

医药行业节能减排先进适用 技术指南

(第一批)

二〇一二年九月

目 录

第一章 导言.....	1
1.1 编制目的.....	1
1.2 适用范围.....	2
1.3 编制依据.....	2
1.4 术语及定义.....	3
第二章 医药行业资源能源消耗及产排污情况.....	4
2.1 医药行业类型的划分及说明.....	4
2.2 医药行业能源消耗情况.....	4
2.3 医药行业污染物排放情况.....	6
2.3.1 污染物排放情况.....	6
2.3.2 污染物排放水平.....	8
第三章 医药行业技术发展现状.....	13
3.1 行业技术结构.....	13
3.1.1 发酵类制药行业技术结构.....	13
3.1.2 化学合成类制药行业技术结构.....	15
3.1.3 提取类制药行业技术结构.....	17
3.1.4 中药类制药行业技术结构.....	20
3.1.5 生物工程类制药行业技术结构.....	21
3.1.6 制剂类制药行业技术结构.....	23
3.2 行业技术水平.....	25
3.2.1 发酵类制药行业技术水平.....	25
3.2.2 化学合成类制药行业技术水平.....	26
3.2.3 提取类制药行业技术水平.....	26
3.2.4 中药类制药行业技术水平.....	26
3.2.5 生物工程类制药行业技术水平.....	26
3.2.6 制剂类制药行业技术水平.....	27
第四章 医药行业节能减排先进适用技术.....	28
4.1 发酵类制药.....	28
4.1.1 行业概况.....	28

4.1.2 能源资源消耗情况.....	32
4.1.3 污染物排放情况及特点.....	33
4.1.4 节能减排技术.....	36
4.2 化学合成类制药.....	46
4.2.1 行业概况.....	46
4.2.2 能源资源消耗情况.....	53
4.2.3 污染物排放特点.....	53
4.2.4 节能减排技术.....	55
4.3 提取类制药.....	65
4.3.1 行业概况.....	65
4.3.2 能源资源消耗情况.....	65
4.3.3 污染物排放特点.....	66
4.3.4 节能减排技术.....	67
4.4 中药类制药.....	70
4.4.1 行业概况.....	70
4.4.2 能源资源消耗情况.....	72
4.4.3 污染物排放特点.....	72
4.4.4 节能减排技术.....	73
4.5 生物工程类制药.....	77
4.5.1 行业概况.....	77
4.5.2 能源资源消耗情况.....	77
4.5.3 污染物排放情况.....	78
4.5.4 节能减排技术.....	78
4.6 制剂类制药.....	85
4.6.1 行业概况.....	85
4.6.2 资源能源消耗情况.....	86
4.6.3 污染物排放情况.....	86
4.6.4 节能减排技术.....	89
4.7 制药工业污染物治理技术.....	93
4.7.1 高效蒸发-上流式厌氧污泥床（UASB）-循环式活性污泥法（CASS）组合技术.....	93
4.7.2 水解酸化预处理-序批式生物反应器（SBR）组合技术.....	98
4.7.3 水解酸化预处理-膜生物反应器（MBR）-气浮组合技术.....	103
4.7.4 水解酸化-接触氧化法组合技术.....	107

4.7.5 上流污泥床厌氧过滤器 (UBF) -循环式活性污泥法组合技术	109
4.7.6 微电解-水解酸化-生物接触氧化组合技术	112
4.7.7 芬顿试剂氧化-上流式厌氧反应器 (UASB) -好氧移动床生物膜反应器 (MBBR) 集成技术	115
4.7.8 两级复合式水解酸化-好氧生物处理-两级曝气生物滤池组合技术	119
4.7.9 内循环厌氧反应器 (IC) -生物接触氧化-氧化沉淀组合技术	122
4.7.10 化学氧化-厌氧-好氧生物组合技术	125
4.7.11 催化氧化-兼氧生化-循环式活性污泥法组合技术	128
4.7.12 四效蒸发-水解酸化-CASS-生物接触氧化-气浮组合技术	130
4.7.13 厌氧-水解-生物接触氧化组合技术	133
4.7.14 混凝-厌氧-好氧组合技术	136
4.7.15 水解-接触氧化-消毒组合技术	139
4.7.16 絮凝气浮-上流式厌氧污泥床-接触氧化组合技术	141
4.7.17 酸碱废气三级降膜吸收洗涤技术	144
4.7.18 异丙醇-HCl 废气的水-二级碱吸收处理技术	147
第五章 重点关注的新技术	150
5.1 分子蒸馏技术	150
5.2 β -内酰胺类抗生素绿色酶法生产技术	153
5.3 高温发酵处理中药药渣有机肥制备技术	155
5.4 抗生素菌渣无害化处理及综合利用技术	156
5.5 发酵过程优化与放大技术	160
5.6 铁微电解-UASB-MBR 组合技术	162
5.7 涡凹气浮-工程菌-MSBR 组合技术	163
5.8 超临界水氧化法组合技术	164
5.9 BCB 处理难降解有机废水技术	165
5.10 “阻消泡沫、增加产量、保护环境和降低能耗” 四合一技术	166

第一章 导言

1.1 编制目的

医药工业是我国国民经济的重要组成部分，对保护和增进人民健康、提高生活质量、计划生育、救灾防疫、军需战备及促进经济发展和社会进步等均具有十分重要的作用。在我国医药工业快速发展的同时，能源消耗、环境污染等问题日益突出。据统计，2010 年全国重点医药工业企业能源消耗总量为 1414 万吨标准煤，占能耗消耗总量的 0.67%；工业废水排放总量为 52606 万吨，占工业废水排放总量的 2.5%；工业废气排放总量为 1603 亿标准立方米，占全部工业废气排放总量的 0.31%；工业固体废物产生量为 406 万吨，占全部工业固体废物产生量的 0.18%。在全球能源约束增强、低碳经济发展的大背景下，依靠技术进步，是推进我国医药工业节能减排的必然趋势。

“十一五”以来，我国医药行业节能减排工作取得显著成效，一批节能环保技术在行业内成功开发并推广应用。2008 年，环境保护部颁布实施《发酵类制药工业水污染物排放标准》、《化学合成类制药工业水污染物排放标准》、《提取类制药工业水污染物排放标准》、《中药类制药工业水污染物排放标准》、《生物工程类制药工业水污染物排放标准》、《制剂类制药工业水污染物排放标准》等制药工业水污染物排放标准。2010 年 7 月 1 日起，这些标准已进入全面实施阶段。为有效防治制药工业环境污染和生态破坏，引导和规范制药工业污染防治，环境保护部组织编制的《制药工业污染防治技术政策》已于 2012 年 3 月颁布实施。以上一系列政策措施的相继出台与实施，对改变目前我国医药工业的发展模式，引导医药产业健康发展，节能降耗，治污减排，促进淘汰落后，具有重要的现实意义。

我国现有规模以上医药工业企业近 8000 家，已批准生产的化学原料药品种超过 1600 个，化学药物制剂品种 4500 多个，中成药品种 9000 多个，医药行业具有企业和品种数量多、工艺差异大等特点。为实现“十二五”医药行业节能减排目标，加大节能减排关键技术对产业升级和技术改造的科技支撑力度，实现企业经济增长方式的改变，以发酵类、化学合成类、提取类、中药类、生物工程类、制剂类等六大行业为重点，针对重点品种和产品领域，基于生产过程节能减排关键工序中的不同类别技术，建立了由资源、能源消耗和利用指标、污染物排放指标、经济成本指标和技术参数指标共同组成的节能减排技术评价体系，通过企业调研等多渠道广泛收集数据，经多轮行业专家的评估和筛选，最终确定重点推广应用的医药行业节能减排技术先进适用技术，并编制了《医药行业节能减排先进

适应技术目录》，共提出适合在行业内推广的节能减排先进适用技术 34 项。其中，生产过程节能减排技术 10 项，资源能源回收利用技术 6 项，污染物治理技术 18 项。

本《医药行业节能减排技术指南》是配合《医药行业节能减排先进适应技术目录》而编制，详细介绍了医药行业节能减排现状，技术结构和发展水平，重点介绍《医药行业节能减排先进适应技术目录》中先进适用技术的技术原理、适用条件、关键设备等，是企业选择、应用节能减排技术的依据，是行业推广节能减排技术的指南，是政府开展节能减排技术推广应用的导则。

1.2 适用范围

本指南根据技术特点，将医药行业节能减排技术细分为发酵类、化学合成类、提取类、中药类、生物工程类、制剂类、污染物治理等七大类，为新建项目的技术选择和已建项目的技术改造提供技术支撑。故本指南内容覆盖了整个制药工业。

1.3 编制依据

本指南是根据下列有关医药行业生产和节能环保的相关法律、法规、技术政策标准等制订的。

- ① 中华人民共和国环境保护法（中华人民共和国主席令第二十二号）
- ② 中华人民共和国节约能源法（中华人民共和国主席令第 90 号）
- ③ 中华人民共和国清洁生产促进法（中华人民共和国主席令第 72 号）
- ④ 《能源中长期发展规划纲要（2004 年-2020 年）》（草案）
- ⑤ 《节能减排综合性方案》（国发[2007]15 号）
- ⑥ 《“十一五”十大重点节能工程》（发改环资[2006]1457 号）
- ⑦ 《节能中长期专项规划》（发改环资[2004]2505 号）
- ⑧ 《产业结构调整指导目录（2011 本）》（国发[2011]第 9 号）
- ⑨ 《国务院关于加强发展循环经济的若干意见》（国发[2005]22 号）
- ⑩ 《综合能耗计算通则》（GB/T 2589-2008）
- ⑪ 《发酵类制药工业水污染物排放标准》（GB21903-2008）
- ⑫ 《化学合成类制药工业水污染物排放标准》（GB21904-2008）
- ⑬ 《提取类制药工业水污染物排放标准》（GB21905-2008）
- ⑭ 《中药类制药工业水污染物排放标准》（GB21906-2008）
- ⑮ 《生物工程类制药工业水污染物排放标准》（GB21907-2008）
- ⑯ 《制剂类制药工业水污染物排放标准》（GB21908-2008）

⑪ 《关于加快医药行业结构调整的指导意见》（工信部联消费[2010]483 号）

⑫ 《中华人民共和国水污染防治法》（2008 年中华人民共和国主席令 87 号）

1.4 术语及定义

（1）节能减排先进适用技术：是指在当前及未来一定时期内，在工业行业同类技术中处于先进水平，具有较高的资源能源利用效率、污染排放少、经济性好等特点，适应我国工业行业发展以及资源能源条件，成熟可靠，在工业行业内有较大推广潜力的技术。

《技术目录》中的节能减排先进适用技术是指处于先进水平，节能减排效果明显，适应我国国情和行业发展特点，在“十二五”期间值得支持和大力推广的技术。

（2）生产过程节能减排技术：是指产品生产过程中降低物耗、能耗、减少污染物产生量的源头削减技术，具体包括低能耗、低污染的新工艺或工艺替代技术，工艺优化，系统集成等类型。

（3）资源能源回收利用技术：是指将企业生产过程中产生的废气、废水、固体废料及热能等经回收、加工、转化或提取，从而生成新的可被利用的资源、能源或副产品的一类技术。具体包括能源替代、能源梯度利用、废物能源化等能源综合利用技术，废水处理回用技术，固体废物资源化技术等类型。

（4）污染物治理技术：是指通过化学、物理或生物等方法将企业中已经产生的污染物进行削减或消除，从而使企业的污染排放达到环境标准或相关要求的一类技术。具体包括水污染处理技术、大气污染控制技术、固体废物处理处置技术等。

（5）产品节能减排技术：是指通过对产品的改造、优化和革新，从而降低产品使用过程中能源消耗、资源消耗和污染物排放的一类技术。

第二章 医药行业资源能源消耗及产排污情况

2.1 医药行业类型的划分及说明

本指南的医药行业是指从事药品生产制造的行业，一般可分为化学制药、中药制药、生物制药三大类，其中，化学制药又由化学原料药制造和药物制剂制造两部分构成。为更有针对性的对各细分类型的企业实施节能减排提供技术指导，本指南按生产工艺特点和产品类型，将医药行业划分为以下六大类型：

- (1) 发酵类制药工业
- (2) 化学合成类制药工业
- (3) 提取类制药工业
- (4) 中药类制药工业
- (5) 生物工程类制药工业
- (6) 制剂类制药工业

目前国内大部分医药工业企业中，化学药与中药、原料与制剂等兼营情况比较普遍，尤其是一些大、中型企业。

2.2 医药行业能源消耗情况

2010 年我国医药工业实现工业增加值 4688 亿元，与 2000 年相比，增长了 598%，而同期总能源消耗仅增长了 50%。按发电当量计算法核算，2010 年我国重点医药工业企业能源消耗总量为 1414 万吨标准煤，“十一五”期间年均复合增长率为 3.3%，远低于医药工业增加值增幅。

