CH_2CH_2O)_m H$ $n = 12 \sim 18, m = 5 \sim 40$	浸透剂、乳化剂、纤维素纤维的软化剂、分散剂、防静电剂
非 离 子 型	聚氧基烷基醚	$C_n H_{2n+1} O(CH_2CH_2O)_m H$ $n = 10 \sim 18, m = 5 \sim 40$	乳化剂、消电剂、分散剂、匀染剂、缓染剂
	聚氧基烷基苯醚	$ \begin{array}{ccc} C_m H_{2m+1} & & C_n H_{2n+1} \\ & \diagdown & / \\ & CH \cdot C_6H_4 \cdot O(CH_2CH_2O)_x H \end{array} $	化学纤维、合成纤维的浸透剂、皂水处理剂、洗涤剂、棉纱脱胶剂
	多元醇(缩水山梨醇、季戊四醇、丙三醇等)脂肪酸酯、或与其与环氧乙烷的缩合物		分散剂、油性乳化剂、软化剂、洗涤剂等
	聚乙二醇烷基胺	$ \begin{array}{c} (CH_2CH_2O)_w H \\ \\ C_n H_{2n+1} - N \\ \\ (CH_2CH_2O)_p H \end{array} $	浸透剂、匀染剂、软化剂等
非表面活性剂类高分子化合物		如国外商品防静电剂 ZelecDX, DP 等(美国杜邦公司)	

⑥ 提高环境空气相对湿度 在相对湿度大于 65%~70% 时,物体表面可形成吸附水膜,表面电阻降低,静电易逸散,调节湿度的方法见表 12.32、表 12.33。

此外,还有使空气离子化,使空气电阻率降低,屏蔽带电体,情性气体保护等方法。

表 12.31 (2) 防静电剂配方

名 称	组 分	配 比	名 称	组 分	配 比
多元醇	二甘醇	46 份	烷基磷酸酯	高级醇的磷酸酯 (磷酸癸酯)	5~15 份
	乙二醇甲醚醋酸酯	34 份		羟基烷基胺 (三乙醇胺)	1~4 份
	聚乙二醇(分子量 4000)	20 份		烷基苯酚 (2,4-二叔戊基酚)	1~4 份
	水	20 份		矿物油	50~70 份
三乙醇胺皂	三乙醇胺癸二酸盐	1 份	多元醇的脂肪酸酯	乙二醇的脂肪酸酯 (二乙二醇的月桂酸酯)	
	三乙醇胺癸酸盐	1 份		聚乙二醇(分子量 400)的月桂酸酯	
	水	100 份		淀粉胶安定剂	
季铵盐	季铵盐	7.5%			
	润滑油	80%			
	油醇	5%			
	甲基环己醇	7.5%			

表 12.32 几种湿度控制剂

方 法	优 点	缺 点
饱和盐溶液控制法	试样在吸湿和解吸时,对湿度影响不大 容器温度变化时,相对湿度变化不大	容器壁上会粘附盐的晶体(器壁涂蜡,可减少粘附) 要控制相对湿度为 10%~40% 时,可用的物质不多
硫酸控制法	适用的湿度范围宽(从 5% 以下直至 95% 以上), 可控制至任意所需值 配制容易,可用比重计测定浓度,且有足够的精度 容器温度变化时,相对湿度变化不大	操作时应防酸液腐蚀 试样在吸湿和解吸时,蒸气压会有变化
甘油控制法	容器温度变化时,相对湿度变化不大 不产生有害气体 容易得到较高纯度的甘油	蒸气压的文献值不大充分 试样在吸湿或解吸时,蒸气压会有变化

表 12.33 不同温度下各种饱和盐溶液的相对湿度(0~50℃)

温度,℃	氯化钾	氯化镁	重铬酸钠	硝酸镁	氯化钠	硫酸铵	硝酸钾	硫酸钾
0	14.7	35.0	60.6	60.6	74.9	83.7	97.6	99.1
5	14.0	34.6	59.3	59.2	75.1	82.6	96.6	98.4
10	13.3	34.2	57.9	57.8	75.2	81.7	95.5	97.9
15	12.8	33.9	56.6	56.3	75.3	81.1	94.4	97.5
20	12.4	33.6	55.2	54.9	75.5	80.6	93.2	97.2
25	12.0	33.2	53.8	53.4	75.8	80.3	92.0	96.9
30	11.8	32.8	52.5	52.0	75.6	80.0	90.7	96.6
35	11.7	32.5	51.2	50.6	75.5	79.8	89.3	96.4
40	11.6	32.1	49.8	49.2	75.4	79.6	87.9	96.2
45	11.5	31.8	48.5	47.7	75.1	79.3	86.5	96.0
50	11.4	31.4	47.1	46.3	74.7	79.1	85.0	95.8

12.8.6 防静电措施

对不同物质防静电措施和人体带电预防见表 12.34 及表 12.35。

表 12.34 对不同状态物质的防静电措施

物质状态	操作,项目	防 静 电 措 施
易燃液体、可燃液体	管道运送	应根据管径、液体电阻率、含杂质情况等因素限制流速,对电阻率大于 $10^7 \Omega \cdot \text{cm}$ 者 ($10^{10} \sim 10^{16} \Omega \cdot \text{cm}$ 者更易形成静电) 宜先作测试或模拟试验 金属管道必须按规定接地,不得绝缘架空,绝缘材料管道宜在内壁加衬铜丝网,外壁缠铜丝,并联合接地,管道出口处尤应注意接地良好 管壁应光滑不粗糙,无尖长突出物,对高危险性易燃易爆物,必要时应充以情性气体

续表

物质状态	操作, 项目	防 静 电 措 施
易燃、可燃液体	进料	液体应经底部罐壁进入贮罐, 不应自罐顶喷下。进料管口与罐壁应有良好的电气连接, 并接地
	车运	易燃、可燃液体的运输槽车应设隔仓板, 灌装量在 85% 以上, 以减少激荡, 并用编织软铜线及铁链接地。严禁高速运送
	取样测量	不得采用金属工具 (金属取样器, 标尺等) 操作 (否则应接地), 可用绝缘料工具。灌料后半小时内通常不宜取样或测量
	过滤倾倒	滤器、容器应接地, 金属滤器不得对地绝缘 液体应沿容器壁流下, 不得冲溅 过滤倾倒速度应慢 (不宜超过 1m/s)
	搅拌	选用电子逸出功相近的材料或导电材料制作搅拌器具, 并使接地, 速度应慢, 全面搅动, 避免局部高速搅拌
	灭火	忌用高压水龙头冲击地面, 否则水滴可带静电引燃易燃液体
气 体	喷气	喷气压力应控制, 以防流速过高引起静电致燃
	管道运送	严防泄漏, 管道应符合静电接地要求, 喷气管口尤应注意接地良好
	高压容器	严防泄漏, 管道应符合静电接地要求, 喷气管口尤应注意接地良好 (注意: 气体纯度低, 混入悬浮液滴或固体颗粒时, 危险度增高)
	放空	不得高速放空气体
	冲洗	不用高压蒸气冲洗易燃液体贮槽, 以防高速冲击使液滴带电引起爆炸
粉 尘	管道输送	限制输送速度, 粉尘愈细, 限制愈严, 且应通过试验测定 管壁应光滑, 不粗糙, 弯头曲率半径应大、应符合接地要求
	捕集	不用化纤织物制作捕集器, 可用棉布
	磨粉	注意选材与接地
	送风	注意选材与接地
	过滤	尽量降低筛网振动频率, 以防摩擦起电堵塞网孔, 条件许可时, 可用蒸气提高空气湿度
固 体	运送	有易燃易爆气体、粉尘的场所, 宜用导电胶带传送, 传动轴不得采用高电阻率绝缘体, 避免皮带打滑, 尽量采用高传动效率的三角胶带, 联轴器或直接轴传动
	投料	易燃、易爆物不得直接由塑料袋向反应釜投料, 必须用木桶等容器投料
	薄膜摩擦	塑料 (如涤纶) 薄膜在摩擦时易产生静电, 不易燃易爆物操作场所应使空气保持一定湿度, 或采用防静电剂
	擦拭	严禁用汽油等易燃液体擦拭地面 爆炸危险场所禁用塑料、化纤织物为抹布擦拭

表 12.35 人体带电的预防

项 目	预 防 措 施
衣着	在易燃易爆危险场所, 不得穿用化纤类织物, 空气相对湿度低时 (40% ~ 50% 或以下), 棉织物也有潜在危险性, 故应穿导电纤维制成的防静电工作服。进入工作场所前, 应先抚摸接地金属棒或板, 泄除身上静电
鞋	在易燃易爆危险场所, 不得穿用胶鞋, 绝缘底鞋, 带铁掌的皮鞋, 应穿防静电鞋。进入工作场所前, 应先踩接地金属板, 泄除所带静电。防静电鞋的电阻应在 150kΩ 以上
工具	在上述场所, 应根据情况, 选用绝缘性工具或将金属工具接地
地面	在上述场所, 不得使用塑料地板、尼龙地毯、橡胶地毯或其他绝缘地面, 否则应在其内夹织金属丝, 并使与静电接地体或水管等保持良好的连接
操作椅	在上述场所, 操作椅不宜使用人造革或其他高电阻材料
屏蔽	高压带电体应设屏蔽, 以防人体感应静电

12.9 防雷

12.9.1 易受雷击的地区、时间与条件 (见表 12.36)

表 12.36 易受雷击的地区(或部位)、时间与条件

影 响 因 素		容 易 落 雷 的 地 点 或 时 间
地 域		山区多于平原,平原多于沙漠区,陆地多于湖海
时 间		七八月多于其他月份,14 时~22 时多于其他时辰
地质因素	土壤电阻率	大片土壤电阻率较大时,局部电阻率较小处易受雷击 岩石与泥土地、山坡与水田之间的交接处,其他土壤电阻率差异大的地方 岩石山的山脚,土壤电阻率较大的山的山脚 土山的山顶,土壤电阻率较小的山的山顶 盐矿、金属矿区
	地下水	地下水位高 矿泉、地下水出口处
地形	山区	山的东、南坡 山中较大面积的平地,易受曝晒形成对流的地方
	海滨	临海的山坡
	雷暴走廊	顺风的河谷,山谷的风口
	其他	其他有利于雷云构成或相遇的地方
建 筑 群		空旷处的孤立建筑物 建筑群中的高突建筑物、烟囱、水塔、电视发射台、接收天线、尖屋顶建筑群中的特别潮湿的建筑物,如冷库 建筑群中的易导电结构,如金属屋顶、排出导电性尘埃的建筑物或废气管道、内部有大型金属设备的实验室建筑、地下埋设多量金属管道的建筑物。其他利于雷云放电的建筑物
屋顶坡度	1/10 以下	檐角、女儿墙、屋檐
	1/10 至 1/2	屋角、屋脊、檐角、屋檐。屋脊不到 30m 长时,山墙易受雷击
	1/2 以上	屋角、屋脊、檐角