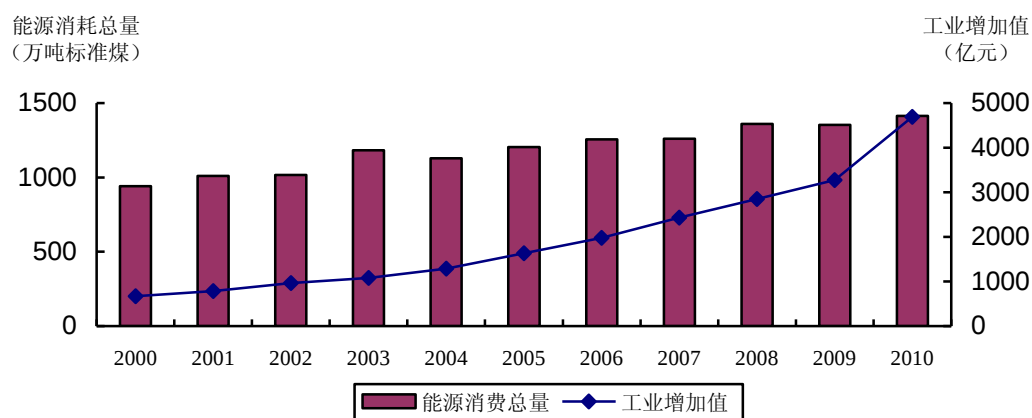


图 2.1 2000-2010 年我国重点医药工业企业能源消耗总量增长情况

在能源消耗中，煤的比重约为 43.4%，电 28.1%，热力 18.5%，油 5.7%，其

它能源的消耗约占 40%左右。不同类型企业能源消耗的构成差异较大。

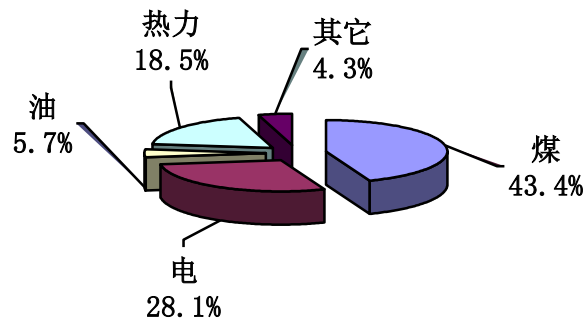


图 2.2 2010 年我国重点医药工业企业能源消耗构成

其中，2010 年我国重点医药工业企业煤炭总消耗为 585.6 亿吨，电力消耗总量为 222.6 亿千瓦时。

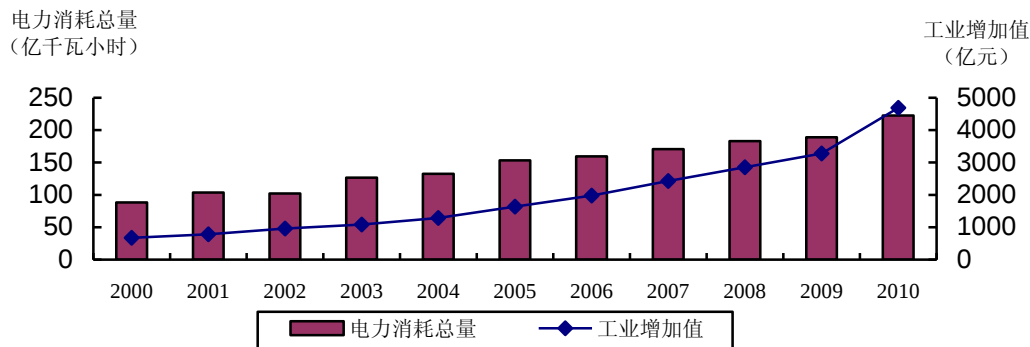


图 2.3 2000-2010 年我国重点医药工业企业电力消耗总量增长情况

目前，国际、国内均未形成医药行业能源消耗相关标准，在国内，各相关统计口径来源的资料无法真实反映医药行业能源利用效率水平。国内医药行业能源消费和经济指标统计数据主要依据有两个主要来源：一是工业和信息化部消费品工业司组织编制的《中国医药统计年报》；二是国家统计局公布《中国统计年鉴》和《中国能源统计年鉴》中的医药制造业相关资料，其中，能源消耗统计范围仅为部分重点医药工业企业。由于各数据来源在统计口径方面存在较大差异，很难科学评价出我国医药行业能源利用的真实水平。

由于目前国内医药工业企业基本上都是多品种同时生产，涉及多个行业领域，这给描述具体行业类型企业的能源消耗水平带来较大困难。因此，要科学评价我国医药行业能源利用效率提高水平，能源统计口径应做科学的调整。

2.3 医药行业污染物排放情况

2.3.1 污染物排放情况

(1) 废水

2010 年我国重点医药工业企业废水排放总量为 52606 万吨，“十一五”期间年均复合增长率为 5.6%，其中，化学需氧量和氨氮产生总量分别为 10.8 万吨和 0.68 万吨，“十一五”期间年均复合增长率分别为-4%和-6.2%，呈下降趋势。废水排放达标率一直以来保持 95%的较高水平，2009 年提高到了 97.4%。

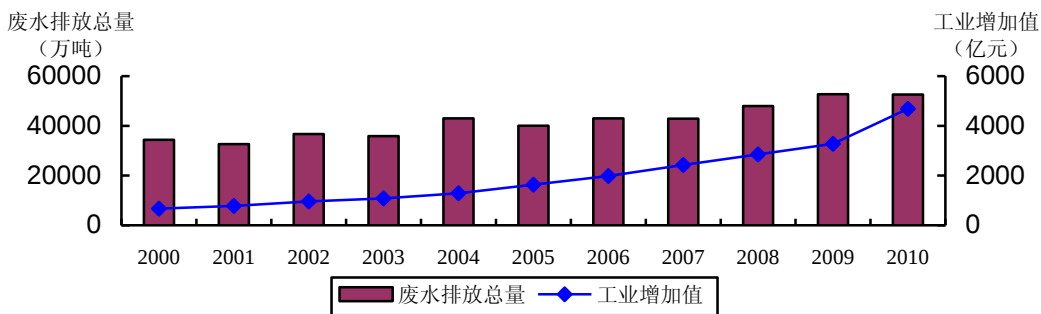


图 2.4 2000-2010 年我国重点医药工业企业废水排放总量增长情况

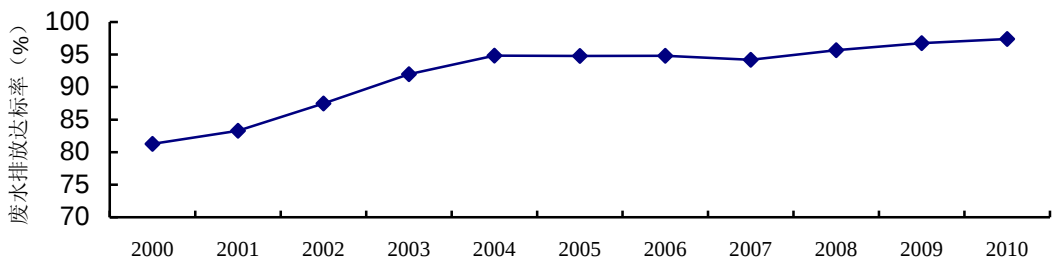


图 2.5 2000-2010 年我国重点医药工业企业废水排放达标情况

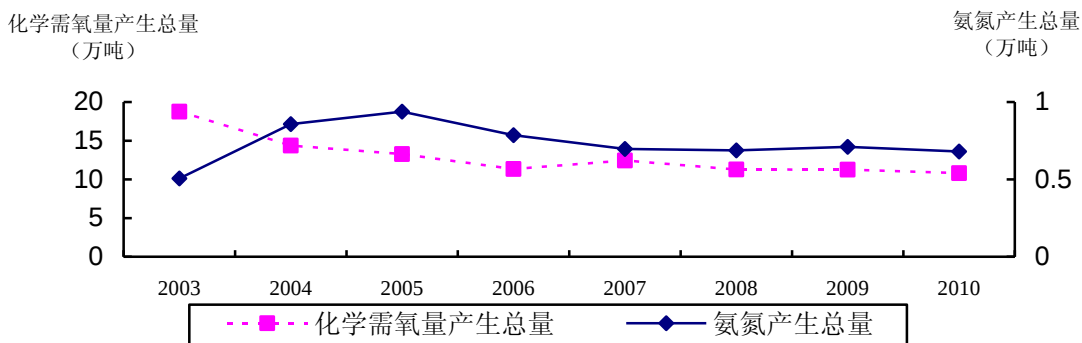


图 2.6 2000-2010 年我国重点医药工业企业化学需氧量和氨氮产生及增长情况

(2) 固体废物产生和排放情况

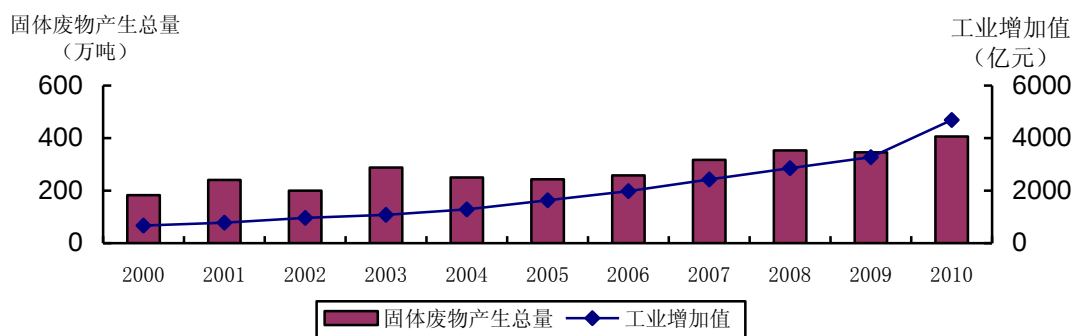


图 2.7 2000-2010 年我国重点医药工业企业固体废物产生总量情况

2010 年我国重点医药工业企业固体废物产生总量为 405.6 万吨，“十一五”期间年均复合增长率为 17.3%，其中，危险废物产生总量 33.7 万吨，固体废物综合利用总量为 370.9 万吨，占固体废物产生总量的 91.4%，固体废物排放总量为 1.4 万吨，呈下降趋势。

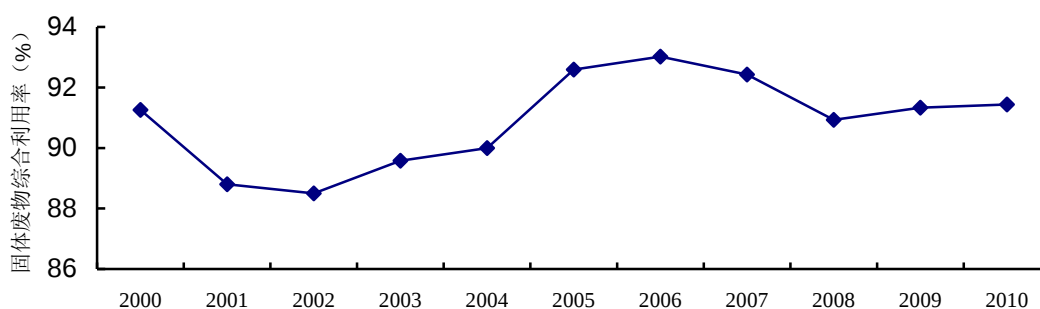


图 2.8 2000-2010 年我国重点医药工业企业固体废物综合利用率变动趋势

（3）废气排放情况

2010 年我国重点医药工业企业废气排放总量为 1603 亿标准立方米，“十一五”期间年均复合增长率为 7.2%，其中，二氧化硫排放量产生总量 7.9 万吨，工业烟尘排放量产生总量 4.4 万吨，工业粉尘排放量产生总量 700 吨，“十一五”期间年均复合增长率分别为 4.4%、0.9%和-6.9%。

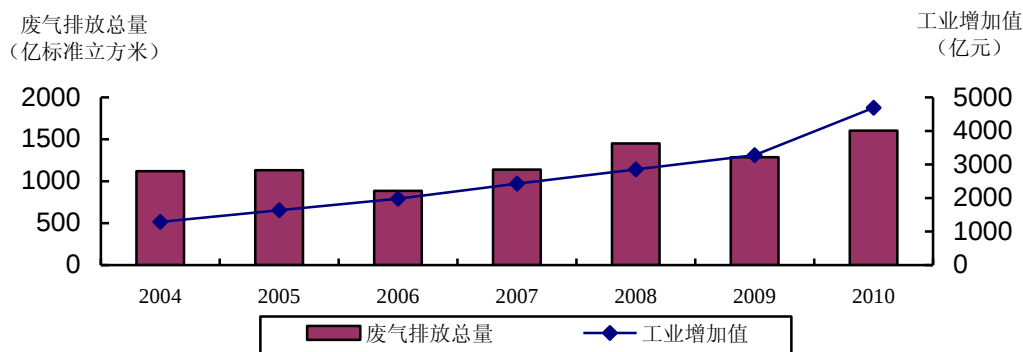


图 2.9 2000-2010 年我国重点医药工业企业废气排放总量情况

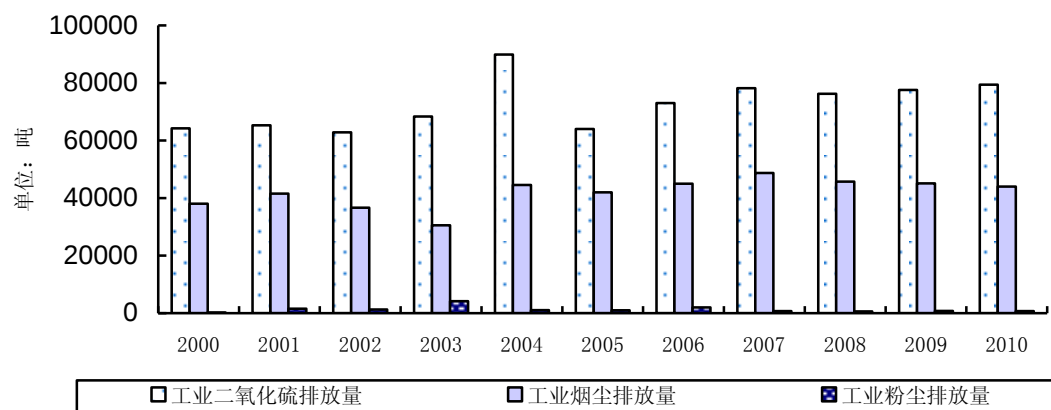


图 2.10 2000-2010 年我国重点医药工业企业废气排放总量情况

2.3.2 污染物排放水平

制药行业品种繁多，产品之间的物料消耗和污染物排放差别很大，即使同一品种由于采用不同生产工艺，污染物的产生和排放量也相差很大。此外，制药企业规模大小不一，企业数量多，统计资料缺乏，难以对整个行业的排放水平进行准确地评价。本指南以 2008 年发布的《制药工业水污染物排放标准》中规定的单位产品基准排水量和 COD、NH₃-N 的排放浓度（新建企业限值）为依据。由于气态污染物、固体废物的单位产品排放方面现有数据资料缺乏，目前尚无法划分出相应标准。

(1) 发酵类

表 2.1 发酵类制药污染物排放国内水平^①

项目	类别		代表性药物	国内准入值
单位产品 排水量 (m ³ /t 产 品)	抗生素	β—内酰胺 类	青霉素	1000
			头孢菌素	1900
			其它	1200
		四环类	土霉素	750
			四环素	750
			去甲基金霉素	1200
			金霉素	500
			其它	500
		氨基糖苷类	链霉素、双氢链霉素	1450
			庆大霉素	6500
			其它	3000
		大环内酯类	红霉素	850
			麦白霉素	750
			其它	850
		多肽类	卷曲霉素	6500
			去甲万古霉素	5000
			其它	5000
		其它类	洁霉素、阿霉素、利福霉素等	6000
		维生素	维生素 C	300
			维生素 B12	115000
			其它	30000
		氨基酸	谷氨酸	80
			赖氨酸	50
			其它	200
		其它		1500
排放浓度 (mg/L) ^②	COD			≤120 (100)
	BOD			≤40 (30)
	NH ₃ -N			≤35 (25)
	TN			≤70 (50)

注：①来自《发酵类制药工业水污染物排放标准》（GB21903-2008）。

②参照《发酵类制药工业水污染物排放标准》（GB21903-2008）中新建企业排放限值，括号内数字为发酵类原料药及制剂类混合生产企业。

(2) 化学合成类

表 2.2 化学合成类制药污染物排放水平^①

序号	药物种类	代表性药物	国内准入值
单位产品排水量(m ³ /t 产品)	维生素类	维生素 E	45
		维生素 B ₁	3400
	神经系统类	安乃近	88
		阿司匹林	30
		咖啡因	248
		布洛芬	120
		阿莫西林	240
	半合成类	头孢拉定	1200
	氨基酸类	甘氨酸	401
	抗感染类	氯霉素	1000
		磺胺嘧啶	280
		呋喃唑酮	2400
	呼吸系统类	愈创木酚甘油醚	45
	心血管系统类	辛伐他汀	240
	激素及影响内分泌类	氢化可的松	4500
	其他类	盐酸赛庚啶	1894
排放浓度 ^②	COD		≤120 (100)
	BOD		≤25 (20)
	NH ₃ -N		≤25 (20)
	TN		≤35 (30)

注：①来自《化学合成类制药工业水污染物排放标准》(GB21904-2008)。

②参照《化学合成类制药工业水污染物排放标准》(GB21904-2008)中新建企业排放限值，括号内数字为化学合成类原料药及混装制剂类混合生产企业。

(3) 提取类

表 2.3 提取类制药污染物排放水平^①

	污染物排放指标	国内准入值
单位产品排水量 (m ³ /t 产品)	所有产品	500
排放浓度 (mg/L) ^②	COD	≤100
	BOD	≤20
	NH ₃ -N	≤15
	TN	≤30

注：①来自《提取类制药工业水污染物排放标准》(GB21905-2008)。

②参照《提取类制药工业水污染物排放标准》(GB21905-2008)中新建企业排放限值。

(4) 中药类

表 2.4 中药类制药污染物排放水平^①

	污染物排放指标	国内准入值
单位产品排水量 (m ³ /t 产品)	所有产品	300
排放浓度 (mg/L) ^②	COD	≤100
	BOD	≤20
	NH ₃ -N	≤8
	TN	≤20

注：①来自《中药类制药工业水污染物排放标准》(GB21906-2008)。

②参照《中药类制药工业水污染物排放标准》(GB21906-2008)中新建企业排放限值。

(5) 生物工程类

表 2.5 生物工程类制药污染物排放水平^①

	药物种类	单位产品基准排水量
单位产品排水量 (m ³ /kg 产品)	细胞因子、生长因子、人生长激素	80000
	治疗性酶	200
	基因工程疫苗	250
	其他类	80
排放浓度 (mg/L) ^②	COD	≤80
	BOD	≤20
	NH ₃ -N	≤10
	TN	≤30

注：①来自《生物工程类制药工业水污染物排放标准》(GB21907-2008)。

②参照《生物工程类制药工业水污染物排放标准》(GB21907-2008)中新建企业排放限值。

(6) 制剂类

表 2.6 制剂类制药污染物排放水平^①

	污染物排放指标	国内准入值
单位产品排水量 (m ³ /t 产品)	所有产品	300
排放浓度 (mg/L) ^②	COD	≤60
	BOD	≤15
	NH ₃ -N	≤10
	TN	≤20

注： ①来自《混装制剂类制药工业水污染物排放标准》(GB21908-2008)。

②参照《混装制剂类制药工业水污染物排放标准》(GB21906-2008)中新建企业排放限值。

第三章 医药行业技术发展现状

3.1 行业技术结构

3.1.1 发酵类制药行业技术结构

3.1.1.1 发酵技术

微生物发酵过程需要消耗大量的氧气，为了供应足够的氧气，大量的电能被消耗用于发酵液的搅拌和压缩空气的供给。近年来，随着发酵罐单体规模的不断增大，为提高发酵过程搅拌和通气效率，轴流搅拌式发酵罐、气升式发酵罐等一批新型生物反应器在制药行业中开发与应用，与传统反应器相比，这些带有新型搅拌装置的生物反应器具有结构简单、溶氧效率高、能耗低、易放大等优点。同时，在发酵过程中采用优化控制技术，在保证满足微生物代谢需求的前提下，科学地分时控制搅拌转速和通气速率，实现发酵液粘度、搅拌转速和通气速率整体节能优化控制，具有显著的节能功效。目前，部分发酵类制药企业已实施能量系统优化工程、电机系统节能改造，在节能减排领域取得较好的成效。

3.1.1.2 分离提取技术

发酵类制药过程传统常用的分离提取技术包括溶剂萃取法，直接沉淀法、离子交换吸附法等。近年来一些制药企业在生产过程中采用组合膜分离、纳滤等技术进行药物的分离与浓缩，有效的降低了成本、减少污染物的产生、提高产品收率。移动式连续自动旋转离子交换系统可在一个工艺循环中完成吸附、水洗、解吸和再生的全部工艺过程，与传统固定床式离子交换系统相比，树脂和洗涤水用量大为减少，洗脱剂消耗也相应减少。

3.1.1.4 资源综合利用技术

在发酵过程中，为保持酵体温度的稳定，需要使用大量的新鲜水对发酵罐进行冷却，由此产生大量较高温度的水，这部分水经冷却塔冷却后可循环使用，节约新鲜水消耗，减少废水排放。同时，对罐体进行加温、保温、消毒、灭菌使用的蒸汽产生的冷凝水也可进行回收，用于原料预热，进行余热的综合利用。

发酵产生的发酵废水有机成分较高，可采用 UASB 技术制备沼气，作为清洁能源，通过沼气锅炉燃烧产生蒸汽，供生产使用，减少污染物的排放，同时产生经济效益。

在分离提取过程，经常使用到各种有机溶剂，经过蒸馏等方法回收后，可重复使用，减少污染物的排放。

3.1.1.5 污染物治理技术

根据调研，发酵类制药的废水实际上由两大部分构成，一是高浓度的发酵母液废水，二是低浓度辅助工程废水和冲洗水等。污染物种类大致相同，均主要为常规的污染物，如 COD、BOD、SS、pH、色度和 $\text{NH}_3\text{-N}$ 等。早期对该类废水的处理思路是混合稀释后采用好氧生化法处理，生化处理装置主要采用活性污泥法、生物接触氧化法及序批式活性污泥法等。为了避免高浓度废水对生物法的冲击，有企业采用混凝或者简单的加药气浮等技术对高浓度废水进行适当的预处理，然后再与低浓度废水混合后采用传统的活性污泥法或者生物膜法处理，该方法工艺简单，污染物去除效果稳定，但出水达标的可靠性不大，同时该方法运行稳定的前提条件是必须对高浓度废水进行稀释后才能处理。随着国家总量控制要求的不断提高，稀释过程明显不符合总量控制的要求，因此这种混合稀释后好氧处理的方法逐渐被能够适应较高浓度废水的处理方法所代替。

目前我国大多数厂家采用“预处理-厌氧（或水解酸化）-好氧”组合工艺对发酵类制药废水进行处理。对于毒性较大、较难生化降解的发酵类制药生产废水，采取废水分类收集、处理，即对于高浓度废水首先进行预处理、厌氧生化处理，出水再与低浓度废水混合后进行好氧生化处理。对于毒性较小、易生化降解的高浓度废水可先与低浓度废水混合，再采用厌氧生化（或水解酸化）-好氧生化-后续深度处理的工艺处理。未来技术发展的重点主要有：根据废水特点开发更为经济有效的预处理技术，如微电解技术、芬顿氧化技术、化学氧化等，优化厌氧或好氧处理单元，如两相厌氧系统、UBF、膜生物反应器等。开发后续深度处理技术，比如曝气生物滤池、高级氧化技术等。

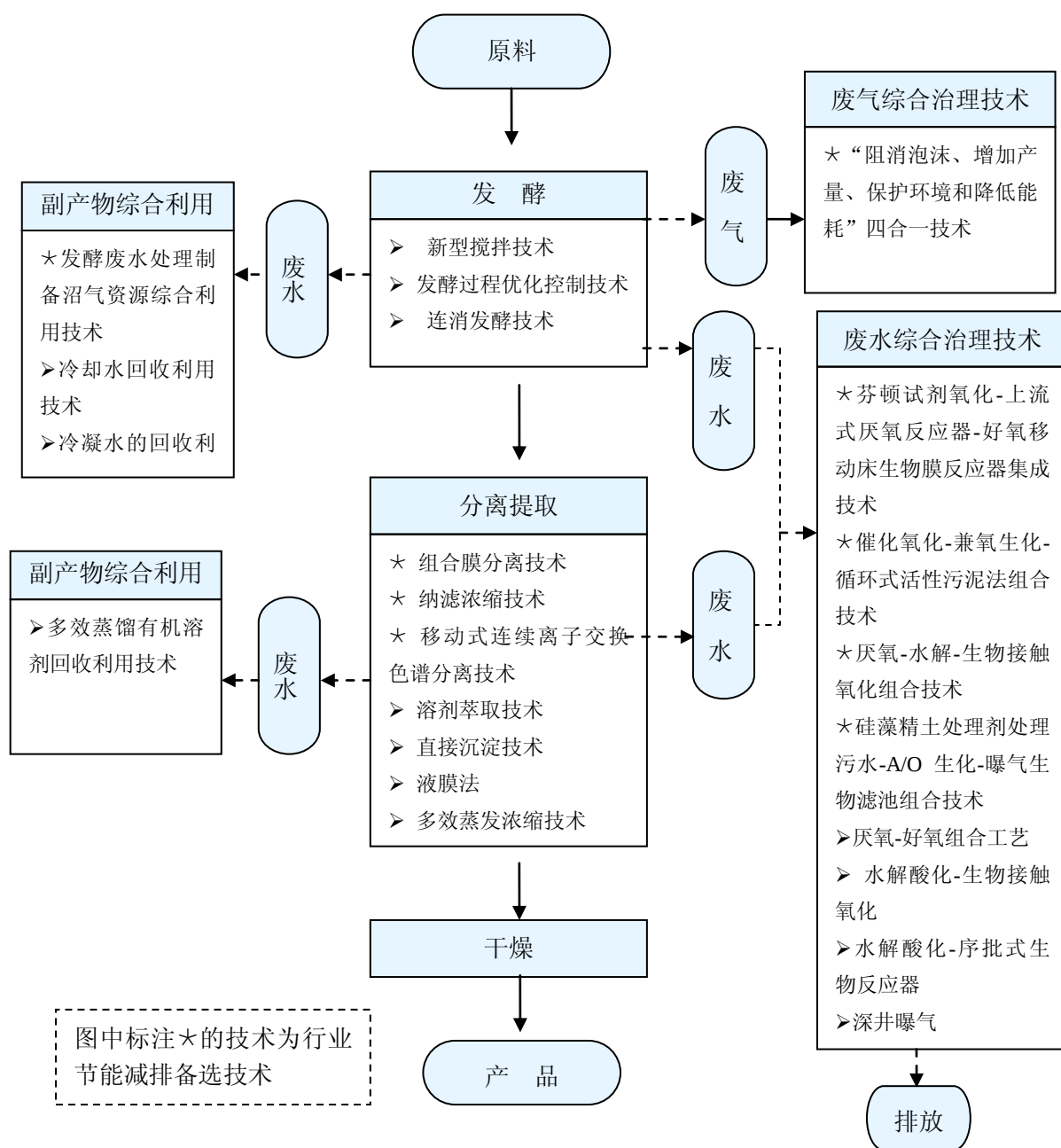


图 3.1 发酵类制药行业技术结构图

3.1.2 化学合成类制药行业技术结构

3.1.1.1 合成技术

化学合成类药物生产过程主要以化学原料为起始反应物，通过化学反应合成药物中间体，然后对其药物结构进行化学修饰，得到目的产物，再后经分离提取、

精制和干燥等主要工序得到最终产品。目前。临床中使用的大多数药物活性成分都是通过化学合成工艺生产而得，传统批反应器是化学合成工艺的主要设备。部分产品生产过程工艺复杂、步骤较多、条件要求较高，有的原辅材料和中间体不少还是易燃、易爆、有毒性的物品。

近年来，应用现代生物技术，推动传统优势品种生产技术升级，一批节能环保的绿色生产技术取得了突破。脱氢是皮质激素类药物生产的关键工序，国内一些企业利用生物基因工程重组的手段对菌种进行改造、优化筛选，对生物脱氢工艺进行了新的改进，使投料浓度提高 50%，能源消耗降低 50%。在生物降解方面，通过基因技术筛选专属功能的特异菌种，以植物甾醇为底物经一步发酵获得雄烯二酮进而生产皮质激素，可替代传统的皂素原料。深圳健康元药业、石药集团等一批企业实现酶法 7-ACA 的大规模产业化，大大降低生产成本，实现节能减排和绿色生产。

3.1.1.2 分离纯化技术

目前，化学合成类制药过程中常用的分离技术包括离心、过滤、提取、蒸馏、重结晶等。由于药品的特殊用途，产品质量要求普遍较高，近年来，以高效动态轴向压缩工业色谱技术为代表的新技术替代了多次结晶的传统工艺技术，在提高产品纯度、收率的同时，降低溶媒的消耗，以及污染物的产生与排放。

3.1.1.4 资源综合利用技术

化学合成过程使用到大量的有机溶剂，是废气和废水的主要来源，因此，溶剂的回收利用不但是降低成本的重要手段，同时也是减少污染物排放的重要措施。目前活性炭纤维吸附回收、真空冷凝回收、渗透汽化膜回收等溶剂回收技术已开始在企业中逐步得到推广应用。