12.9.2 防雷规定

12.9.2.1 建筑物防雷分类

(1) 第一类防雷建筑物

下列情况之一者应为第一类防雷建筑物。

① 建筑物中,凡制造、使用或贮存炸药、火药、军火品等大量爆炸物质的建筑物,因电火花而引起爆炸,会造成巨大破坏和人身伤亡者。

② 具有 0 区或 10 区爆炸危险环境的建筑物。

③ 具有 1 区爆炸危险环境的建筑物,因电火花而引起爆炸,会造成巨大破坏和人身伤亡者。

(2) 第二类防雷建筑物

下列情况之一者应为第二类防雷建筑物。

① 国家级重点文物保护的建筑物。

② 国家级的会堂、办公建筑物、大型展览和博览建筑物、大型火车站、国宾馆、国家级档案馆、大城市的重要给水水泵房等特别重要用途的建筑物。

③ 国家级计算中心、国际通讯枢纽等对国民经济有重要意义且装有大量电子设备的建筑物。

④ 制造、使用或贮存爆炸物质的建筑物,电火花不易引起爆炸或不致造成巨大破坏和人身伤亡者。

⑤ 具有 1 区爆炸危险环境的建筑物,电火花不易引起爆炸或不致造成巨大破坏和人身伤亡者。

⑥ 具有 2 区或 11 区爆炸危险环境的建筑物。

⑦ 工业企业内有爆炸危险的露天钢封闭气罐。

⑧ 部、省级办公建筑物,集会、展览、博览、体育、商业、影剧院、医院、学校等建筑物,且年预计

雷击次数 >0.06 的重要或人员密集的公共建筑物。

⑨ 住宅、办公楼等一般性民用建筑物，且年预计雷击次数 >0.3 者。

(3) 第三类防雷建筑物

下列情况之一者应为第三类防雷建筑物。

① 省级重点文物保护的建筑物及省级档案馆。

② 部、省级办公建筑物，集会、展览、博览、体育、商业、影剧院、医院、学校等建筑物，且年预计雷击次数 ≥ 0.012 ，且 ≤ 0.06 的重要或人员密集的公共建筑物。

③ 住宅、办公楼等一般性民用建筑物，且年预计雷击次数 $\geq 0.06 \leq 0.3$ 者。

④ 年预计雷击次数 ≥ 0.06 的一般性工业建筑物。

⑤ 根据雷击后对工业生产的影响及产生的后果，并结合当地气象、地形、地质及周围环境等因素，确定需要防雷的21区、22区、23区火灾危险环境。

⑥ 在年平均雷暴日超过15的地区，高度在15m及以上的烟囱、水塔等孤立的高耸建筑物；在年平均雷暴日不超过15的地区、其高度在20m及以上的建筑物。

12.9.2.2 建筑物的防雷措施

建筑物的防雷措施见表12.37~表12.39。某些具体的规定，可详见建筑物防雷设计规范。

表 12.37 第一类防雷建筑物的防雷措施

项 目	防 雷 措 施
防直击雷	<p>装设独立避雷针或架空避雷线(网)，网格尺寸不大于$5m \times 5m$或$6m \times 4m$，使被保护的建筑物及风帽、放散管等突出屋面的物体均处于接闪器的保护范围内</p> <p>对排放有爆炸危险气体、蒸气或粉尘的放散管、呼吸阀、排风管等管道，其管口外的以下空间应处于接闪器的保护范围内；无管帽时，为管口上方半径5m的半球体。接闪器与雷闪的接触点应设在上述空间之外</p> <p>对于所规定的管道，当其排放物达不到爆炸浓度、长期点火燃烧、一排放就点火燃烧时，以及仅当发生事故时排放物才达到爆炸极限的通风管道、安全阀、接闪器的保护范围可仅保护到管帽；无管帽时可仅保护到管口</p> <p>独立避雷针、架空避雷线或架空避雷网应有独立的接地装置，每一引下线的冲击接地电阻不宜大于10Ω</p>
防雷电感应	<p>建筑物内的设备、管道、构架、电缆金属外皮、钢尾架、钢窗等较大金属物和突出屋面的放散管、风管等金属物，均应接到防雷电感应的接地装置上</p> <p>金属屋面周边每隔18~24m应采用引下线接地一次</p> <p>现场浇制的或由预制构件组成的钢筋混凝土屋面，其钢筋宜绑扎或焊接成闭合回路，并应每隔18~24m采用引下线接地一次</p> <p>平行敷设的管道、构架和电缆金属外皮等长金属物，其净距小于100mm时，应每隔不大于30m用金属线跨接；交叉净距小于100mm时，其交叉处亦应跨接</p> <p>当长金属物的弯头、阀门、法兰盘等连接处的过渡电阻大于0.03Ω时，连接处应用金属线跨接对有不少于5根螺栓连接的法兰盘，在非腐蚀环境下，可不跨接</p> <p>防雷电感应的接地装置，其二频接地电阻不应大于10Ω，并应和电气设备接地装置共用</p> <p>屋内接地干线与防雷电感应接地装置的连接，不应少于2处</p>
防止雷电波侵入	<p>低压线路宜全线采用电缆直接埋地敷设，在入户端应将电缆的金属外皮、钢管接到防雷电感应的接地装置上</p> <p>架空金属管道，在进出建筑物处，应与防雷电感应的接地装置相连</p>

表 12.38 第二类防雷建筑物的防雷措施

项 目	防 雷 措 施
防直击雷	<p>宜采用装在建筑物上的避雷网(带)或避雷针或由混合组成的接闪器，网格应不大于$10m \times 10m$或$12m \times 8m$</p> <p>对排放有爆炸危险气体、蒸气或粉尘的放散管、呼吸阀、排风管等管道应按第一类防雷建筑物对应项的措施进行；但当其装有阻火器时，可按下面的要求进行</p> <p>对排放无爆炸危险的气体、蒸气或粉尘的放散管、烟囱及1区、11区和2区爆炸危险环境的自然通风管等，其防雷保护应符合下列要求：</p> <p>金属物体可不装接闪器，但应和屋面防雷装置相连；</p> <p>在屋面接闪器保护范围之外的非金属物应装接闪器，并和屋面防雷装置相连；</p> <p>引下线不应少于2根，并应沿建筑物四周均匀或对称布置，其间距不应大于18m；</p> <p>每根引下线的冲击接地电阻不应大于10Ω，防直击雷接地宜和防雷电感应、电气设备接地共用同一接地装置，并宜与埋地金属管道相连</p>
防雷电感应	<p>建筑物内的设备、管道、构架等主要金属物，应就近接至防直击雷接地装置或电气设备的保护接地装置上，可不另设接地装置</p> <p>平行敷设的管道、构架和电缆金属外皮等长金属物，其净距小于100mm时，应每隔不大于30m用金属线跨接；交叉净距小于100mm时，其交叉处亦应跨接。但长金属物连接处可不跨接</p> <p>屋内防雷电感应的接地干线与接地装置的连接不应少于2处</p>
防雷电波侵入	<p>当低压线路全长采用埋地电缆或敷设在架空金属线槽内的电缆引入时，在入户端应将电缆金属外皮、金属线槽接地，上述金属物尚应与防雷接地装置相连</p> <p>架空和直接埋地的金属管道在进出建筑物处应就近与防雷接地装置相连</p>

表 12.39 第三类防雷建筑物的防雷措施

项 目	防 雷 措 施
防直击雷	宜采用装在建筑物上的避雷网(带)或避雷针,或由两种混合组成的接闪器,避雷网格不大于 $20\text{m} \times 20\text{m}$ 或 $24\text{m} \times 16\text{m}$ 每根引下线的冲击接地电阻不宜大于 30Ω ,但对部、省级办公建筑物及重要公共建筑物不宜大于 10Ω 引下线不应少于 2 根,但周长不超过 25m 、且高度不超过 40m 的建筑物,可只设 1 根引下线,引下线应沿建筑物四周均匀或对称布置,其间距不应大于 25m
防雷电波侵入	对电缆进出线,应在进出端将电缆金属外皮、钢管等与电气设备接地相连 进出建筑物的架空金属管道,在进出处应就近接到防雷或电气设备的接地装置上

12.10 防毒

化学品大多有毒性,其容许浓度对人健康的影响见表 12.67 所示。

防毒措施有:戴防毒面具;加强车间通风;做好个人卫生;定期检查身体;监测环境毒物的分布;采用更密闭的安全措施等。

12.11 防火

12.11.1 火灾类别和建筑灭火器配制场所的危险等级

(1) 火灾类别

- ① A 类火灾 指含碳固体可燃物,如木材、棉、毛、麻、纸浆等的燃烧火灾。
- ② B 类火灾 指汽油、煤油、柴油、甲醇、乙醇、乙醚、丙酮等液体引起的火灾。
- ③ C 类火灾 指可燃气体如煤气、天然气、乙炔、丙烷、氢气等燃烧的火灾。
- ④ D 类火灾 指金属 K、Na、Ti、Mg、Zr、Li、Al-Mg 合金燃烧引起的火灾。

(2) 工业建筑灭火器配置场所危险等级划分(见表 12.40)

表 12.40 工业建筑灭火器配置场所的危险等级举例

危险等级	举 例	
	厂房和露天、半露天生产装置区	库房和露天、半露天堆场
严重危险级	闪点 $<60^{\circ}\text{C}$ 的油品和有机溶剂的提炼、回收、洗涤部位及其泵房、罐桶间 橡胶制品的涂胶和胶浆部位 二硫化碳的粗馏、精馏工段及其应用部位 甲醇、乙醇、丙酮、丁酮、异丙醇、醋酸乙酯、苯等的合成或精制厂房 植物油加工厂的浸出厂房 洗涤剂厂房石蜡裂解部位、冰醋酸裂解厂房 环氧氯丙烷、苯乙烯厂房或装置区 液化石油气灌瓶间 天然气、石油伴生气、水煤气或焦炉煤气的净化(如脱硫)厂房压缩机室和鼓风机室 乙炔站、氢气站、煤气站、氧气站 硝化棉、赛璐珞厂房及其应用部位 黄磷、赤磷制备厂房及其应用部位 樟脑或松香提炼厂房,焦化厂精萘厂房 煤粉厂房和面粉厂房的碾磨部位 谷物筒仓工作塔、亚麻厂的除尘器和过滤器室 氯酸钾厂房及其应用部位 发烟硫酸或发烟硝酸浓缩部位 高锰酸钾、重铬酸钠厂房 过氧化钠、过氧化钾、次氯酸钙厂房 各工厂的总控制室、分控制室 可燃材料工棚	化学危险物品库房 装卸原油或化学危险物品的车站、码头 甲、乙类液体贮罐、桶装堆场 液化石油气贮罐区、桶装堆场 散装棉花堆场 稻草、芦苇、麦秸等堆场 赛璐珞及其制品、漆布、油布、油纸及其制品、油绸及其制品库房 60°C 以上的白酒库房