3.1.1.5 污染物治理技术

化学合成类制药因为合成反应工艺长、反应步骤多，辅助原料占比重大，所以三废产生量大、废物成分复杂、污染危害严重。废水中有机污染严重，含有残留溶剂，可生化性差，pH 波动范围为 1.0~11.0。与发酵类制药废水相比，化学合成类制药废水的水量相对小一些。在上世纪八十年代至九十年代初期，以活性污泥法、深井曝气法、生物接触氧化法为主。当前处理思路主要为：对毒性比较低的废水，可以首先高、低浓度废水混合，然后进行好氧（或水解-好氧）生化、物化法处理。针对毒性比较大的高浓度废水是先进进行氧化-厌氧预处理，然后再与低浓度废水混合，采用厌氧生化（或水解酸化）-好氧生化-后续深度处理的工艺处理。由于化学合成类制药的废水可生化性差，所以采用后者的企业占大多数。

未来技术发展的重点主要有：根据废水特点开发更为经济有效的预处理技术，比如高效蒸发脱盐技术、微电解技术、芬顿氧化技术、化学氧化、超临界氧化技术（SCWO）等；优化厌氧或好氧处理单元，比如两相厌氧系统、厌氧颗粒污泥膨胀床反应器（EGSB）、厌氧复合床反应器（UASB+AF）、膜生物反应器等；开发后续深度处理技术，比如曝气生物滤池、高级氧化技术等。

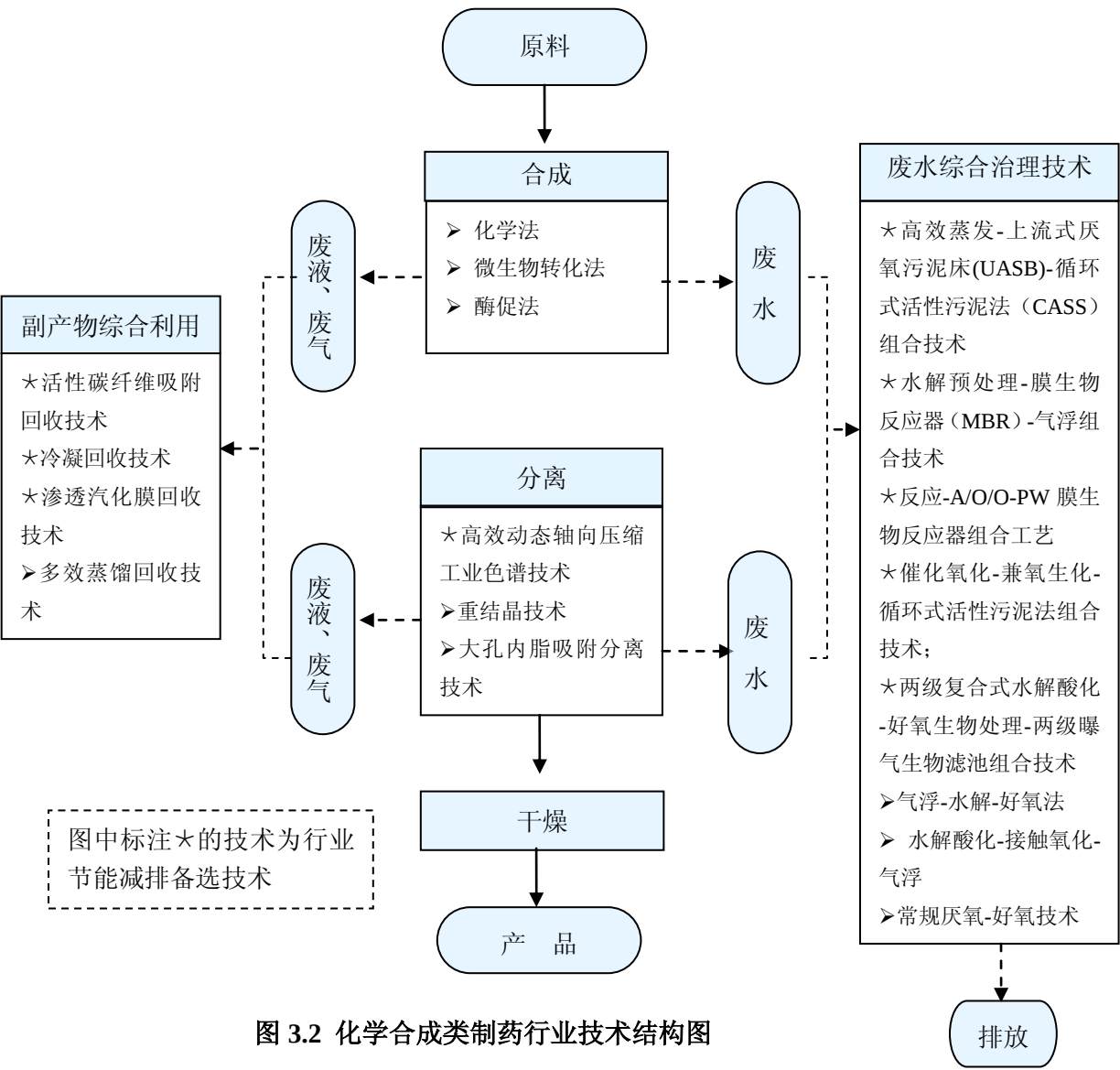


图 3.2 化学合成类制药行业技术结构图

3.1.3 提取类制药行业技术结构

3.1.3.1 提取

提取也称抽提、萃取，是利用一种溶剂对物质的不同溶解度，从混合物中分离出一种或几种组分，制成粗品的过程。提取法可分为两类，一类为固体的处理，

称液-固萃取；一类为液体的处理，称液-液萃取。

3.1.3.2 分离纯化（精制）

纯化即对提取出的粗品进行精制的过程。主要应用的方法有盐析法、有机溶剂分级沉淀法、等电点沉淀法、膜分离法、层析法、凝胶过滤法、离子交换法、结晶和再结晶作用等。

3.1.3.3 资源能源综合利用技术

我国拥有丰富的动植物资源，畜牧业的发展，每年产生大量的动物脏器副产品，为提取类药物的发展提供了很好的原材料。一般而言，提取的原材料中存在多种药物活性组分，但含量普遍较低，如能够采取综合生产工艺，不但可以实现资源的综合利用，提高生产的经济效益，还可有效降低污染物的排放。此外，在提取分离过程使用的大量有机溶剂可实施回收利用，降低生产成本，减少污染排放。

3.1.3.4 污染治理技术

提取类制药废水主要产生于粗提和精制两个工艺环节，粗提过程废水污染较为严重，而精制废水等污染相对不高。早期的处理技术一般是以好氧处理工艺为主，或者采取适当的絮凝/气浮预处理后进行好氧处理。一般而言，有粗提工艺时，废水污染较重，采用厌氧-好氧或水解酸化-好氧处理工艺。在只有精制和制剂工艺时，可采用好氧生化处理工艺。由于提取类药制药废水的可生化性较好，采用各类生化处理方法均可取得较好的有机物去除效果。提取类废水污染严重程度与原料的种类有关，有的提取类废水污染物浓度高，因此采取好氧-厌氧工艺处理很难达到预期效果，需要经过预处理来提高废水的可生化性，如混凝/气浮、铁屑还原、催化氧化等；必要时还应组合物化后续处理，比如气浮、曝气生物滤池等。

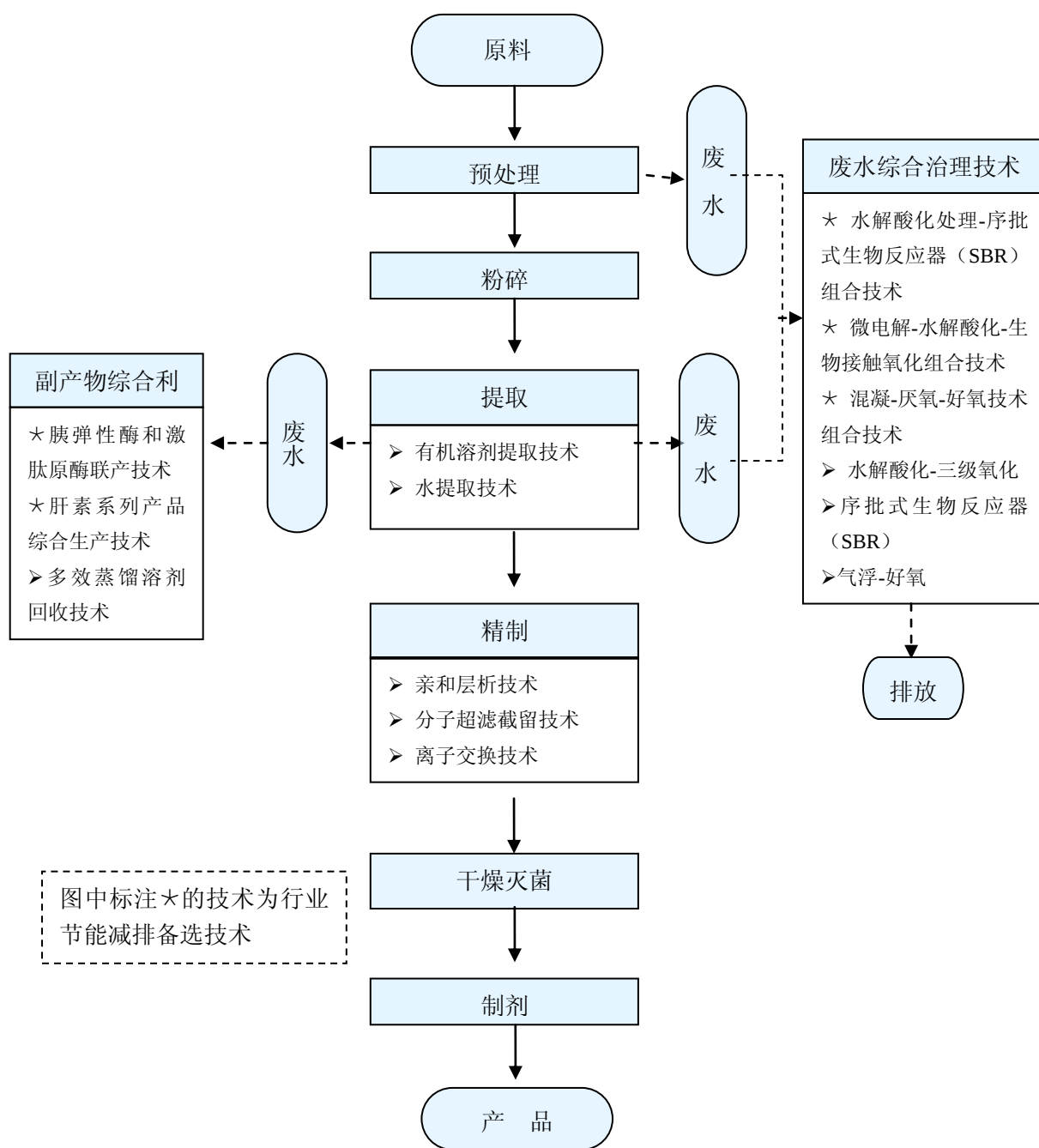


图 3.4 提取类制药行业技术结构图

3.1.4 中药类制药行业技术结构

3.1.4.1 生产工艺技术

中成药生产的核心工艺是有效成分的提取、分离与浓缩。在中药提取工艺中，根据所使用的溶剂不同，可分为水提和溶剂提取，其中，溶剂提取以乙醇提取为主。近年来，超临界二氧化碳萃取、连续逆流循环、大孔内脂吸附等先进的现代制药已在中药生产中得到应用。国内一些大中型中药生产企业在中成药提取分离过程中采取自动化控制技术，降低了中成药生产过程的能源消耗，同时使水资源的利用效率大大提高。

3.1.4.2 资源综合利用技术

中药提取、浓缩过程消耗大量的蒸汽，通过增设集水回收系统，可对蒸汽冷凝水进行回收再利用，同时在蒸汽系统中采用新型的疏水装置，可降低蒸汽的无效排放。醇提过程中，可采用多效蒸馏进行乙醇回收。

中药提取产生的大量药渣中，富含各种营养成分，处置不当将造成环境污染。目前，中药渣食用菌栽培技术、有机肥及动物饲料制备技术、燃料制备技术等生态化利用技术已经成功开发并得到推广应用。

3.1.4.3 污染物治理技术

中药生产过程中用水量大，有机污染严重，COD 较高，且胶体体系非常稳定。因此，在中药废水处理过程中，一般先采用混凝、破乳、电凝聚或气浮等方法，将废水中固体有机物凝聚沉降或上浮分离，尽可能地减少后续生化处理的有机负荷。由于中药制药废水的可生化性较好，采用各类生化处理方法均可取得较好的有机物去除效果。

中药类制药废水的处理一般采用厌氧-好氧处理工艺。厌氧处理主要采用UASB、水解酸化等工艺，好氧生化处理装置主要采用活性污泥法、生物接触氧化法以及序批式活性污泥法等。有的中药废水污染物浓度高，因此采取好氧-厌氧工艺处理很难达到预期效果，需要经过预处理来提高废水的可生化性，如混凝/气浮、铁屑还原、催化氧化等。必要时还应组合物化后续处理，比如气浮、曝气生物滤池等。