续表

危险等级	举 例	
	厂房和露天、半露天生产装置区	库房和露天、半露天堆场
中 危 险 级	闪点 $\geq 60^{\circ}\text{C}$ 的油品和有机溶剂的提炼,回收工段及其抽送泵房 柴油、机器油或变压器油灌桶间 润滑油再生部位或沥青加工厂房 植物油加工精炼部位 油浸变压器室和高、低压配电室 工业用燃油、燃气锅炉房 各种电缆廊道 油淬火处理车间 橡胶制品压延、成型和硫化厂房 木工厂房和竹、藤加工厂房 针织品厂房和纺织、印染、化纤生产的干燥部位 服装加工厂房和印染厂成品厂房 麻纺厂粗加工厂房和毛涤厂选毛厂房 谷物加工厂房	闪点 $\geq 60^{\circ}\text{C}$ 的油品和其他丙类液体贮罐、桶装库房或堆场 化学、人造纤维及其织物和棉、毛、丝、麻及其织物的库房 纸张、竹、木及其制品的库房或堆场 火柴、香烟、糖、茶叶库房 中药材库房 橡胶、塑料及其制品的库房 粮食、食品库房及粮食堆场 电视机、收录机等电子产品及其他家用电气产品的库房 汽车、大型拖拉机停车库 $< 60^{\circ}\text{C}$ 的白酒库房 低温冷库

(3) 民用建筑灭火器配置场所危险等级

① 严重危险级 功能复杂、用电用火多、设备贵重、火灾危险性大、可燃物多、起火后蔓延迅速或容易造成重大火灾损失的场所;

② 中危险级 用电用火较多、火灾危险性较大、可燃物较多、起火后蔓延较迅速的场所;

③ 轻危险级 用电用火较少、火灾危险性较小、可燃物较少、起火后蔓延较缓慢的场所。

(4) 灭火器的类型和灭火级别

① 灭火器的类型 按充装的灭火剂分:水型灭火器(包括酸碱灭火器);泡沫型灭火器;干粉型灭火器;二氧化碳灭火器;卤代烷型灭火器(1211和1301灭火器)。

按移动方式分:手提式;推车式。

② 灭火器的灭火级别 由数字和字母组成,数字表示灭火级别大小,字母(A或B)表示灭火级别的单位及适用扑救火灾的种类。

(5) 灭火器类型选择

灭火器类型选择应符合表 12.41、表 12.42 中规定。

表 12.41 扑救各类火灾选用灭火器类型的规定

火灾类别	火 火 器 类 型					
	水 型	干 粉		泡 沫	二 氧 化 碳	卤 代 烷
		干 粉	磷酸铵盐干粉			
A	○		○	○		○
B		○	○	○	○	○
C			○		○	○
D	扑救火灾的灭火器材由设计部门和当地公安消防监督部门协商解决					
带电火灾			○		○	○

* 扑救极性溶剂 B 类火灾不得选用化学泡沫灭火器。

注:○——适用。

表 12.42 不相容的灭火剂

类 型	不 相 容 的 灭 火 剂	
干粉与干粉	磷酸铵盐	碳酸氢钠、碳酸氢钾
干粉与泡沫	碳酸氢钾、碳酸氢钠	蛋白泡沫
	碳酸氢钾、碳酸氢钠	化学泡沫

① 在同一灭火器配置场所,当选用同一类型灭火器时,宜选用操作方法相同的灭火器。

② 在同一灭火器配置场所,当选用两种或两种以上类型灭火器时,应采用灭火剂相容的灭火器。不相容的灭火剂见表 12.42。

(6) 各类火灾场所灭火器的配置基准

① A 类火灾配置场所按表 12.43 规定配置。

② B 类火灾配置场所按表 12.44 规定配置。

表 12.43 A 类火灾配置场所灭火器的配置基准

危险等级	严重危险级	中危险级	轻危险级
每具灭火器最小配置灭火级别	5A	5A	3A
最大保护面积, m^2/A	10	15	20

表 12.44 B 类火灾配置场所灭火器的配置基准

危险等级	严重危险级	中危险级	轻危险级
每具灭火器最小配置灭火级别	8B	4B	1B
最大保护面积, m^2/B	5	7.5	10

③ C 类火灾配置场所灭火器的配置基准按 B 类火灾配置场所的规定执行。

④ 地下建筑灭火器配置数量按其相应的地面建筑的规定增加 30%。

⑤ 设有消火栓、灭火系统的灭火器配置场所,可按下列规定减少灭火器配置数量:设有消火栓的,可相应减少 30%;设有灭火系统的,可相应减少 50%;设有消火栓和灭火系统的,可相应减少 70%。

⑥ 可燃物露天堆垛,甲、乙、丙类液体贮罐,可燃气体贮罐的灭火器配置场所,其灭火器配置数量可相应减少 70%。

12.11.2 灭火器的设置与主要技术性能

(1) 灭火器的设置要求

灭火器应设置在明显和便于取用的地点,且不得影响安全疏散;灭火器应设置稳固,其铭牌必须朝外;手提式灭火器宜设置在挂钩、托架上或灭火器箱内,其顶部离地面高度应小于 1.50m,底部离地面高度不宜小于 0.15m。

灭火器不应设置在潮湿或强腐蚀性的地点,如必须设置时,应有相应的保护措施;设置在室外的灭火器,应有保护措施。

灭火器不得设置在超出其使用温度范围的地点见表 12.45。

(2) 灭火器的保护距离

指灭火器配置场所内任一着火点到最近灭火器设置点的行走距离。

① 设置在 A 类火灾配置场所的灭火器,其最大保护距离应符合表 12.46 规定。

② 设置在 B 类火灾配置场所的灭火器,其最大保护距离应符合表 12.47 规定。

表 12.45 灭火器的使用温度范围 $^{\circ}C$

灭火器类型	使用温度范围
清水灭火器	+4~+55
酸碱灭火器	+4~+55
化学泡沫灭火器	+4~+55
干粉灭火器	贮气瓶式 -10~+55
	贮压式 -20~+55
卤代烷灭火器	-20~+55
二氧化碳灭火器	-10~+55

表 12.46 A 类火灾配置场所灭火器

危险等级	最大保护距离 m	
	灭火器类型	
	手提式灭火器	推车式灭火器
严重危险级	15	30
中危险级	20	40
轻危险级	25	50

表 12.47 B 类火灾配置场所灭火器

危险等级	最大保护距离 m	
	灭火器类型	
	手提式灭火器	推车式灭火器
严重危险级	9	18
中危险级	12	24
轻危险级	15	30

③ 设置在C类火灾配置场所的灭火器,其最大保护距离按B类火灾配置场所的规定执行。

④ 设置在可燃物露天堆垛,甲、乙、丙类液体贮罐,可燃气体贮罐的灭火器配置场所的灭火器,其最大保护距离应按国家现行有关标准规范的规定执行。

(3) 灭火器主要技术性能(见表12.48)

表 12.48 灭火器主要技术性能

类别	型式	型 号	灭火剂装填量	主要性能参数			灭 火 能 力	备 注
				有效喷射时间 s	有效喷射距离 m	使用温度 ℃		
水 型	手提式酸碱灭火器	MS7	硫酸(60%~65%) 100ml 碳酸氢钠(85%~92%) 430g 水 6.7L	≥40	≥6		5A	
		MS9	硫酸(60%~65%) 110mL 碳酸氢钠(85%~92%) 460g 水 8.7L	≥50	≥6		8A	
泡 沫	手提式化学泡沫灭火器	MP6 MPZ6	酸性剂:硫酸铝 600g 清水 1000ml 碱性剂:碳酸氢钠 430g 清水 4500ml	≥40	≥6			
		MP9 MPZ9	酸性剂:硫酸铝 900g 清水 1000ml 碱性剂:碳酸氢钠 650g 清水 7500ml	≥60	≥8			
		MPT 40	酸性剂:硫酸铝 4000g 清水 7000ml 碱性剂:碳酸氢钠 3000g 清水 3100ml	≥120	≥9	4~55	13A 18B	
	推车式化学泡沫灭火器	MPT 65	酸性剂:硫酸铝 6500g 清水 11000ml 碱性剂:碳酸氢钠 4500g 清水 49000ml	≥150	≥9	4~55	21A 24B	
		MPT 90	酸性剂:硫酸铝 9000g 清水 16000ml 碱性剂:碳酸氢钠 6500g 清水 68000ml	≥180	≥9	4~55	27A 35B	
	手提式空气泡沫灭火器	MPQ3 MPE3 MPF3 MPK3	6%型空气泡沫原液量 0.2~0.3L 清水 3L	≥30	≥4.0	4~55	MPQ3 3A 7B MPE3 3A 2B MPF3 3A 4B MPK3 3A 2B 酒精火 2B	MPQ 型 为轻水(水 成膜)泡沫 灭火器 MPE 型 为蛋白泡 沫灭火器 MPF 型 为氟蛋白 泡沫灭火 器 MPK 型 为抗溶泡 沫灭火器
		MPQ6 MPE6 MPF6 MPK6	6%型空气泡沫原液量 0.4~0.6L 清水 6L	≥30	≥6.0	4~55	MPQ6 5A 14B MPE6 5A 4B MPF6 5A 6B MPK6 5A 4B 酒精火 4B	
		MPQ9 MPE9 MPF9 MPK9	6%型空气泡沫原液量 0.6~0.9L 清水 9L	≥40	≥9.0	4~55	MPQ9 8A 22B MPE9 8A 6B MPF9 8A 8B MPK9 8A 6B 酒精火 6B	

续表

类别	型式	型 号	灭火剂装填量	主要性能参数			灭 火 能 力	备 注
				有效喷射时间 s	有效喷射距离 m	使用温度 ℃		
手提式干粉灭火器	手提式干粉灭火器	MF1	1kg	≥6	≥2.5	-10~+55	2B	干粉灭火器的分类: 1. 按充入干粉灭火剂种类分: ① 碳酸氢盐干粉(即BC干粉)灭火器,型号为MF ② 磷酸铵盐干粉(即ABC干粉)灭火器,型号为MFL 2. 按加压方式分: ① 贮气瓶式干粉灭火器,型号为MF ② 贮压式干粉灭火器,型号为MFZ 3. 按移动方式分: ① 手提式干粉灭火器,型号为MF ② 推车式干粉灭火器,型号为MFT
		MFZ1				-20~+55		
		MFL1				-10~+55		
		MF2	2kg	≥8	≥2.5	-10~+55	5B	
		MFZ2				-20~+55		
		MFL2				-10~+55		
		MF3	3kg	≥8	≥2.5	-10~+55	7B	
		MFZ3				-20~+55		
		MFL3				-10~+55		
		MF4	4kg	≥9	≥4.0	-10~+55	10B	
		MFZ4				-20~+55		
		MFL4				-10~+55		
		MF5	5kg	≥9	≥4.0	-10~+55	12B	
		MFZ5				-20~+55		
		MFL5				-10~+55		
		MF6	6kg	≥9	≥4.0	-10~+55	14B	
		MFZ6				-20~+55		
		MFL6				-10~+55		
		MF8	8kg	≥12	≥5.0	-10~+55	18B	
		MFZ8				-20~+55		
		MFL8				-10~+55		
		MF10	10kg	≥15	≥5.0	-10~+55	20B	
		MFZ10				-20~+55		
		MFL10				-10~+55		
	推车式干粉灭火器	MFT20	20kg	≥15	≥8	-10~+55	30B	
		MFTZ20				-20~+55	21A	
		MFT25	25kg	≥15	≥8	-10~+55	35B	
		MFTZ25				-20~+55	21A	
		MFT35	35kg	≥20	≥8	-10~+55	45B	
		MFTZ35				-20~+55	27A	
		MFT50	50kg	≥25	≥9	-10~+55	65B	
		MFTZ50				-20~+55	35A	
		MFT70	70kg	≥30	≥9	-10~+55	90B	
		MFTZ70				-20~+55	43A	
		MFT100	100kg	≥35	≥10	-10~+55	120B	
		MFTZ100				-20~+55	55A	
二氧化碳	手提式灭火器	MT2	2kg	≥8	≥1.5	-10~+55	1B	
		MT3	3kg	≥8	≥1.5	-10~+55	2B	
		MT5	5kg	≥9	≥2.0	-10~+55	3B	
	推车式灭火器	MTT7	7kg	≥12	≥2.0	-10~+55	4B	
		MTT20	20kg	≥15	≥4.0	-10~+55	8B	
		MTT25	25kg	≥15	≥5.0	-10~+55	10B	
卤代烷	手提式1211灭火器	MY0.5	121L 0.5kg	≥6	≥1.5	-20~+55	1B	
		MY1	121L 1kg	≥6	≥2.5	-20~+55	2B	
		MY2	121L 2kg	≥8	≥3.5	-20~+55	4B	
		MY3	121L 3kg	≥8	≥4.0	-20~+55	6B	

透裂缝,或在背火面处温度升高至 220℃ 时为止的这段时间(用小时表示)。各种构件的 L 值列于表 12.50。表中打 * 者为非燃烧体,余为难燃烧体。

各种建材机械强度的临界温列于表 12.51。只有当温度低于此值时,建筑构件方可保持设计强度并保证防火安全。

不同耐火等级建筑物对建筑构件燃烧性能与耐火极限的要求见表 12.52。

表 12.50 常用建筑构件的耐火极限

建 筑 构 件		结构厚度或截面 最小尺寸, cm	L, h
* 普通粘土砖、硅酸盐砖、混凝土、毛石混凝土、钢筋混凝土的实心墙		6	0.80
		12	2.50
		18	3.50
		24	5.00
		37	10.00
* 天然石料、轻质混凝土砌块、硅酸盐砌块的墙		12	1.50
		24	3.50
		37	5.50
* 粘土空心砖墙 (扣去空心部分, 取其全截面之和为厚度)		3	0.50
		6	1.50
		9	2.50
* 加气混凝土构件 (未抹灰粉刷)	非承重砌块墙	5	1.65
	承重砌块墙	10	2.00
	非承重隔墙板	7.5	3.00
	非承重水平墙板	15	6.00
	承重墙板	15	7.00
* 钢骨架外面钉瓦楞石棉水泥板或瓦楞钢板的空心墙		—	0.25
木骨架墙两面钉: 钢丝网抹灰		—	0.70
石棉水泥板		—	0.50
石膏板		1	0.40
水泥刨花板		—	0.25
板条抹灰		—	0.70
* 砖柱、钢筋混凝土柱 (方形、矩形)		20×20	2.00
		20×30	2.50
		20×40	2.75
		20×50	3.00
		30×30	3.00
		30×50	3.50
		37×37	5.00
* 钢筋混凝土圆柱		φ30	3.00
		φ45	4.00
* 钢柱, 无保护层		—	0.25
* 钢柱, 用金属丝网抹灰粉刷或混凝土板作保护层, 厚 2.5cm		—	0.70
钢柱, 用金属丝网抹灰粉刷或混凝土板作保护层, 厚 5cm		—	2.00
* 钢柱, 用普通粘土砖作保护层, 厚 6cm		—	2.00
钢柱, 用普通粘土砖作保护层, 厚 12cm		—	5.00
* 钢柱, 用陶粒混凝土板作保护层, 厚 4cm		—	1.10
钢柱, 用陶粒混凝土板作保护层, 厚 5cm		—	1.50
钢柱, 用陶粒混凝土板作保护层, 厚 7cm		—	2.00
钢柱, 用陶粒混凝土板作保护层, 厚 8cm		—	2.50
钢柱, 用陶粒混凝土板作保护层, 厚 10cm		—	3.00
* 钢柱, 用粘土空心砖作保护层, 厚 3cm		—	1.20
钢柱, 用粘土空心砖作保护层, 厚 6cm		—	2.80

续表

建 筑 构 件		结构厚度或截面 最小尺寸, cm	L, h
木柱,另有 2cm 厚抹灰粉刷,木柱截面		20×20	1.00
木柱,另有 2.5cm 厚钢丝抹灰粉刷,木柱截面		30×30	1.50
* 按弹性阶段计算的梁、板为整体式的钢筋混凝土连续梁 (不考虑混凝土保护层的变化)		15	1.70
		18	2.50
		20	3.00
* 按塑性变形(修正弯矩)计算的钢筋混凝土连续梁和预制整体式梁、板,保护层厚 2cm		—	1.00
按塑性变形(修正弯矩)计算的钢筋混凝土连续梁和预制整体式梁、板,保护层厚 3cm		—	1.50
按塑性变形(修正弯矩)计算的钢筋混凝土连续梁和预制整体式梁、板,保护层厚 4cm		—	2.00
按塑性变形(修正弯矩)计算的钢筋混凝土连续梁和预制整体式梁、板,保护层厚 5cm		—	2.50
按塑性变形(修正弯矩)计算的钢筋混凝土连续梁和预制整体式梁、板,保护层厚 6cm		—	3.00
* 简支的钢筋混凝土梁和 大型板	非预应力钢筋,保护层厚 1cm	—	0.70
	非预应力钢筋,保护层厚 2cm	—	1.30
	非预应力钢筋,保护层厚 3cm	—	1.70
	非预应力钢筋,保护层厚 4cm	—	2.10
	非预应力钢筋,保护层厚 5cm	—	2.50
	预应力钢筋,或高强度钢丝,保护层厚 1cm	—	0.50
	预应力钢筋,或高强度钢丝,保护层厚 2cm	—	1.00
	预应力钢筋,或高强度钢丝,保护层厚 3cm	—	1.20
	预应力钢筋,或高强度钢丝,保护层厚 4cm	—	1.60
	预应力钢筋,或高强度钢丝,保护层厚 5cm	—	2.20
	—	—	—
* 四边简支的钢筋混凝土板,保护层厚 1cm		—	1.70
四边简支的钢筋混凝土板,保护层厚 2cm		—	2.50
四边简支的钢筋混凝土板,保护层厚 3cm		—	3.50
* 现浇的整体式梁板,保护层厚 1cm		<8	0.80
现浇的整体式梁板,保护层厚 2cm			1.50
现浇的整体式梁板,保护层厚 1cm		9	1.00
现浇的整体式梁板,保护层厚 2cm			1.50
现浇的整体式梁板,保护层厚 3cm			2.20
现浇的整体式梁板,保护层厚 1cm		10	1.50
现浇的整体式梁板,保护层厚 2cm			1.80
现浇的整体式梁板,保护层厚 3cm			2.20
现浇的整体式梁板,保护层厚 1cm		11	2.00
现浇的整体式梁板,保护层厚 2cm			2.30
现浇的整体式梁板,保护层厚 3cm			2.70
现浇的整体式梁板,保护层厚 1cm		12	2.50
现浇的整体式梁板,保护层厚 2cm			3.00
* 加气混凝土屋面板,无内粉刷		12.5	2.00
* 钢梁,上铺非燃烧体楼板或屋面板,无保护层		—	0.25
钢梁,上铺非燃烧体楼板或屋面板,保护层厚 1cm		—	0.75
钢梁,上铺非燃烧体楼板或屋面板,保护层厚 2cm		—	2.00
钢梁,上铺非燃烧体楼板或屋面板,保护层厚 3cm		—	3.00
* 钢檩条,上盖瓦楞石棉水泥板或瓦楞钢板的屋面,无保护层		—	0.25
木吊顶搁栅,钢丝网抹灰		—	0.25
木吊顶搁栅,板条抹灰(厚 1.5cm)		—	0.25
木吊顶搁栅,石棉水泥板,石膏板		—	0.20
木吊顶搁栅,苇箔抹灰		—	0.20
木吊顶搁栅,水泥刨花板		—	0.15
* 钢吊顶搁栅,钢丝网抹灰		—	0.25
钢吊顶搁栅,石棉水泥板,石膏板		—	0.20

续表

建 筑 构 件	结构厚度或截面 最小尺寸, cm	L, h
* 泡沫玻璃块墙, 无粉刷	12	1.50
泡沫玻璃块墙, 两侧抹灰粉刷	16	3.30
木楼板, 下钉板条并抹灰粉刷, 粉刷层厚 2cm	—	0.50
木楼板, 下钉金属网并用水泥抹灰粉刷, 粉刷层厚 2cm	—	0.75
木楼板, 下钉苇箔并抹灰粉刷, 粉刷层厚 2cm	—	0.30
木楼板, 有隔音板或平顶板紧贴, 下钉板条并抹灰粉刷 2cm 厚	—	0.75
* 钢板空心门扇	—	0.50
钢板空心门扇, 内用矿棉或矿毡填实	80	1.30
木门扇, 两面以咬口方法用铁皮钉牢, 木板与铁皮间隔有 5~7mm 石棉层	30	1.20
木门扇, 用双层木板交叉钉成, 木板与铁皮间隔有 5~7mm 石棉层	40	1.70
	50	2.00
木门扇, 用三层木板交叉钉成, 木板与铁皮间隔有 5~7mm 石棉层	60	2.50
	70	3.00
	80	3.50
* 玻璃砖块采光窗	—	0.25
* 单层钢窗, 装有用铁销销牢的嵌丝玻璃	—	0.75
单层钢窗, 装有用角铁加固的嵌丝玻璃	—	1.00
* 双层钢窗, 装有用铁销销牢的嵌丝玻璃	—	1.20
* 单层钢筋混凝土窗, 装有用铁销销牢的嵌丝玻璃	—	0.75
* 双层钢筋混凝土窗, 装有用铁销销牢的嵌丝玻璃	—	1.20

表 12.51 建筑材料机械强度的防火安全临界温度

材 料	T, °C	材 料	T, °C
钢、铁	400~450	普通砖	800~900
铜	200~300	炉渣混凝土	700
铸铁	570~600	碎石混凝土	500~800
石膏	400	七环砖	750~800
石灰石	500~600	铝	225

表 12.52 不同耐火等级建筑物对建筑构件燃烧性能与耐火极限的要求

建筑构件	耐 火 等 级				建筑构件	耐 火 等 级			
	一级	二级	三级	四级		一级	二级	三级	四级
	燃烧性能和耐火极限, h					燃烧性能和耐火极限, h			
承重墙和楼梯间的墙	非燃烧体 3.00	非燃烧体 2.50	非燃烧体 2.50	难燃烧体 0.50	屋顶的承重构件	非燃烧体 1.50	非燃烧体 0.50	燃烧体 —	燃烧体 —
支承多层的柱	非燃烧体 3.00	非燃烧体 2.50	非燃烧体 2.50	难燃烧体 0.50	疏散楼梯	非燃烧体 1.50	非燃烧体 1.00	非燃烧体 1.00	燃烧体 —
支承单层的柱	非燃烧体 2.50	非燃烧体 2.00	非燃烧体 2.00	燃烧体 —	框架填充墙	非燃烧体 1.00	非燃烧体 0.50	非燃烧体 0.50	难燃烧体 0.25
梁	非燃烧体 2.00	非燃烧体 1.50	非燃烧体 1.00	难燃烧体 0.50	隔墙	非燃烧体 1.00	非燃烧体 0.50	难燃烧体 0.50	难燃烧体 0.25
楼板	非燃烧体 1.50	非燃烧体 1.00	非燃烧体 0.50	难燃烧体 0.25	防火墙	非燃烧体 4.00	非燃烧体 4.00	难燃烧体 4.00	非燃烧体 4.00
吊顶(包括吊顶搁栅)	非燃烧体 0.25	非燃烧体 0.25	难燃烧体 0.15	燃烧体 —					