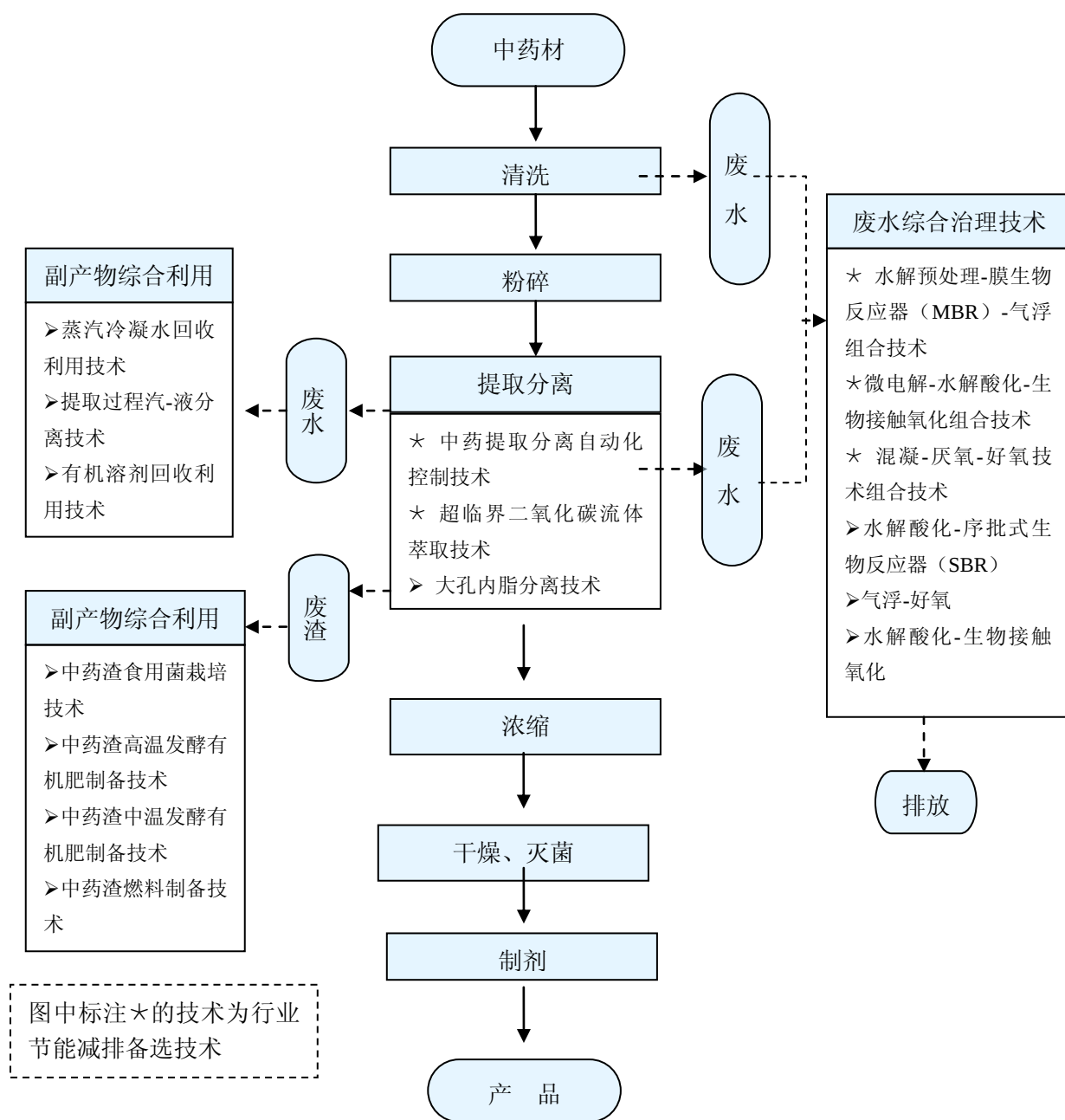


图 3.4 中药类制药行业技术结构图

3.1.5 生物工程类制药行业技术结构

3.1.5.1 细胞培养与发酵技术

细胞培养和发酵是实现生物工程药物产业化的关键环节，与国际先进水平相比，我国在这一环节上仍存在相当大的差距，尤其在大规模细胞培养方面，许多

产品生产还停留在转瓶工艺水平，生产效率低，批量小。近年来，国内一些企业在引进国外技术的基础上，成功实现高密度微载体技术、连续灌流细胞培养技术在疫苗和单克隆抗体药物等基因工程药物产品生产中的应用，批次产能的提高，减少了多批次生产中设备的清洗、消毒，降低工艺用水和能源的消耗。

3.1.5.2 分离纯化技术

分离纯化是生物工程制药的重要工序，同时也是污染物产生的主要环节。目前分离纯化的工艺有沉淀分离纯化、离心分离纯化、过滤和超滤纯化、层析分离纯化、萃取等。在沉淀分离纯化方法中，有机溶剂沉淀法比盐析法具有较高的分辨能力，还能使很多的溶于水的生物大分子（如核酸、蛋白质及多糖等）和小分子生化物质发生沉淀，所以应用广泛，但也存在明显的不足，例如容易使活性分子变性，此外还具有一定的毒性。离心分离技术在生物工程制药中应用广泛，主要用于生物材料的初步处理和蛋白质等高分子产物的纯化。过滤和超滤纯化技术利用滤膜的孔径大小将细菌过滤除去，对于不耐高温的液体只有采用过滤法才能达到除菌的目的。层析技术在生物工程制药应用也越来越普遍。

3.1.5.3 灭菌技术

灭菌工艺是生物工程制药过程最关键的过程之一。通过应用物理或化学等方法将物体上或介质中所有的微生物及其芽孢（包括致病的和非致病的微生物）全部杀死，达到无菌状态。目前企业常用的灭菌工艺有高压蒸汽灭菌法和干热灭菌法。

3.1.5.4 污染物治理技术

生物工程类制药的高浓度废水主要产生于发酵环节，但相比传统抗生素发酵来看，生物工程类制药的发酵规模比较小，废水产生量小，一般情况下，企业通常将该部分废水作为废液委托由资质单位处置。目前企业对工艺废水的处理以二级生化为主，考虑到工艺废水中可能残留的活性菌种等因素，应增加消毒工艺，生物工程类制药工艺废水治理通常采用“二级生化+消毒”的组合工艺。

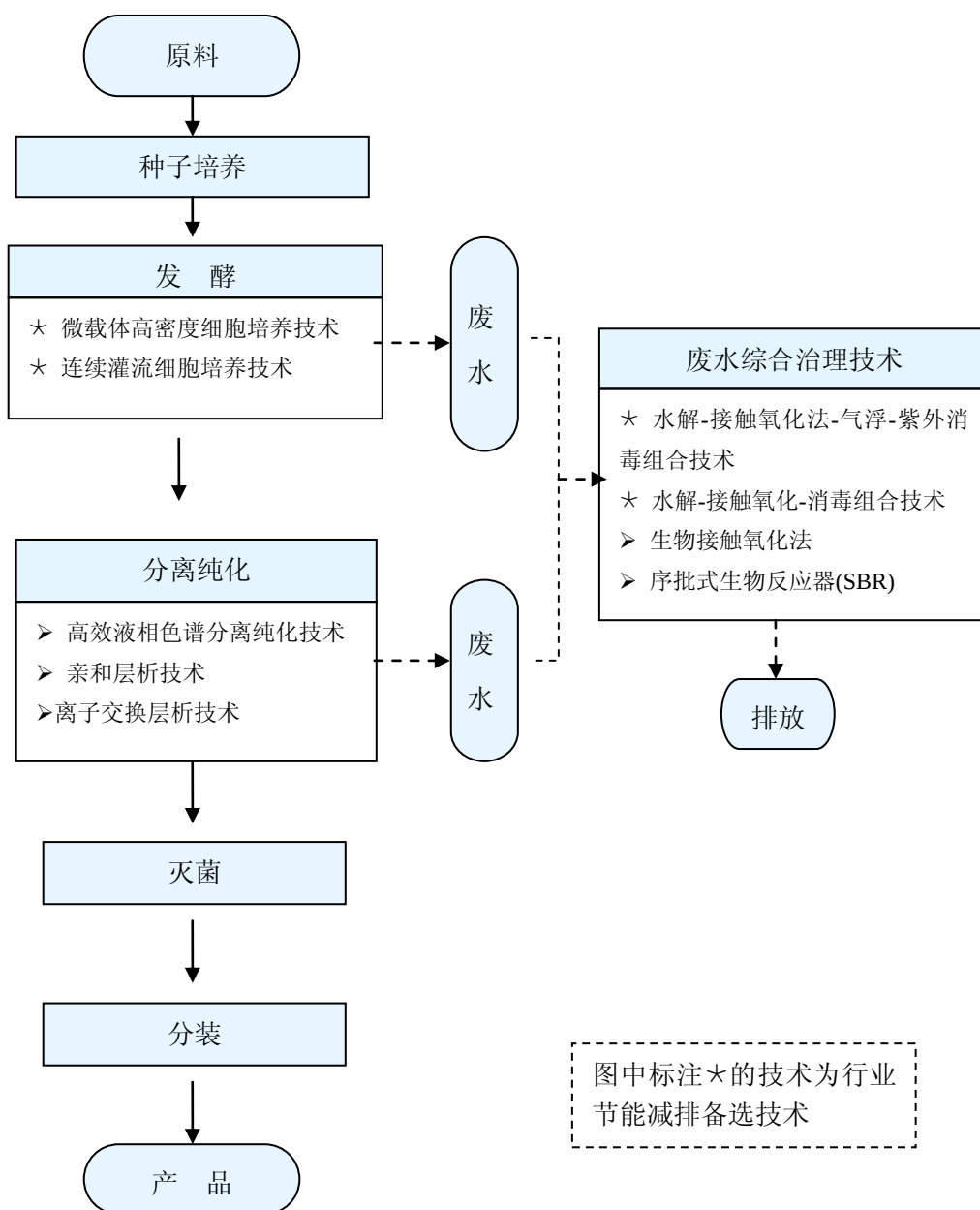


图 3.5 生物工程类制药行业技术结构图

3.1.6 制剂类制药行业技术结构

3.1.6.1 制剂工艺技术

随着国内药品市场的快速增长，我国已经成为全球最大的药物制剂生产和使

用大国之一。各种药物成分均须经过制剂加工后才能成为供临床使用的药品，制剂的种类很多，但核心的工艺主要包括配料、混料、制剂、包装等过程。药品与普通的产品不同，产品的工艺路线在注册审批后已有严格规定，在实际生产中，不允许厂家自行调整，这在一定程度上增加制剂企业进行生产过程节能减排改造的难度，因此，在制剂类生产过程中，与工艺相配套的技术设备和公用工程配套系统是实施节能减排的主要潜在对象。输液是各种制剂中水资源和能源消耗较高的剂型之一，“三合一”灌装技术集制瓶、灌装、封口三道工序于一体，近年来在被国内输液企业所采用，在一些外购塑瓶输液生产企业中，使用负离子空气清洗技术替代传统的注射水清洗技术，具有很好的节水、节能、环保效果。

3.1.6.2 资源综合利用技术

许多制剂企业针对生产过程使用的蒸汽和冷却水开展冷凝水和冷却水的循环利用，大大降低新鲜水的消耗。

3.1.6.3 污染物治理技术

制剂类制药企业生产排放的废水属中低浓度有机废水，目前企业的废水处理方法可归纳为两种，一种是各种废水经收集后进入企业的集中废水处理设施，经过一系列预处理、生化处理设施（主要采用的有活性污泥法、接触氧化法、SBR等传统成熟工艺）处理后直接排入河道、湖泊等水体中。还有一种是企业经过简单的预处理（调节中和、沉淀工序），然后排入二级处理设施，包括城市污水处理厂和工业废水处理厂。而对一些工艺设备清洗后的高浓度废水收集后送去焚烧。

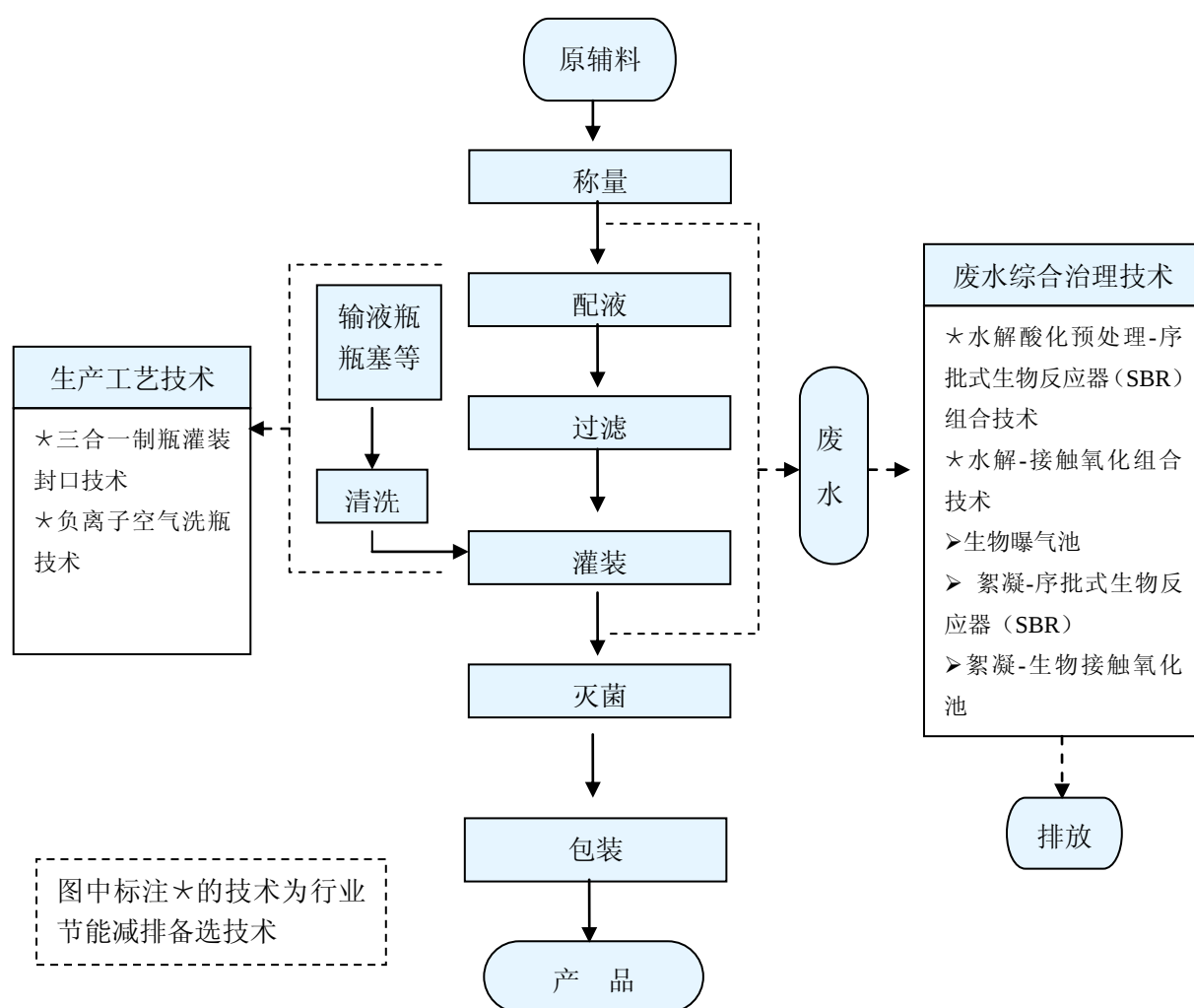


图 3.6 制剂类制药行业技术结构图（以大输液为例）

3.2 行业技术水平

3.2.1 发酵类制药行业技术水平

发酵类制药是我国的传统优势领域之一，经过多年的工艺改进和技术创新，我国青霉素、头孢菌素、维生素 C、维生素 B₂ 等技术经济指标全面提高，生产成本和技术水平已逐步接近世界先进水平，在节能减排技术上也取得了一定成绩。但一直以来，低水平重复的粗放式发展模式尚未得到明显改善，行业集约化规模化程度、资源综合利用水平，以及节能减排工作还需进一步提高。随着《制药工业污染物排放标准》等的全面实施，市场竞争的不断加剧，企业的节能减排意识也在不断增强。以发酵类大宗原料药污染防治为重点，提高废水、废气、废