注: 墙体为非燃烧材料, 承重柱为木材时, 建筑物耐火等级为四级。

为提高材料防火性能可采用阻燃剂, 阻燃剂及其配方见表 12.53~表 12.57。

表 12.53 阻燃剂

分 类		性 能 应 用
有机 阻 燃 剂	四溴双酚 A 及其衍生物	用于不饱和聚酯、聚苯乙烯等
	四溴双酚 A 双 (2,3-二溴丙基) 醚	含溴 67.7%, 5% 热失重温度 315℃, 270℃ 开始分解, 熔点 85~100℃
	四溴双酚 A 双 (2-羟乙基) 醚	含溴 50%, 5% 热失重温度 344℃, 熔点 115~118℃
	卤代苯氧基乙烷类, 例如 1,2-双 (2,4,6-三溴苯氧基) 乙烷	5% 热失重温度 295℃, 熔点 223~225℃, 毒性小, LD_{50} 10g/kg 用于聚氨酯泡沫塑料、聚苯乙烯、聚酯织物、不饱和聚酯、尼龙、ABS
	四溴苯二甲酸酐及其衍生物如四溴苯二甲酸二烯丙酯	含溴 4.7%, 熔点 143℃, 可用于不饱和聚酯、聚苯乙烯等
	含溴有机锡化合物 如四溴邻苯二甲酸 (卤代苯氧锡)	通式 $C_6Br_4(COO)_2SDOC_3H_5-nX_n$ ($X=Cl$ 或 Br , $n=1\sim5$), 可用于聚对苯二甲酸丁二醇酯、聚丙烯、聚乙烯、聚苯乙烯等, 氧指数可达 29~32
	六氯环戊二烯为原料的阻燃剂	如 Crtex BC26, 与三氧化二锑混用
	三嗪类含溴衍生物如三 (2,3-二溴丙基) 异三聚氰酸酯	含溴 64% 以上, 含氮 5% 以上, 熔点 98~110℃, 分解温度 220℃ 以上, 挥发性低、耐火、耐光, 用于聚烯烃、聚氨酯泡沫塑料、聚苯乙烯、不饱和聚酯、ABS、合成纤维、多种通用胶和特种胶, 篷布等
	磷 (腈) 酸卤代烷基酯类: 磷酸三 (2,3-二溴丙酯) 磷酸三 (2-二氯乙酯) 磷酸三 (1,3-二氯异丙酯) 磷酸三 (氯乙苯酯)	均属于添加型有机阻燃剂
	硼酸卤代烷基酯类: 硼酸三 (2,3-二溴丙酯)	简称 FR-B, 含溴 72.4%
	其他多卤有机物: 六溴环十二烷及二异丙苯齐聚物	用于聚丙烯塑料及纤维、聚苯乙烯泡沫塑料、涤纶、聚丙烯腈的阻燃及涤纶等的阻燃后整理
	溴代环氧树脂 氯化聚乙烯 氯化石蜡 六溴苯 多溴联苯	用于层压板、玻璃钢、绝缘材料等的阻燃 用于聚乙烯等树脂 含氯 65%~70%, 与三氧化二锑混用时效果更好 含溴 36% 含溴可达 75%, 分解温度约 193℃
无机 阻 燃 剂	含磷化合物	如聚磷酸铵, 聚磷酸二氢铵, 聚磷酸氢二铵, 钛、钙、锌、锑等的磷酸盐, 磷酸脲, 氟磷酸铵。遇火可形成固熔体保护膜, 覆盖于物体表面
	含 P、N 键的含磷无机高分子化合物	如卤化磷腈衍生物 (烷基或芳基衍生物) 及其多聚体 $(PNR_2)_n$
	含卤素化合物	与含磷阻燃剂合用可增强阻燃作用
	含锑化合物	如三氧化二锑 (可直接用于聚氯乙烯、聚偏氯乙烯等含卤素高聚物)、锑酸钠、氯化锑等
	含铝化合物	内以水合氧化铝应用最广, 无毒、烟量少、价廉易得, 常作高分子树脂的填料
	含硼化合物	如硼酸锌、偏硼酸钡、硼砂、硼酸、硼酸铵等, 遇火可生成保护性固熔体, 覆盖物体表面
	含钼化合物	如超细分散的三氧化二钼、二钼酸铵、八钼酸铵以及它们与其他化合物的混合物, 如 Mobiy FR-Z ₀₁ (含二钼酸铵 20%、水合氧化铝 80%)
其他		如含铬、氯、镁、钙、钛等的化合物 (硅酸盐、碳酸盐等)
复合型阻燃剂		兼用有机及无机阻燃剂, 以改进阻燃效果, 降低成本。如十溴二苯醚 10~13 份与三氧化二锑 3~6 份, 用于聚苯乙烯十溴二苯醚 6 份与三氧化二锑 2 份, 可用于低密度聚乙烯阻燃十溴二苯醚 6~8 份与三氧化二锑 2~3 份, 可用于热塑性聚酯阻燃

表 12.54 膨胀性阻燃涂料配方

序号	组 分	配 比	配 制 方 法
1	脲醛聚合产物 甘露醇 聚磷酸胺 二氧化钛 水	25g 16g 8g 4g 45g	取左列物料 100g, 加 50% 过氧化环己酮-邻苯二甲酸二丁酯糊 4g, 6% 环烷酸钴-苯乙烯溶液 2~4ml, 10% 二甲苯胺-苯乙烯溶液 1~2ml 用量: 400~600g/m ² 施工温度: 不低于 15℃ 施用对象: 聚酯玻璃钢 说明: 磷酸二氢铵可用三氧化二锑、硼酸硼砂或氧化铝等无机阻燃 剂代替
2	聚磷酸胺 二氧化钛 脲醛聚合产物 间苯二酚 聚甲醛	10 份 4 份 25 份 10 份 8 份	
3	磷酸铵 三聚氰胺-甲醛聚合产物 季戊四醇 二氧化钛 氯化橡胶, 20% 溶液 卵磷脂	200 份 80 份 85 份 100 份 500 份 5 份	
4	耐热性不饱和树脂 5% 石蜡的苯乙烯溶液 磷酸二氢铵 双氰胺 季戊四醇 淀粉 白炭黑	2000g 6g 400g 400g 400g 400g 30g	

表 12.55 供浸渍木材用的阻燃配方

序号	组 分	配 比	说 明
1	四羟甲基氯化磷 (80% 溶液) 冷水 (或冰水) 50% 氢氧化钠溶液 脲 三羟甲基三聚氰胺	50g 16g 9g 8g 17g	按左列次序添加、混匀, 用氢氧化钠溶液调至 pH7 将木材浸入溶液, 待干后, 木材表面形成一层不溶于水的高聚物膜, 具有良好的耐燃性
2	双氰胺 85% 磷酸 40% 甲醛	9.1 份 12.3 份 1.2 份	
3	双氰胺 85% 磷酸 水	1040g 1440g 7490g	另一配方: 双氰胺 9.3 份, 磷酸 12.6 份, 水 78.1 份
4	磷酸脲基脲 水	25 份 75 份	
5	脲 85% 磷酸 水	1080g 690g 6900g	另一配方: 脲 1890g, 磷酸 1242g, 水 1486g
6	脲 磷酸脲基脲 水	450g 372g 1450g	
7	硫脲 三 (1-乙撑亚胺基) 膦化氧 (80% 乙醇溶液) 水	117g 216g 1150g	
8	磷酸氢二铵 硫酸铵 四硼酸钠 硼酸	10 份 60 份 10 份 20 份	
9	氯化钾 硫酸铵 硼酸 重铬酸钠	35 份 35 份 25 份 5 份	

续表

序号	组 分	配 比	说 明
10	硫酸锌 氟硅酸锌 脲 水	16.5% 18.1% 10.4% 55.0%	
11	磷酸铵 硫酸铵 氟化钠 水	7.5% 7.5% 2% 83%	在加压下浸渍, 使 1m^3 木材吸入 80 ~ 100kg 的总盐量

表 12.56 棉织物阻燃剂配方

序号	组 分	配 比	说 明
1	氯化石蜡 (含氯 40%) 氧化锑 氧化锌 碳酸钙 黄色氧化铁 碳黑 黑色氧化铁 氯化橡胶 (含氯 67%) 混合二甲苯	20 份 7 份 4 份 3 份 6 份 1 份 2 份 5 份 55 份	
2	氯化石蜡 (含氯 40%) 氧化锑 氧化锌 碳酸钙 黄色氧化铁 碳黑 黑色氧化铁 氯化橡胶 (含氯 67%) 混合二甲苯	20 份 7 份 4 份 3 份 6 份 1 份 2 份 5 份 14 份	于所得混合物中加入 10 份树脂液, 再搅成乳油液。树脂液配方如下: 大豆脒 10 份 三乙醇胺 4 份 脲 18 份 40% 甲醛溶液 50 份 水 18 份
3	磷酸铵 氯化铵 水	4.5 份 9.0 份 19.0 份	供制耐火帆布用。将布浸透溶液, 拧出余液, 待干。注意: 雨水可洗去防火组分, 此时可重复处理
4	硼砂 硼酸 水	30 份 24 份 190 份	供制耐燃织物用, 方法与注意事项同上
5	硫酸铵 硼酸 硼砂 水	8 份 3 份 1.75 份 100 份	供耐燃纸用。制法: 将各物在搅拌下溶于水, 将纸浸透, 取出, 待干。如使其压于两块布之间, 则干后不皱
6	脲 磷酸 磷酸氢二铵 氯化高聚物 丙烯酸塑料 三氧化二锑	10~20 份 0~11 份 0~14 份 3~9 份 0~6 份 4~9 份	

表 12.57 国产膨胀型阻燃涂料 (商品名为防火涂料)

品 名	使 用 范 围
膨胀型丙烯酸乳胶防火涂料	木质、纤维、胶合板、纸板等及电缆线的防火保护
改性氨基膨胀型防火涂料	木质、纤维材料及电力电缆线的防火保护
膨胀型过氯乙烯防火涂料	木质、纤维材料及电力电缆线、地下工程等的防火保护
LG 钢结构防火隔热涂料	室内钢结构保护, 提高耐火极限
LY 钢结构防火隔热涂料	室内钢结构保护, 提高耐火极限
106 预应力混凝土楼板防火隔热涂料	预应力混凝土楼板的防火保护, 提高耐火极限
TA 预应力混凝土楼板防火隔热涂料	预应力混凝土楼板的防火保护, 提高耐火极限