渣等污染物治理水平，开发发酵菌渣无害化处理及综合利用技术、发酵废水中营养物质回收利用技术，大力推进节能节水，实施能量系统优化工程，推动节能技术和设备的应用，将是发酵类制药行业节能减排技术发展的必然趋势。

3.2.2 化学合成类制药行业技术水平

随着全球化学原料药加快向我国等发展中国家的转移，我国医药出口在继续保持抗生素、维生素等大宗发酵类原料药传统优势的同时，他汀类、普利类、沙坦类药物等化学合成类特色原料药逐渐成为新的出口优势产品，在生产工艺技术创新的推动下，逐步在国际市场占据相当的份额。生物转化、酶法技术等清洁生产工艺的开发与应用，高毒、高害、污染严重的原材料替代，新工艺、新设备的开发与应用，以及生产过程中溶剂的回收与利用水平的提高等，将是我国化学合成类制药行业节能减排的发展方向。

3.2.3 提取类制药行业技术水平

提取类制药是我国制药工业的重要组成部分，现阶段，我国以动物脏器来源为主的品种技术水平与国际水平基本接近，但在资源的综合开发利用水平上还有一定差距。如目前我国许多生化制药企业从血浆中只能提取 3~4 种产品，而国外企业可从血浆中提取 10~13 种产品。进一步加强产品的综合开发利用水平，提高生产过程溶剂的回收与利用，将是提取类制药行业节能减排技术开发和推广应用的重点内容。

3.2.4 中药类制药行业技术水平

中药是我国医药工业的传统优势领域，近年来，通过加快推动中药现代化的发展，我国中药生产的技术和质量控制水平进一步提高。在节能减排方面，大部分企业已在中药提取分离过程中实施蒸汽冷凝水的回收利用，超临界二氧化碳流体萃取技术已在一些中成药产品及植物提取物的生产中得到应用。中药提取分离过程工程化、自动化控制水平，以及中药药渣综合开发利用能力的提高，将是中药类制药行业节能减排技术发展的重点。

3.2.5 生物工程类制药行业技术水平

尽管我国在生物工程制药领域起步较晚，但发展速度很快。目前，我国在大规模发酵及动物细胞培养等下游产业化技术领域与国际先进水平还有很大差距，加快产业规模化水平的提高，将有力的推动生物制药行业的节能减排，同时也是加快我国生物制药产业发展的必然选择。

3.2.6 制剂类制药行业技术水平

我国常规制剂生产技术水平已经取得一定进步，相比之下，制剂工艺设备国产化水平有待进一步提升。

第四章 医药行业节能减排先进适用技术

4.1 发酵类制药

4.1.1 行业概况

发酵类制药是指通过微生物发酵的方法生产药物活性成分，然后经过分离、纯化、精制等工序生产出药物的过程。发酵类药物按产品类型可分为抗生素类、维生素类、氨基酸类、其他类等。其中，抗生素类药物按照化学结构又分为 β -内酰胺类、氨基糖苷类、大环内酯类、四环素类、多肽类及其他类。我国抗生素类药物品种齐全，主要优势品种包括青霉素、链霉素、四环素、氯霉素、土霉素等产品，其中青霉素规模最大。同时，我国还是世界上最大的维生素类产品的生产国与出口国，其中产量规模最大的品种是维生素 C。

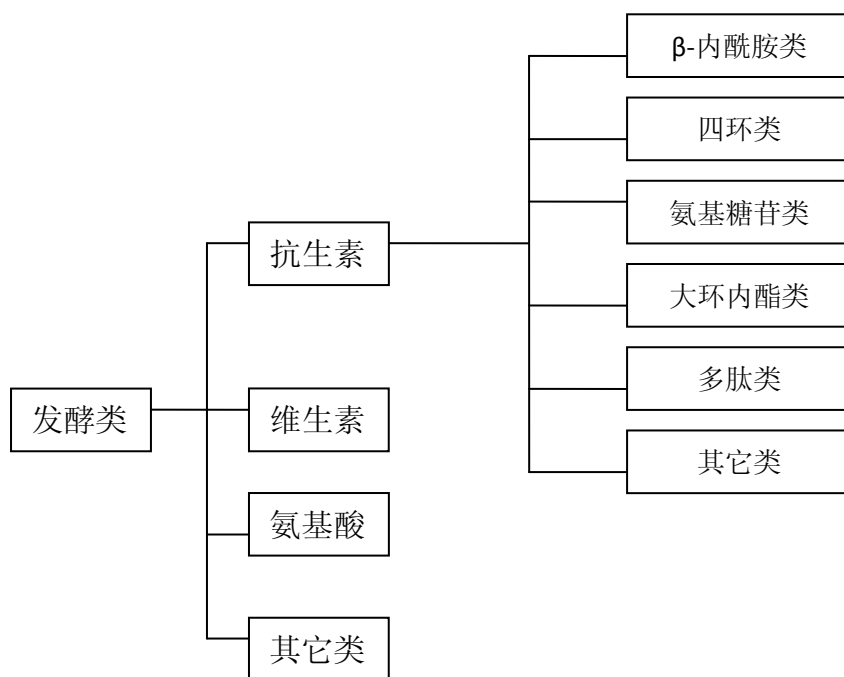


图 4.1 发酵类药物分类

表 4.1 发酵类抗生素主要品种及其主要生产企业

类别	品种名称	年产量 (吨)	代表性企业
β-内酰胺类	青霉素钾	146	华北制药集团有限公司、石家庄制药集团、张家口制药(集团)有限责任公司、东风药业股份有限公司、四川制药股份有限公司
	青霉素 G 钠	2169	华北制药集团有限公司、石家庄制药集团、张家口制药(集团)有限责任公司、哈药集团有限公司、东风药业股份有限公司、山东鲁抗医药集团公司、河南新乡华星制药厂、四川制药股份有限公司、江西东风药业股份有限公司
四环素类	四环素	1222	华北制药集团有限公司、四川制药股份有限公司、宁夏启元药业有限公司、利君集团有限公司
	土霉素	7898	华北制药集团有限公司、石家庄华曙联合制药厂、大同星火药业有限责任公司、赤峰制药集团有限公司、赤峰市元宝山制药厂、乐山三九长征药业股份有限公司、甘肃祁连山制药厂、扬州制药厂、江西国药有限责任公司、山东淄川制药厂
氨基糖苷类	庆大霉素	311	天津太河制药有限公司、华北制药集团有限责任公司、邯郸滏荣原料药公司、长治中宝制药有限公司、上海四药有限公司、福建省福抗药业股份有限公司、福建汇天生物药业有限公司、烟台只楚药业有限公司、开封制药(集团)有限公司、焦作市康力药业股份有限公司、南阳普康集团衡清制药有限公司、四川制药股份有限公司、乐山三九长征药业股份有限公司
	盐酸大观霉素	140	山东鲁抗医药集团公司、浙江金华康恩贝生物制药有限公司
	硫酸新霉素	1510	福州福兴医药有限公司、宜昌三峡药业有限责任公司、乐山三九长征药业股份有限公司
	硫酸链霉素	1560	华北制药集团有限公司、上海四药有限公司、山东鲁抗医药集团公司、乐山三九长征药业股份有限公司
	双氢链霉素	418	华北制药集团有限责任公司、上海四药有限公司、乐山三九长征药业股份有限公司
大环内酯类	红霉素	365	宜都东阳光生化制药有限公司、利君集团有限责任公司、桂林集琦药业股份有限公司、岳阳同联药业有限公司、宁夏启元药业有限公司、浙江海正集团有限公司
多肽	去甲万古霉素	1.2	华北制药集团有限公司、张家口市长城制药厂

类别	品种名称	年产量 (吨)	代表性企业
类	环孢素	1.26	杭州中美华东制药有限公司、福建科瑞药业有限公司、浙江瑞邦制药厂、华北制药集团有限公司
其它类	制霉菌素	74	浙江震元制药有限公司
	灰黄霉素	329	赤峰制药集团有限公司、上海中华制药厂、浙江海正集团有限公司
	林可霉素	1855	河南天方药业股份有限公司、安徽省皖北药业股份有限公司、华北制药集团有限公司、江西国药有限责任公司、哈药集团有限公司、苏州第四制药厂、常州兰陵制药有限公司、南阳普康药业有限公司、南阳普康集团衡消制药有限公司、湖北中天爱百颗药业有限公司、重庆药友有限责任公司

资料来源：《2010 年中国医药统计年报》

表 4.2 发酵类维生素主要品种及其主要生产企业

代表性药物	年产量 (吨)	代表性企业
维生素 C	97713	石家庄制药集团有限公司、江苏江山制药有限公司、华北制药集团有限公司、东北制药总厂、上海三维制药有限公司、江苏华源药业有限公司
维生素 C 钠	9543	石药集团有限公司、华北制药集团有限公司、东北制药总厂、江苏华源药业有限公司
维生素 C-97	1324	东北制药总厂
维生素 C-90	14	东北制药总厂
维生素 B ₁	820	湖北华中药业有限公司、天津市中津制药股份有限公司、东北制药总厂
维生素 B ₁₂	189	宁夏多维药业有限公司、华北制药集团有限责任公司、石家庄制药集团有限公司

资料来源：《2010 年中国医药统计年报》

表 4.3 发酵类氨基酸主要品种及其主要生产企业

代表性药物	年产量 (吨)	代表性企业
谷氨酸	53	天津金耀集团有限公司、湖北省八峰药化股份有限公司、哈高科白天鹅药业有限责任公司、张家港菊花氨基酸有限公司、
丝氨酸	34	天津金耀集团有限公司、上海冠生园协合氨基酸有限公司、湖北省八峰药化股份有限公司
苏氨酸	106	天津金耀集团有限公司、湖北省八峰药化股份有限公司、上海味之素氨基酸有限公司、广东汕头市紫光古汉氨基酸公司
缬氨酸	405	宜昌三峡药业有限责任公司、天津金耀集团有限公司、重庆西南制药二厂、湖北省八峰药化股份有限公司、上海味之素氨基酸有限公司、南宁安力泰美诗药业有限公司
L-盐酸 赖氨酸	344	天津金耀集团有限公司、湖北省八峰药化股份有限公司、广西南宁邕江药业有限公司、上海味之素氨基酸有限公司、上海冠生园协合氨基酸有限公司、

资料来源：《2010 年中国医药统计年报》

发酵类制药的生产特点基本比较相似，一般都需要经过菌种筛选、种子制备、微生物发酵、发酵液预处理和固液分离、提炼纯化、精制、干燥、包装等步骤，基本生产流程如下：

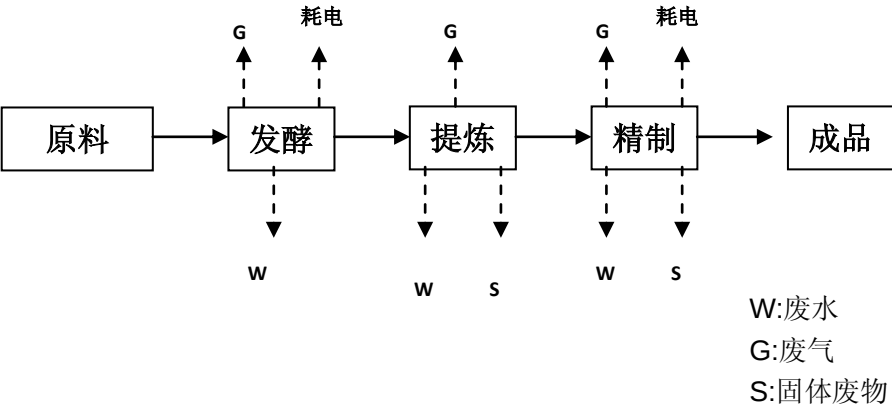


图 4.2 发酵类制药生产工艺流程图

(1) 发酵

发酵过程就是使微生物在特定的温度、pH 和营养条件下大量繁殖，产生大量的发酵产物。发酵开始前，相关设备和培养基必须先经过灭菌，后接入种子，

发酵周期一般为 4-5 天，有的可长达 2 周以上。在整个过程中，需要不断通气和搅拌，维持一定的溶氧量和罐体温度。

（2）提炼

提炼是将从发酵液中制取高纯度的、合格成品的过程。由于发酵液中药物成分浓度很低，杂质浓度比药物浓度高几十倍甚至几千倍。常见的杂质有菌丝、未消耗的培养基、其它代谢产物、无机离子（ Fe^{2+} 、 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 等）和蛋白质等。提炼过程需要去除杂质，浓缩获得所需药物成分。发酵液中的高价无机离子和蛋白质等杂质对后续提取工艺会产生较大的不利影响，如在离子交换的过程中不利于树脂对药物成分的的吸收，用溶媒萃取法提炼时蛋白质的存在会产生乳化，使溶媒和水相分离困难等，因此，在提炼前需对发酵液进行预处理。

提炼的方法较多，不同的提炼方法，能源资源消耗、污染物的产生情况差异较大。

（3）精制

精制是发酵类制药生产的最后工序，产品的干燥过程需要消耗大量的能源，同时会产生一定的废气。

4.1.2 能源资源消耗情况

（1）能源消耗情况

发酵类制药是制药工业中能源消耗最大的类别之一。消耗的能源包括一次能源煤炭，二次能源蒸汽、电等。

发酵环节的主要设备为发酵罐和种子罐，以及原料（培养基）调制、蒸煮、灭菌、冷却、通气调节、除菌、搅拌等附属设备。发酵周期长，涉及的工艺和附属设备功率大、能耗高，因此，是发酵类制药工业能源消耗最大的工艺环节。通过实施发酵动力系统和能量系统的优化，采用新型发酵搅拌器，以及大功率设备的变频改造等措施，可达到节能效果。发酵罐及原料消毒灭菌后的高温泛汽和冷凝水，以及发酵过程罐体冷却用的冷却水，可以通过回收系统的改造加以循环利用。

精制环节干燥工艺中需要消耗大量的蒸汽，蒸汽余热也可通过收集，通过换热装置回收进行循环利用。

（2）资源消耗情况

发酵培养基是微生物生长繁殖和合成各种代谢产物所需要的各种营养物质的混合物，包括碳源、氮源、无机盐及金属离子、添加前体、消沫剂等组成成分。碳源的主要作用是微生物菌种的生长繁殖提供能源，为合成菌体及目的产物提供所需的碳成分，常用的碳源原料主要包括乳酸、葡萄糖、糖蜜等。氮源的作用

是供应菌体合成氨基酸、多肽和蛋白质的原料，主要的有机氮源有玉米浆、棉籽饼粉、花生饼粉、酵母粉、蛋白胨等，无机氮源包括硝酸盐、尿素、硫酸铵等。

此外，发酵、提炼过程需要消耗大量的工艺及设备清洗用水，提炼工艺中可能还需使用有机溶剂。

表 4.4 抗生素发酵生产的主要原料

	青霉素	链霉素	土霉素	四环素	盐酸 林可霉素	庆大霉素
黄豆饼粉		√	√	√	√	√
葡萄糖	√	√			√	√
花生饼粉	√					
玉米浆	√					
葡萄糖母液	√	√			√	
玉米油	√	√	√	√	√	
淀粉			√	√	√	√
酵母粉						√
蛋白冻				√		√
玉米粉						√
草酸		√	√	√	√	
糊精			√			√
植物油						√
苯乙酸	√					
鱼粉						√
碳酸钙						√

发酵类制药工业的特点是品种多，生产工序多，使用原料种类多、数量大，原材料利用率低。一般一种原料药生产使用的原材料数种或 10 余种，甚至高达 30~40 种，原料总耗有的达 10 千克/千克产品以上，高的超过 200 千克/千克产品。

4.1.3 污染物排放情况及特点

以抗生素、维生素、氨基酸为代表，发酵类制药生产过程的主要排污节点如图 4.3。

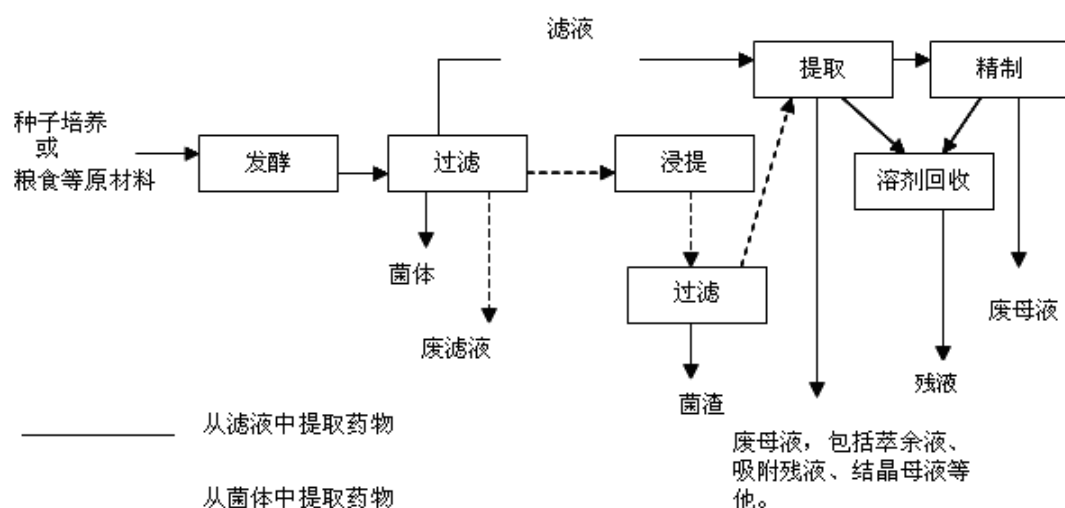


图 4.3 发酵类制药工艺流程及水污染物排放节点图

（1）发酵

发酵环节是污染物产生的最主要环节，由于采用农作物等原料发酵的产率较低，因此发酵废弃物产生量很大。从技术上看，具有较大的减排潜力，比如增加自动化控制装置、优化工艺条件等可以进一步提高产率。

（2）提炼

提炼环节中是废水、废气产生比较集中的工艺环节，因为要不断洗涤，所以产生大量的洗涤废水。根据发酵类废水的来源中，该部分水是最终废水的主要来源。洗涤过程中使用的大量溶剂，在分离过程中以气态污染物的方式进入到废气中。提炼环节的废水具有较大的减排潜力，比如洗涤的工序安排、洗涤废水的回用或再利用等。

（3）精制

精制环节的最主要的问题是能源消耗，干燥过程需要大量的能源。在气态污染物的排放中一直被认为不是重点，但实际上活性成分的长期低剂量的散失，对周边环境的影响也是很深远的。

发酵类制药废水的来源主要包括四个方面：

① 主生产过程废水。这类废水是最重要的一类废水，包括废滤液（从菌体中提取药物）、废母液（从滤液中提取药物）、其他母液、溶剂回收残液等。这类废水浓度高、酸碱性和温度变化大，含有大量的药物残留，虽然水量不是很大，但污染物含量高，在全部废水 COD 中所占比重较高，处理难度大。很多企业将这类废水收集后作为废液（危险废物）处置。

② 辅助过程排水。包括工艺冷却水（如发酵罐、消毒设备冷却水）、动力设

备冷却水（如空压机冷却水、制冷机冷却水）、循环冷却水系统排污、水环真空设备排水、去离子水制备过程排水、蒸馏（加热）设备冷凝水等，这类废水污染物浓度低，但是水量大，季节性强，企业间差异大，这类废水是近期节水工作的主要目标。需要注意的是，一些水环真空设备排水含有溶剂，COD 浓度很高。

③ 冲洗水。包括容器设备洗涤水（如发酵罐冲洗水等）、过滤设备冲洗水、树脂罐冲洗水、地面冲洗水等，其中，过滤设备冲洗水（如板框压滤机、转鼓过滤机等过滤设备冲洗水）污染物浓度很高，主要是悬浮物，如果控制不当，也会变成重要污染源。树脂罐（柱）冲洗水水量也比较大，初期冲洗水污染物浓度高，并且酸碱性变化大，也是一类重要废水。

④ 生活污水。与企业人数、生活习惯、管理状态等相关，但不是主要废水。由以上可知，辅助过程排水水量最大，COD 贡献最大的是直接工艺排水，冲洗水也不容忽视。总结下来，发酵类废水有以下特点。

表 4.5 发酵类制药排放废水的特点

序号	特点	具体内容
1	排水点多	高低浓度废水单独排放，有利于清污分流。
2	间歇排放	高浓度水间歇排放，酸碱性和温度变化大，需要较大的收集和调节装置。
3	污染物浓度高	废滤液、废母液等 COD 可以高达 1 万 mg/L 以上，甚至达到十几万 mg/L。
4	碳氮比低	发酵过程中一般碳氮比为 4: 1 左右，废发酵液的 BOD ₅ /N 在 1-4 之间，与废水处理中微生物的营养要求（好氧 20: 1、厌氧 40~60: 1）相差甚远，不利于生物处理。
5	含氮量高	主要是以有机氮和氨态氮存在，发酵废水经过生物处理后氨氮指标往往不理想，并一定程度上影响 COD 的去除。
6	硫酸盐含量高	由于硫酸铵是发酵的氮源之一，硫酸是提炼过程中常用的 pH 调节剂，所以废水中往往硫酸盐浓度高，给废水氧化处理带来困难。
7	废水对微生物抑制性大	废水中含有微生物难以降解甚至对微生物有抑制作用的物质，如破乳剂 PPB（十二烷基溴化吡啶）、消泡剂（如聚氧乙烯、丙乙烯、甘油醚等）、黄血盐（K ₄ [Fe（CN） ₆ ·3H ₂ O]）、草酸盐、残余溶媒（甲醛、甲酚、乙酸丁酯等有机溶液）和参与抗生素等。废水中青霉素、链霉素、四环素、氯霉素浓度低于 100μg/L 时不会影响好氧生物处理，而且可以被生物降解，但当它们浓度大于 10mg/L 时，会抑制好氧污泥活性，降低处理效果。
8	一般色度比较高	

发酵类制药工业生产过程产生的“三废”量大，废物成分复杂，污染危害严重。其废水通常具有组成复杂，有机污染物种类多，浓度高，COD 和 BOD 值高， $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度高，色度深、毒性大，固体悬浮物浓度高等特征。

4.1.4 节能减排技术

4.1.4.1 无机陶瓷组合膜分离技术

4.1.4.1.1 技术介绍

(1) 技术应用工艺节点

分离是制药过程的一种常用的生产工艺，膜分离是一种新型分离技术，与传统的分离技术比较，它具有高效率、低能耗、过程简单、操作方便、不污染环境、便于放大、便于与其他技术集成等突出优点，适合于现代工业对节能和消除环境污染的需要。陶瓷膜分离技术作为膜分离技术的一种，近几年来发展迅速，已经广泛用在化工、食品、医药、环保等行业的液体中杂质的分离过程。

(2) 技术基本原理



图 4.4 无机陶瓷膜电子扫描剖面图

无机陶瓷膜是以氧化铝、氧化钛、氧化锆等材料经特殊工艺制备而成的多孔非对称膜。陶瓷膜过滤是一种“错流过滤”形式的流体分离过程，在压力作用的驱动下，原料液在膜管内流动，小分子物质透过膜，含大分子组分的浓缩液被膜截留，从而使流体达到分离、浓缩、纯化的目的。

陶瓷膜的过滤精度涵盖微滤和超滤，微滤膜的过滤孔径范围在 0.05~1.4 微米之间，超滤膜的过滤精度范围可在 10~50 千道尔顿之间，可根据物料的粘度、悬浮物含量选择不同孔径的膜，以达到澄清分离的目的。无机陶瓷膜具有优秀的材料性能，具有耐酸、耐碱、耐有机溶剂、耐高温高压、再生能力强、分离效率高等特点，已经成为膜领域发展最为迅速、被认为最有发展前景的品种之一。

4.1.4.1.2 技术发展水平

陶瓷膜的研究始于 20 世纪 40 年代。70 年代，日本开发出孔径为 5~50 微米的陶瓷超滤膜。80 年代中期，荷兰 Twente 大学 Burggraaf 等人采用溶胶-凝胶技术制成的具有多层不对称结构的微孔陶瓷膜，孔径达到几个纳米，可用于气体分离。溶胶-凝胶技术的出现，使无机膜的制备技术有了新的突破，并将无机膜尤其是陶瓷膜的研制推向了一个新的阶段。

目前已商品化的多孔陶瓷膜的构形主要有平板、管式和多通道三种。平板膜主要用于小规模工业生产和实验室研究。管式膜组合起来形成类似于列管换热器的形式，可增大膜装填面积，但由于其强度问题，已逐步退出工业应用。大规模应用的陶瓷膜，通常采用多通道构形，即在一个圆截面上分布着多个通道，一般通道数为 7、19 和 37。

我国科技部门对陶瓷膜的发展一直很重视。从 90 年代开始，“863”、“973”、国家杰出青年科学基金、“九五”、“十五”重点科技攻关计划等都对陶瓷膜应用的基础理论和工程化关键技术的研究给予了重点支持。在国际制膜技术封锁的条件下，从零开始，我国已经建立起了陶瓷膜设计、制备与应用的理论基础，解决了陶瓷膜制备、装备成套化和应用领域的系列关键技术问题，组织了陶瓷膜工业生产、人才培养、行业标准制定和推广应用工作，经历了 10 多年的努力，终于在我国形成了能够与国际先进技术相竞争的陶瓷膜新产业。

4.1.4.1.3 技术适用条件

适用于各类制药工业生产过程的分离、精制与浓缩，尤其是发酵类制药。

4.1.4.1.4 实施建设内容

采用超滤、纳滤等无机陶瓷膜组合膜分离设备代替板框过滤等传统工艺设备。



图 4.5 无机陶瓷膜分离设备示意图

4.1.4.1.5 节能减排效果

某年产红霉素 3000 吨的某制药企业，采用超滤、纳滤等无机陶瓷膜分离工艺代替传统的板框过滤工艺，收率提高 4%，单位产品原料消耗减少 20%，节电 30%，节煤 10%以上，絮凝剂使用量减少 100%，废水产生量下降 50%以上，COD 消减和 BOD 消减 10%以上。

表 4.6 无机陶瓷膜分离工艺节能减排效果

	指标名称	单位	板框过 滤、絮凝 工艺	无机陶瓷 膜分离工 艺	削减率 (%)
资源消耗	全部原料总单耗	吨/吨产品	45	36	20%
	新水耗	吨/吨产品	4530	3606	20%
	乙酸丁酯	吨/吨产品	5.5	0.825	85%
能源消耗	电耗	度/吨产品	220000	152610	30%
	煤耗	吨/吨产品	63.2	55.4	12%
	单位产品能耗	吨标准煤/吨产品	72.2	58.3	19%
污染物 产生	废水产生量	吨/吨产品	820	358.7	56%
	COD	千克/ 吨产品	8200	7174	13%
	BOD	千克/ 吨产品	3280	2870	13%
	氨氮产生量	千克/ 吨产品	—	—	—
	废气产生总量	万标立方米/吨产 品	—	—	—
	SO ₂ 产生量	千克/ 吨产品	—	—	—
	固体废物产生总量	吨/吨产品	—	—	—
特征指标	总收率	%	72%	75%	3%
	生产指数	亿/时.立方米	0.23	0.29	19%
	发酵指数	亿/时. 立方米	0.32	0.38	24%

4.1.4.1.6 成本效益分析

以年产红霉素 3000 吨的制药企业为例，设备投资成本 2000 万元。项目投资回报周期为 1~2 年。

4.1.4.1.7 技术应用情况

国内一批抗生素、维生素生产企业采用，在我国发酵类制药行业的技术普及率低于 20%，预计“十二五”末技术普及率将达到 50%。

4.1.4.1.8 技术知识产权情况

南京工业大学膜科学技术研究所从事无机陶瓷膜及膜集成技术设备的开发，先后承担了国家“973”、“863”、“十五”等重要课题，已在膜制备、表征、污染与清洗及膜组件和应用设备研制等各个方面取得了多项重要成果，拥有 20 多项膜应用技术的专利使用权，产品达到国际先进水平，在生物发酵、医药、纳米粉体生产、石油化工、化工等领域拥有成套应用技术。