12.11.5 防火间距

(1) 各种建筑物间的防火间距

为防止火势蔓延,可采用防火墙、防火带、防火门等措施。而设计合理的防火间距是十分重要的,即在建筑物间保持一定的距离,使火灾不易蔓延,并为灭火和安全疏散创造条件。各种火灾中各种建筑物和设备之间防火间距见表 12.58、表 12.59。

表 12.58 (1) 实验室、工作场所与民用建筑的防火间距

m

民 用 建 筑			甲、乙类火灾 危险性	其他类火灾危险性		
				耐 火 等 级		
				一、二级	三级	四级
民用建筑	耐火等级	一、二级	25	10	12	14
		三 级	25	12	14	16
		四 级	25	14	16	18
重要公共建筑			50			

表 12.58 (2) 库房之间的防火间距(甲类火灾危险性物品库房在外)

m

建筑物耐火等级	一、二级	三级	四、五级
一、二级	10	12	14
三 级	12	14	16
四、五级	14	16	18

表 12.59 甲类火灾危险性物品库房建筑与建(构)筑物的防火间距

m

建（构）筑物			甲类 1、2、3 项物品库		甲类 4、5、6 项物品库	
			贮 量, t			
			≤5	>5	≤10	>10
民用建筑			30	40	25	30
其他建筑	耐火等级	一、二级	15	20	12	15
		三 级	20	25	15	20
		四 级	25	30	20	25
重要公共建筑			50			
散发火花、明火地点			30			
甲类物品库房			20			
外部铁路（中心线）			40			
内部铁路（中心线）			30			
外部道路（路边）			20			
内部主要道路（路边）			10			
内部次要道路（路边）			5			
架空电力线			电杆高度×1.5			

(2) 易燃、可燃液体贮罐防火间距

易燃、可燃液体贮罐的防火间距与液体性质、贮罐形式等因素有关(如表 12.60~表 12.66)。表中 D 值规定如下:对于圆形贮罐,应取相邻较大贮罐的直径为 D ;对于矩形贮罐,应取相邻较大贮罐长、短边和之半为 D 。贮罐最高液面低于周围 4m 范围内,地面最低标高处 20cm(或更低)者,称为地下式贮罐;贮罐最高液面高出周围 4m 范围内,地面最低标高处 2m(或不足 2m),且贮罐底部埋入地下的深度不超过贮罐高度之半者,称为半地下式贮罐。为保证防火安全,易燃、可燃液体贮罐或液化气罐均宜采取地下形式,其次是半地下形式。

表 12.60 易燃、可燃液体贮罐之间的防火间距

m

贮 罐 名 称		贮 罐 形 式		
		地 上	半地下	地 下
易燃液体	固定容积罐	D	$0.75D$	$0.50D$
	浮顶罐	$0.75D$	$0.56D$	$0.38D$
可燃液体	固定容积罐	$0.75D$	$0.50D$	$0.40D$
	浮顶罐或液体闪点大于 120°C 时	$0.56D$	$0.38D$	$0.30D$

表 12.61 易燃、可燃液体贮罐(区)或堆场与建筑物的防火间距

m

名 称		贮罐(区)或堆 场总贮量 m ³	建 筑 物 名 称								明 火 或 散 发 火 花 的 地 点
			民用建筑			甲类火灾危险性 工作场所、库房	其他建筑				
			耐 火 等 级								
			一、二级	三级	四级	一、二级	一、二级	三级	四级		
易燃液体	固定容积罐	1~50	25	25	25	25	12	15	20	25	
		51~200	25	25	31	25	15	20	25	31	
		201~1000	25	31	38	25	20	25	30	38	
		1001~5000	31	38	50	31	25	30	40	50	
	浮顶罐	1000	25	25	25	25	15	19	20	38	
		1001~5000	25	25	30	25	19	22	30	50	
可燃液体	固定容积罐	5~250	15	19	25	15	12	15	20		
		251~1000	19	25	31	19	15	20	25		
		1001~5000	25	31	38	25	20	25	30		
		5001~25000	31	38	50	31	25	30	40		
	闪点大于 120℃时	5~250	12	15	20	12	9	11	15		
		251~1000	15	20	25	15	11	15	19		
		1001~5000	20	25	30	20	15	19	22		
		5001~25000	25	30	40	25	19	22	30		

表 12.62 易燃、可燃液体贮罐与泵房、装卸设备、铁路、道路的防火间距

m

建筑物名称	贮 罐 名 称							
	易 燃 液 体				可 燃 液 体			
	贮罐区、堆场的总贮量, m ³							
	1~50	51~200	201~1000	1001~5000	5~250	251~1000	1001~5000	5001~25000
泵房	11	11	11	15	8	8	10; 8 (闪点大于 120℃时)	
铁路装卸设备	15	15	15	20	9	9	12; 9 (闪点大于 120℃时)	
汽车装卸设备	11	11	11	15	8	8	10; 8 (闪点大于 120℃时)	
外部铁路线(中心线)	35	35	35	35	30	30	30	30
内部铁路线(中心线)	25	25	25	25	20	20	20	20
外部道路(路边)	20	20	20	20	15	15	15	15
内部主要道路(路边)	15	15	15	15	10	10	10	10
内部次要道路(路边)	10	10	10	10	5	5	5	5
架空电力线	电杆高度的 1.5 倍							

表 12.63 可燃气体贮罐之间的防火间距

m

贮 罐 形 式	固定容积贮罐	水槽式贮罐
固定容积贮罐	$2D_1/3$	S
水槽式贮罐	S	$D_2/2$

注:表中 D 为相邻较大贮罐的直径, S 为 $2D_1/3$ 与 $D_2/2$ 中的较大值。

表 12.64 可燃气体贮罐或罐区与建筑物、堆场、铁路、道路的防火间距

m

名 称			总 容 积, m ³		
			≤500	501~10000	>10000
明火或散发火花的地点, 民用建筑, 易燃、可燃液体贮罐和易燃材料堆场, 甲类物品库房			25	30	40
其他建筑	耐火等级	一、二级	12	15	20
		三 级	15	20	25
		四 级	20	25	30
外部铁路线 (中心线)			25		
内部铁路线 (中心线)			20		
外部道路 (路边)			15		
内部主要道路 (路边)			10		
内部次要道路 (路边)			5		
架空电力线			电杆高度的 1.5 倍		

表 12.65 液化石油气贮罐(或罐区)的防火间距

m

名 称			总 容 积. m ³			
			1~30	31~200	201~500	>500
明火或散发火花的地点, 民用建筑			40	50	60	70
易燃液体贮罐			35	45	55	65
可燃液体贮罐			30	35	45	55
易燃材料堆场			30	40	50	60
其他建筑	耐火等级	一、二级	18	20	25	30
		三 级	20	25	30	40
		四 级	25	30	40	50
外部铁路线 (中心线)			45			
内部铁路线 (中心线)			35			
外部道路 (路边)			25			
内部主要道路 (路边)			15			
内部次要道路 (路边)			10			
架空电力线			电杆高度的 1.5 倍			
液化石油气贮罐			相邻较大贮罐的半径			

表 12.66 氧气贮罐的防火间距

m

名 称			总 容 积, m ³	
			≤1000	>1000
民用建筑、易燃、可燃液体贮罐, 易燃材料堆场			25	25
其他建筑	耐火等级	一、二级	10	12
		三 级	12	14
		四 级	14	16
外部铁路线 (中心线)			25	
内部铁路线 (中心线)			20	
外部道路 (路边)			15	
内部主要道路 (路边)			10	
内部次要道路 (路边)			5	
架空电力线			电杆高度的 1.5 倍	
氧气贮罐, 可燃气体贮罐			相邻较大贮罐的半径	

12.12 化学危险品安全知识

关于表 12.67 “化学危险品安全知识一览表”的说明。

① 本表列举均系对人体健康有害的, 或易燃易爆的, 或化学性质特别活泼的化学危险品。对于这些化学品, 使用者应对它们的安全使用知识有充分的了解, 以便在使用和接触过程中采取相应有效措施, 谨防发生危险。

② 本表分无机物和有机物两部分。无机物部分按分子式中元素字母顺序编排。有些无分子式的物质(如烟雾, 粉尘), 则与其主要成分或元素编排在一起。

有机物部分按实验式中碳氢原子数递增顺序编排。某些无氢原子的碳化物(如 CCl_4 , CCl_2O 等), 排在碳原子数相同一项的后面; 而氰(CN)、一氧化碳(CO)等则编排在无机物的相应位置之中。

最后附有一些致癌物质。

③ 表中各栏的简要说明如下。

第一栏 顺序号。

第二栏 化学名称和分子式(或实验式)。化学名称的翻译以《英汉化学化工词典》为依据, 个别查不到的引用原文或译音。

第三栏 容许浓度(或称做阈限值)。

此栏中所载数据是指该物质(或蒸气)在 25°C 、 10^5Pa 时在空气中所占的体积比, 以 ppm 表示, 括号内的数值是表示 mg/m^3 。加注的“C”表示容许浓度的上限值; “S”表示该物质可由皮肤、粘膜和眼睛吸入; “T”表示该数值是试验值; “*”表示该数值是建议的容许浓度。

第四栏 超过容许浓度时吸入后的主要影响, 指出某种化学危险品超过容许浓度时, 吸入后产生的主要影响:

中毒 可使某些器官受到伤害或者在长期接触后产生慢性症状;

刺激 对人体皮肤、粘膜有刺激作用；

厌恶 不产生显著的器质性疾病或中毒作用，但使人感到厌恶不适；

烟(雾)热 由烟雾、烟尘引起发热；

麻醉 神经中枢受抑制产生睡眠或昏迷；

致癌 可能引发癌症(或肿瘤)。

第五栏 浓的短期暴露对健康的相对危害，指出某种化学危险品对眼睛接触、吸入、皮肤浸透、皮肤刺激以及吞服的危害性质和程度。

第六栏 化学危险品的标记符号，对化学危险品分成三类加以标记，每一类分成五级表示其程度的差别。

第一类 危害健康的化学品(色标：蓝)

4——表示暴露时间很短即能致死，或者经医治后仍有较严重后遗症；

3——表示短期暴露即能引起一系列暂时或残留危害，除非及时予以医治；

2——只引起暂时中毒或不适；

1——只引起刺激；

0——暴露在着火条件下，除了通常易燃物质的危险外不会有危害。

第二类 可燃性(色标：红)

4——在常温常压下快速或完全挥发的物质，或者是在空气中易扩散和易燃烧的物质；

3——几乎在环境温度下即能着火的液体和固体；

2——在着火前，环境温度较高时要控制发热和暴露的物质；

1——要防止受热的物质；

0——非燃烧物质。

第三类 化学稳定性(色标：黄)

4——在常温常压下容易爆炸或者有爆炸性分解或反应的物质；

3——需有一个很强火源才能爆炸或起爆炸性反应的物质，或者着火前需加热，或者与水有爆炸性反应的物质；

2——不稳定的和具有激烈化学反应但不爆炸的物质，与水有激烈反应或者与水能形成潜在爆炸性的物质；

1——一般是稳定的，但温度和压力提高时变得不稳定，或者与水反应产生一些过剩能量但不激烈的物质；

0——即使有火源也是稳定的，也不与水起反应的物质。

特殊符号“P”表示高聚物，“W”表示与水反应剧烈。

第七栏 灭火剂，指某种化学危险品发生火险时应该使用的灭火剂：1—水；2—泡沫灭火剂；3—二氧化碳或干性化学灭火剂；4—气体火险中使用的灭火剂；5—金属火险时使用的干性灭火剂。

第八栏 在空气中的燃烧极限(体积%)。当某种气体或蒸气与空气(或氧)形成可燃燃烧混合物(爆炸混合物)时，在与火源接触但不会发生传播的情况下，该气体或蒸气在空气(或氧)中浓度的下限值和上限值，以气体或蒸气在空气中的体积百分比表示。由于燃烧极限视氧的含量不同而有很大差别，又受到温度和压力的影响(增加温度和压力一般是使下限值降低和使上限值升高)，故这一栏数据可能有些出入。除了特别注明的均系指在标准状况下大气中的数据。

第九栏 闪点，指出液体(包括某些固体)产生的蒸气足以与液体表面附近的空气或在容器内形成燃烧混合物时的温度。注有“OC”的表示开口杯测定的温度，该温度略高于闭口杯测定的数值。

第十栏 着火温度，物质(固体、液体和气体)受热后着火或者引起自燃所必需的最低温度。

第十一栏 沸点，液体在一定压力下沸腾的温度。未加注压力的，均系指标准压力下的沸点。熔点(m. p.)系指由固态变为液态时的温度，加注 m. p.。

第十二栏 蒸气压，以 mmHg 表示。右上角数据是该蒸气压的温度。

第十三栏 密度或比重。密度对水而言，以 g/ml 表示。右下角数据是参照水的温度，右上角数据是测定密度时物质的温度。

第十四栏 在水中的溶解度：

∞ ——无限；

V——100ml 水中溶解多于 50g；

S——100ml 水中溶解 5~50g；

δ ——100ml 水中溶解少于 5g；

i——不溶于水；

d——与水接触时分解；

S^b/d——热水能溶解但同时分解。

若未加注，溶解度对有机化合物是指室温时的溶解度，对无机化合物是指在冷水中的溶解度。右上角加注“h”的，表示在热水中的溶解度。

表 12.67 化学危险品安全知识表

一、无机化合物

顺 序 号	化学名称和 分子式	容许浓度 mg/m ³	超过容许 浓度吸 入的主 要影响	浓的短期暴露 对健康的相对 危害	化学危险品的标志 符号(美)			灭 火 剂	在空气中燃 烧的极限值体积 %		闪 点 ℃	着火点 ℃	沸 点 (熔点 m. p.) ℃	蒸气压 mmHg	密 度 或 相对密度	在水 中 的 溶 解 度
					危害 健康	可燃 性	化学 稳定性		下 限	上 限						
1	银 Ag	(0.01)	中毒		0	1	1	5			粉末有 爆炸危险		m. p. 659.7		2.702	i
2	铝 Al														2.44	S ^b /d
3	氯化铝 AlCl ₃			刺激眼、鼻、喉 窒息									182.7		1.784g/L	δ
4	氩 Ar	(0.5)											185.7	47 ¹⁴³	5.727	i
5	砷 As	(0.5)	中毒										615 升华			
6	砷化物	(0.5)	中毒													
7	砷化氢 AsH ₃	0.05(0.2)	中毒										-55 d300		2.695g/L	δ
8	三氧化二砷 As ₂ O ₃	(0.5)	中毒										m. p. 315		3.738	δ
9	硼 B												m. p. 230		2.45	i
10	三氯化硼 BCl ₃			腐蚀性液体, 刺 激呼吸						粉末与空气接 触要燃烧			12.5	477	1.35 ₄ ¹¹	
11	三氯化硼 BF ₃	Cl C(3)	中毒										-99.9	27.9 ³⁰	2.99g/L	s
12	硼乙烷 B ₂ H ₆	0.1(0.1)	中毒		3	4	3	4	0.9	98	-90	145	-92.5	760 ⁻⁹³	0.445 液体	分解成 H ₂ BO ₃ + 水
13	戊硼烷 B ₅ H ₉	0.005(0.01)	中毒						0.42		≈30 纯	≈35 纯	58.4	60 [*]	0.66	水 d
14	癸硼烷 B ₁₀ H ₁₄	0.05S(0.3)S	中毒		3	2	1				-80	149	m. p. -46.8 213	66 ¹³²	0.94 ²⁰	δ
15	硼酐 B ₂ O ₃	(15)	厌恶	吞服, 眼睛接 触, 吸入, 皮肤渗 透, 剧毒									m. p. 99.7		2.46	δ
16	硼的可溶性化合 物	(0.5)	中毒	吞服, 眼睛接 触, 吸入, 皮肤渗 透, 剧毒									1860			
17	氯化钡 BaCl ₂		中毒	刺激眼、鼻、喉									1560		2.856	S
18	氢氧化钡 Ba(OH) ₂ ·8H ₂ O	(0.5)	中毒										m. p. 78		2.18	δ

表
续

顺 序 号	化学名称和 分子式	容许浓度 mg/m ³	超过容许 浓度吸 入的主 要影响	浓的短期暴露 对健康的相对 危害	化学危险品的标志 符号(美)			灭 火 剂	在空 气 中 燃 烧的极限值体积 %		闪 点 ℃	着火点 ℃	沸 点 (熔点 m. p.) ℃	蒸气压 mmHg	密 度 或 相对密度	在水中的 溶解度
					危害 健康	可燃 性	化学 稳定性		下 限	上 限						
19	铍 Be	(0.002)	中毒	吸入慢性中毒	4	1	1		粉末爆炸				m. p. 1228		1.85 ²⁰	i
20	溴 Br ₂	0.1(0.7)	刺激	强腐蚀性	4	0	1						58.78	77.3 ⁴	2.928 ⁸⁸	δ
21	五氟化溴 BrF ₅			刺激性,腐蚀性									40.3	136 ¹	2.482	
22	三氟化溴 BrF ₃	1(3)	中毒	强腐蚀性,剧毒									127	18 ³⁹	2.843	
23	碳黑 C	(3.5)T	中毒													
24	氰 CN	(5)S	中毒													
25	溴化氰 CNBr	0.5		很毒									61.1	920 ²⁰	2.015 ²⁰	S
26	氯化氰 CNCl	0.5		159ppm, 10 分钟即可使人致死									13.1	2.1	1.2	
27	一氧化碳 CO	50T(55)T	中毒	化学窒息	2	4	0	4	12.5	74		651	-191.5	760 ⁻¹⁹¹	1.250 g/L	δ
28	二氧化碳 CO ₂	5000 (9000)	中毒	高浓度会引起麻痹									-78.5 升华		1.977g/L	δ
29	氧硫化碳 COS				3	4	1	4	12	29			-50.2		1.073g/L	δ
30	二硫化碳 CS ₂	20S(60)S	中毒	慢性中毒	2	3	0	1,3	1.3	44	-30	100	46.3	360 ²⁵	1.261	i
31	钙 Ca				1	1W	2	5	细粉在室温即可燃烧				1240		1.54	与水反应生成 H ₂ 和 Ca(OH) ₂
32	磷酸钙 Ca ₃ (AsO ₄) ₂	1	中毒										m. p. 1455		3.620	δ
33	碳化钙 CaC ₂				1	4W	2		吸水放出乙炔与酸和氧化剂接触危险				2300		2.22	d
34	次氯酸钙 Ca(ClO) ₂			刺激	2	1	2		与水作用发热可以着火				m. p. d 100		2.35	S
35	氧化钙 CaO	(5)	刺激	刺激眼、鼻、咽喉	1	0	1						m. p. 561		3.25~3.28	V
36	氢氧化钙 Ca(OH) ₂	(5)	刺激	刺激眼、鼻、咽喉									d580		2.504	V
37	镉 Cd			有毒					镉粉燃烧形成很危险的烟雾				767 ± 2 m. p. 321		8.642	i
38	氯化镉 CdCl ₂			剧毒												

续表

顺 序 号	化学名称和 分子式	容许浓度 mg/m ³	超过容许 浓度吸 入的主 要影响	浓的短期暴露 对健康的相对 危害	化学危险品的标志 符号(美)			在空气中燃 烧的极限值体积 %		闪 点 ℃	着 火 点 ℃	沸 点 (熔 点 m.p.) ℃	蒸气压 mmHg	密 度 或 相对密度	在水 中 的 溶 解 度
					危害 健康	可燃 性	化学 稳定性	下 限	上 限						
58	碳酸铜 CuCO ₃			刺激, 腐蚀								m.p. d 200		4.0	i
59	镨 Dy							粉末自燃				2600		8.536	i
60	氟离子 F ⁻	(2.5)	中毒	剧毒	4	OW	3					-188	1	1.69 ¹⁵ g/L	HF + O ₂
61	氟 F ₂	0.1(0.2)	刺激									m.p. 1407			
62	铁氧化物烟尘	(10)T	中毒												
63	钋酸铁粉末	(1)	中毒												
64	钪 Gd							粉末自燃				3000		7.9	i
65	锗烷 GeH ₄			剧毒, 强刺激性, 腐蚀性							-90	m.p. 1312	3.43g/L		
66	氢 H ₂			有窒息作用	0	4		可燃			585	-252.8	0.0899g/L		δ
67	偏砷酸 HAsO ₃	(0.5)	中毒												d
68	溴化氢 HBr	3(10)	刺激	有毒, 强刺激性, 腐蚀性								-67.0	3.5g/L		v
69	氯化氢 HCl(气)	C 5 C(7)	刺激	毒性大, 浓度为 0.13% ~ 0.2% 时, 几分钟有生命危险											
70	硫代氯酸 HClO ₃ S				3	OW	2					158		1.766 ¹⁸	分解成 H ₂ SO ₄ 与 H ₂ O
71	高氯酸 HClO ₄ (70% ~ 72%)				3	0	3					200		1.68	∞
72	氢氰酸 HCN(96%)			吞服, 吸入, 经伤口渗入, 剧毒	4	4P	2	6	41	-18(0)	538	26	807(27)		∞
73	氰化氢 HCN	10S C(1)S	中毒	吸入或渗入皮肤, 剧毒	4	4P	2	6	41	气	538	26		0.6884 ²⁰ ₂₄	∞
74	氢氟酸 HF(水)			避免任何接触、吸入											∞
75	氟化氢 HF	3S (2)S	中毒	腐蚀性极强	4	0	0					19.45		0.991	∞

续表

顺 序 号	化学名称和 分子式	容许浓度 mg/m ³	超过容许 浓度吸 入的主 要影响	浓的短期暴露 对健康的相对 危害	化学危险品的标志 符号(美)			火 剂	在空气中燃 烧的极限值体积 %		闪 点 ℃	着火点 ℃	沸点 (熔点 m.p.) ℃	蒸气压 mmHg	密 度 或 相对密度	在水 中的 溶解度
					危害 健康	可燃 性	化学 稳定性		下 限	上 限						
76	碘化氢 HI			有毒,对皮肤、 眼粘膜强刺激,强 腐蚀									-35.5			V
77	氢碘酸 HIO ₃			对皮肤、眼、粘 膜刺激									m.p. dl10		4.629	V
78	硝酸 HNO ₃	2(5)	刺激中毒	对皮肤、眼、粘 膜刺激	2	0	1						83		1.5027 ¹²	∞
79	过氧化氢 H ₂ O ₂ (90%)	1(1.4)	刺激	强腐蚀性	2	0	3						140	5 ²⁰	1.392 ¹⁹	∞
80	过氧化氢 H ₂ O ₂ (50%)			强腐蚀性									107.8			
81	过氧化氢 H ₂ O ₂ (35%)			强腐蚀性									113.9			
82	氨基氰 H ₂ CN			刺激性腐蚀性				1,3			141		140 ¹⁹		1.0729 ¹⁸	V
83	硫化氢 H ₂ S	10(15)	中毒	剧毒	3	4	0	4	4.3	45	气	260	-60.7	5.6	1.539g/L	V
84	硒化氢 H ₂ Se	0.05(0.2)	中毒						可燃		气		-42		2.004g/L	δ
85	碲酸 H ₂ SO ₄	(1)	刺激	刺激眼、鼻、喉	3	0W	1						338	1 ¹⁴⁶	6.602g/L	∞
86	发烟硫酸 H ₂ SO ₄ + SO ₃	(1)	刺激	强腐蚀性	3	0W	1								1.891	∞
87	磷酸 H ₃ PO ₄	(1)	刺激										213	0.0285 ²⁰	1.834 ¹⁸	V
88	氦 He			窒息作用									- $\frac{1}{2}$ H ₂ O			
89	铋 Bi	(0.5)	中毒					5					-269		0.1249	i
90	汞 Hg	(0.1)S	中毒	蒸气有毒,盐类 通常使细胞中毒									>3200 m.p. 2200		13.31	i
91	氯化汞 HgCl ₂		中毒	慢性毒									356.58	0.002 ²⁶	13.594 ²⁰	i
													302			S

续表

顺 序 号	化学名称和 分子式	容许浓度 mg/m ³	超过容许 浓度吸 入的主 要影响	浓的短期暴露 对健康的相对 危害	化学危险品的标志 符号(美)	灭 火 剂	在空气中燃 烧的极限值 % 下 限 上 限	闪 点 ℃	着火点 ℃	沸 点 (熔点 m. p.) ℃	蒸气压 mmHg	密 度 或 相对密度	在水 中 的 溶 解 度
92	有机汞化合物	(0.01)S	中毒										
93	碘 I ₂	0.1 C(1)	刺激	剧毒,强腐蚀 有毒						98	309 ²⁵	4.93	δ
94	五氟化磷 PF ₅									2000		3.75	
95	铟 In									774	8 ⁴³²	7.3	生成 KOH
96	钾 K				3 1 2	5	与水反应生成 H ₂ , 放出热量会着火爆炸			m. p. 63.65		0.86	δ
97	氟酸钾 KClO ₃				1 0 2		能与易氧化物形成爆炸物			400		2.32	δ
98	氟化钾 KF			对皮肤、眼睛、粘膜有刺激						1505		2.48	V
99	氢氧化钾 KOH			对皮肤、粘膜强腐蚀	3 0 1					1320~1340	1 ⁷¹⁹	2.044	V
100	过氧化钾 K ₂ O ₂			有毒	3 0W 2		粉末在空气中会燃烧						S
101	过硫化钾 K ₂ S ₂			与水或酸反应生成 H ₂ S	2 1 0					m. p. 470			δ
102	过硫酸钾 K ₂ S ₂ O ₈			有窒息作用	1 0 1					m. p.		2.477	
103	氮 Kr									m. p.			
104	镧 La									m. p.			
105	锂 Li									m. p.			
106	四氯化铝 AlCl ₃			强腐蚀性	1 1W 2	5	粉末自燃			m. p. 920		6.162	d
107	六氯化铝 Al ₂ Cl ₆				3 1W 2		潮湿会引起燃烧			1317		0.543	d
108	碳酸锂 Li ₂ CO ₃									d > 125		0.917	d
109	氯化锂 LiH		中毒	刺激眼、鼻、喉刺激						d > 210		1.26	i
110	镧 Lu	(0.025)			1 4W 2	5	在空气中分解不燃烧			d1310		2.11	δ
							粉末自燃			680		0.82	d
										3327		9.872	
										m. p. 1652			

续表

顺 序 号	化学名称和 分子式	容许浓度 mg/m ³	超过容许 浓度吸 入的主 要影响	浓的短期暴露 对健康的相对 危害	化学危险品的标志 符号(美)			灭 火 剂	在空气中燃 烧的极限值 %		闪 点 ℃	着火点 ℃	沸点 (熔点 m. p.) ℃	蒸气压 mmHg	密 度 或 相对密度	在水 中 的 溶 解 度
					危害 健康	可燃 性	氧化 性		下 限	上 限						
111	镁 Mg				1	0	1	5	可与易氧化物形成爆炸混合物				110.7		1.74	d
112	高氯酸钡 MgCl ₂ O ₈		烟(雾)热					1								
113	氯化镁烟雾 MgO	(15)		金属(烟雾)热												
114	锰 Mn	C(5)	中毒	慢性中毒									2152		7.20	d
115	硫酸亚锰 MnSO ₄											4850			3.25	v
116	可溶性钼化合物	(5)	中毒													
117	不溶性钼化合物	(15)	中毒													
118	氮 N ₂			窒息作用									-195.8	30-149	气 1:2506g/L 液	δ
119	氟化氮 NF ₃	10(29)	中毒										-128.8		1:537 ¹²⁹	δ
120	氨 NH ₃	50(35)	刺激		3	1	0	4	16	25	气	651	-33.5		0.7716g/L	v
121	重铬酸铵 (NH ₄) ₂ Cr ₂ O ₇	(0.1)*		刺激使皮肤溃 烂,吞服吸入有危 险				1	可燃固体与有机物有爆 炸性反应				4180	225°自燃		δ
122	氟化铵 NH ₄ F			有毒									m. p. 升华		1.315	v
123	硝酸铵 NH ₄ NO ₃				2	1	3	1	有爆炸危险						1.725	v
124	氨水 NH ₃ (水)(28%)			强刺激									m. p. -77		2.15	s
125	硫氰酸铵 NH ₄ SCN			有毒									dl60			
126	氨基磺酸铵 N ₂ H ₆ SO ₃	(15)	中毒												气 1.3402g/L	s
127	一氧化氮 NO	25(30)	刺激中毒	慢性中毒									-152			
128	二氧化氮 NO ₂	C5 C(9)	刺激中毒	慢性中毒									21.2		1.4494	s

续表

[illegible]

续表

顺 序 号	化学名称和 分子式	容许浓度 mg/m ³	超过容许 浓度吸 入的主 要影响	浓的短期暴露 对健康的相对 危害	化学危险品的标志 符号(美)			灭 火 剂	在 空 气 中 燃 烧的极限值体积 %		闪 点 ℃	着火点 ℃	沸 点 (熔点 m.p.) ℃	蒸气压 mmHg	密 度 或 相对密度	在 水 中 的 溶 解 度
					危害 健康	可燃 性	稳定性		下 限	上 限						
165	钋 Pm			β放射性											9.4	δ
166	钋 Po			很毒, α 放射 性, 内吸可能致癌											6.64~6.782	d
167	镤 Pr															
168	钋 Pu			通过吸入而吸 收, 电离辐射源 可能引起肿瘤, 贫血, 肺癌											6.0	S
169	镭 Ra														1.532	d
170	铷 Rb														液 1.475	
171	铈 S ₈			燃烧生成刺激 性的 SO ₂	2	1	0	1.3			207	232	700 m.p. 38.5		2.07 ²⁰	i
172	二氯化硫 SCl ₂			刺激性, 暴露极 限建议 1mg/m ³									59 m.p. -78		7.6 ⁻²³	
173	一氯化硫 S ₂ Cl ₂	1(6)	刺激	剧毒	2	1	0	3			118	234	135 m.p. -76	6.813 ²⁶	1.678	d
174	四氯化硫 SF ₄												-40		液体 1.9191	
175	二氧化硫 SO ₂	5(13)	刺激		3	0	0						-10		气 2.3 液 1.5	S d
176	三氯化硫 SO ₂	5											44.8 m.p. 16.83			
177	亚硫酸氯 SOCl ₂			140℃以上分解成 Cl ₂ 、SO ₂ 、S ₂ 、Cl ₂ ; 与水作用, 分解成 SO ₂ 、HCl。刺激性, 暴露极限建议 1mg/m ³									75.5 m.p. 105	110 ¹⁰	1.655 ²⁰	
178	硫酸氟 SO ₂ F ₂	5(20)	中毒	对眼睛强刺激									-55.4		气 3.72g/L	S
179	亚硫酸氟 SOF ₂															
180	铋 Sb	(0.5)	中毒												6.684	i
181	三氯化铋 SbCl ₃	(0.5)	中毒	刺激, 吸短放出 HCl									223		3.140	V
182	五氯化铋 SbCl ₅	(0.5)	中毒												液体 2.336	d
183	三氧化二铋 Sb ₂ O ₃	(0.5)	中毒		1	1	0								5.2	δ
184	铋化氢 SbH ₃	0.1(0.5)	中毒	很毒				1.3			196	395	358~383		0.948	i

续表

顺 序 号	化学名称和 分子式	容许浓度 mg/m ³	超过容许 浓度吸 入的主 要影响	浓的短期暴露 对健康的相对 危害	化学危险品的标志 符号(美)			灭 火 剂	在空气中燃 烧的极限值体积 %		闪 点 ℃	着火点 ℃	沸点 (熔点 m. p.) ℃	蒸气压 mmHg	密 度 或 相对密度	在水 中 的 溶解度
185	硒 Se			有毒	危害健康	可燃性	化学稳定性		下 限	上 限			685 m. p. 217.4		4.81 ²⁰	i
186	硒化合物	(0.2)	中毒													
187	六氟化硒 SeF ₆	0.05T (0.4)T	中毒									-34.5			3.25g/L	8.d.
188	硅烷 SiH ₄												-112			
189	二氧化硅 SiO ₂		矽肺										2230 m. p. 1710		2.2 2.6	
190	四氯化锡 SnCl ₄	(2)	中毒	化合物有一定 毒性									114.2		液体 2.226	S
191	铯 Sr												1500		2.6 ²⁰	
192	铌 Ta	(5)	中毒										约 6000		16.69	i
193	铋 Tb												2800 m. p. 1356		8.272	i
194	碲 Te	(0.1)	中毒										1390		6.25	i
195	钽 Th							5					4230		11.7	i
196	硝酸钍 Th(NO ₃) ₄				1	0	1					有爆炸危险				
197	钽 Ti							5				粉末有爆炸危险				
198	二氧化钛 TiO ₂	(15)											3262		4.5 ²⁰	i
199	四氯化钛 TiCl ₄												1825		4.17	i
200	铊 Tl												136.4		液体 1.726	S
				很毒,建议容许 浓度 0.1mg/m ³									1460 m. p. 303.5		11.85	
201	可溶性铈化合物	(0.1)S	有毒													
202	硫酸亚铈 Ti ₂ SO ₄		中毒	吞服引起惊厥、 麻痹											6.77	8
203	铀 U	(0.25)	中毒													
204	可溶性铀化合物	(0.05)	中毒					5					3818(1150)		19.08 ⁸	i