4.1.4.2 纳滤分离浓缩技术

4.1.4.2.1 技术介绍

(1) 技术应用工艺节点

纳滤常被应用于物质的分离、精制、浓缩等工艺过程，具有常温无破坏、低成本、收率高等特点，其技术优点主要表现在：能耗低，节省浓缩过程成本；脱盐和浓缩同时进行，并具有相当快的处理速度，大大缩短生产周期；过程无化学反应、无相变化，不带入其他杂质及造成产品的分解变性；在常温下达到浓缩提纯目的，不造成有效成分的破坏，工艺过程收率高；可完全脱除产品中的盐分，减少产品灰分，提高产品纯度；可回收溶液中的酸、碱、醇等物质；膜通量大，且运行稳定可靠，膜使用寿命长；膜工艺产生的废水 COD 总量低，大大减轻环保负担；可满足高粘度料液的浓缩和脱盐要求；错流式运行工艺，解决膜污染堵塞问题；自动化设计，操作简便，可在线再生清洗和排污，维护方便，降低劳动强度，实现清洁生产，设备结构简洁紧凑，占地面积小。

(2) 技术基本原理

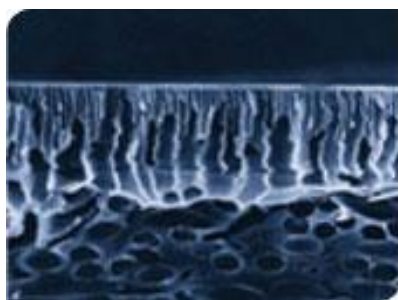


图 4.6 纳滤膜电子扫描剖面图

纳滤是介于超滤与反渗透之间的一种膜分离技术，截留分子量在 80~1000 道尔顿之间，孔径为几纳米，因此被称作纳滤。纳滤膜对二价离子、功能性糖、小分子色素、多肽等物质的截留率高于 98%，而对一些单价离子、小分子酸碱、

醇等的透过率为 30%~80%，因而可对小分子有机物与水、无机盐等进行分离。同时因为无机盐能通过纳滤膜，使得纳滤的渗透压比反渗透低。因此在保证一定的膜通量的前提下，纳滤所需的外加压力比反渗透低；而在同等压力下，纳滤的膜通量则比反渗透大。用纳滤代替反渗透，能有效快速地进行浓缩。以上特点使得纳滤膜可以同时进行脱盐和浓缩，并具有相当快的处理速度。

4.1.4.2.2 技术发展水平

纳滤是上世纪 80 年代开发的新型膜分离技术，纳滤技术应用过程中无化学反应，不需加热，不发生相变，不会破坏生物活性，不改变风味、香味，因而被越来越广泛地应用于食品、医药工业中的各种分离、精制和浓缩过程。由于医药产品生产过程有很严格的卫生要求，膜需要经常进行杀菌、清洗等处理，使该技术的应用推广受到一定限制。随着膜污染、稳定性等技术问题进一步解决，纳滤技术将成为制药工业生产中一种高效的分离技术，应用领域不断扩大。

4.1.4.2.3 技术适用条件

适用于各种制药生产中的分离、精制与浓缩。由于中药成分中粘性物质含量较高，膜污染现象比较严重，因此，需选择合适的膜材料（比如抗污染的聚丙烯晴、磺化聚砜膜等）、料液条件、工业参数及清洗方法来有效控制和减轻膜污染。

4.1.4.2.4 实施建设内容

采用连续纳滤系统，替代传统的三效降膜减压蒸发系统等浓缩装置。



图 4.7 连续式纳滤系统

4.1.4.2.5 节能减排效果

某年产 2 万吨维生素 C 的制药企业，原工艺采用超滤、连续树脂交换产出

的药液经三效降膜减压蒸发系统蒸发浓缩到 40%，再经二级强制外循环浓缩装置进行浓缩处理。传统的三效降膜减压蒸发机组耗汽量大，系统故障率、噪音大，产生的凝水量多，环保处理量大。连续纳滤系统改变了传统的浓缩方式，膜通量选择性大，操作连续，系统运行稳定，生产过程不使用蒸汽，能源消耗低，节能效果明显，单位产品浓缩工序生产成本下降 70%以上，产品质量稳定，同时设备占地面积减少 70%。

4.1.4.2.6 成本效益分析

以年产 2 万吨维生素 C 的制药企业为例，设备投资成本 700 万元，项目投资回报周期为 1~2 年。

4.1.4.2.7 技术应用情况

东北制药集团股份有限公司、江苏江山制药有限公司、宜都东阳光生化制药有限公司等维生素 C 和红霉素大型发酵类制药企业已将纳滤技术应用于生产浓缩过程中，纳滤技术在我国发酵类制药行业的技术普及率低于 20%，预计“十二五”末技术普及率将达到 60%以上。

4.1.4.2.8 技术知识产权情况

目前国内已有多个公司开发出国产化的连续式纳滤技术设备。

4.1.4.3 移动式连续离子交换色谱分离技术

4.1.4.3.1 技术介绍

(1) 技术应用工艺节点

发酵过程由于菌种性能、原料品质、流加物料组成、工艺条件等影响，产物成份比较复杂，副产物较多，如何高效率地分离、提纯、精制是发酵类药物生产中一个重要课题。目前，传统的沉淀法、有机溶剂抽提法、电渗析法和离子交换吸附法等工艺方法，已被离子交换分离所取代。但是传统的固定床离子交换技术是离子交换树脂、活性炭、沸石分子筛等固体吸附剂在固定床上进行的，树脂及化学试剂消耗量大，废水排放量大，操作比较复杂。同时，还存在吸附剂不能有效利用、再生化学品消耗大、占地面积大、产品浓度低等缺点。移动式连续离子交换色谱分离技术的应用，克服了上述缺点，在实践中取得了很好的效果。

移动式连续离子交换系统具有如下优点：采用连续式自动旋转离子交换系统，产品成分和浓度保持稳定；采用多柱系统，可灵活变更生产工艺流程；全自

动、程序化的操作控制，运行稳定，避免人工操作失误；设备紧凑，易于安装在任何位置，与原生产过程和设备匹配；可同时去除或者分离具有不同特性的物质，将复杂的工艺简单化；树脂、洗涤剂、化学药品、洗脱剂的消耗减少，运行成本和设备投资降低。

目前，移动式连续离子交换技术已经在很多工业生产中得到应用，在化学制药、无机化学、金属提取，废水处理以及脱色等领域中都有了较为显著的效果。

(2) 技术基本原理

移动式连续离子交换系统是由一定数量类似固定床的离子交换柱组成，这些柱里面装有离子交换树脂、活性炭、沸石分子筛等吸附剂，并固定在一个称为“旋转木马”的装置上。“旋转木马”由转盘及上下两端分配阀组成，分配阀分为旋转部分和固定部分，旋转部分的槽口和固定部分的槽口相连。固定部分的槽口和旋转部分的数量相同，并与分配板相连，分配板与进出装置的物料管相连。当分配阀旋转部分的槽口和固定部分的槽口一一对应时，物料流入或流出离子交换柱。系统运行前预先设定好停留时间，每次时间一到，就旋转一根柱子位置。系统运行时，流入或流出这些固定槽口的液流是恒定的、不间断的。当旋转一周时，每个圆形柱都经历一次完整的循环：即吸附、洗脱、再生的全部工艺过程。在连续离子交换系统中，离子分离的所有工艺步骤在同时进行。

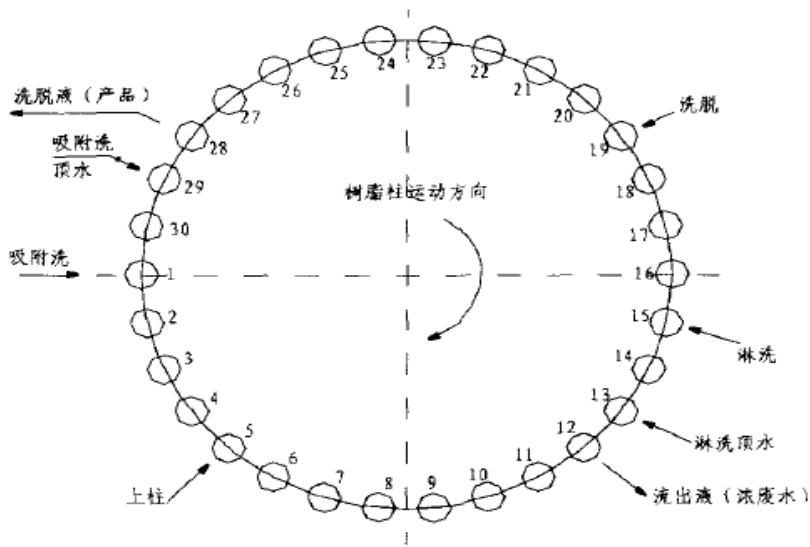


图 4.8 移动式连续离子交换系统工作原理

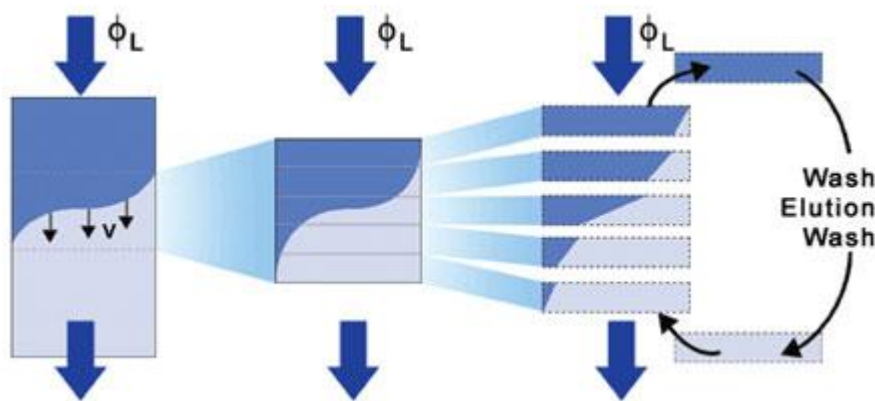


图 4.9 固定床与逆流连续床比较

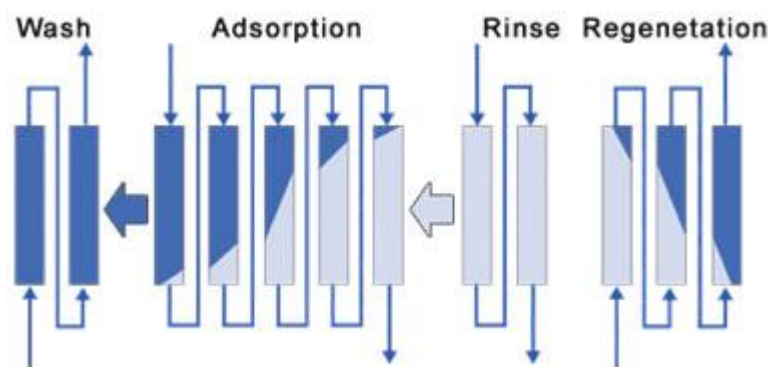


图 4.10 旋转示意流程

4.1.4.3.2 技术发展水平

在赖氨酸的生产中，提取工序是关键工序之一。用移动式连续离子交换系统代替间歇式固定床离子分离系统，能使赖氨酸的多级分离步骤同时进行，连续完成树脂填充、赖氨酸的吸附与洗脱、pH 值调节、树脂再生等单元的操作过程，简化了赖氨酸的提取工艺。与固定床连续离子交换系统相比，年产 5000 吨赖氨酸的生产规模，连续式离子交换系统可节约 106~115 立方米的树脂量，耗水费用每年节约 7.4 万元，出料浓度提高 10~15 克/升，提取率增加了 4%~5%。

抗生素和其它医药产品生产的下游加工过程经常涉及到吸附或离子交换的步骤。近几年，有很多生产企业的研发人员采用连续离子交换技术对青霉素及头孢菌素生产过程中的产品进行纯化。

4.1.4.3.3 技术适用条件

制药过程分离及精制工艺。

4.1.4.3.4 实施建设内容

采用移动式连续离子交换系统替代原有传统固定床式离子交换。

4.1.4.3.5 节能减排效果

某年产 2 万吨维生素 C 的制药企业，采用移动式连续离子交换系统替代原有传统固定床式离子交换工艺。与传统固定床式离子交换柱法相比，树脂和洗涤水用量可节约 20%以上，洗脱剂消耗相应减少，单位产品原料消耗减少达 8%左右，产品总收率也有所提高，达到了减少原料消耗、降低产品成本的目标。

表 4.7 移动式连续离子交换技术节能减排效果

	指标名称	单位	传统固定床式 离子交换工艺	移动式连续离 子交换 工艺	削减率 (%)
资源消耗	全部原料总单耗	吨/吨产品	3.1	2.8	8.7%
	新水耗 (自来水)	吨/吨产品	0.034×10^{-3}	0.026×10^{-3}	21.7%
	树脂用纯水	吨/吨产品	0	0.0114×10^{-3}	—
	盐酸	吨/吨产品	1.038	0.946	8.9%
	液碱	吨/吨产品	0.297	0.106	64.4%
能源消耗	电耗	度/吨产品	0.52×10^3	0.53×10^3	-0.85%
	单位产品能耗	吨标准煤/吨产品	—	—	—
特征指标	总收率	%	85.5	87.0	1.75%

4.1.4.3.6 成本效益分析

年产 2 万吨维生素 C 的制药企业，设备投资成本约 1200 万元。按原料消耗降低产品生产成本折算，投资回报周期为 1~2 年。

4.1.4.3.7 技术应用情况

东北制药集团股份有限公司、江苏江山制药有限公司等维生素 C 生产企业已经采用，在我国制药行业的技术普及率低于 10%，预计“十二五”末技术普及率将达到 30%。

4.1.4.3.8 技术知识产权情况

目前国内公司已开发出国产设备，并在制药行业中得到推广应用。

4.1.4.4 发酵废液制沼气资源综合利用技术

4.1.4.4.1 技术介绍

(1) 技术应用工艺节点

发酵废液中含有大量有机物质，在厌氧及一定的温度、湿度、酸碱度条件下，经过微生物发酵产生沼气，沼气经脱硫等处理后，可作为清洁能源用做锅炉燃料。

(2) 技术基本原理

本技术将发酵废液，通过厌氧反应器，在活性厌氧菌群的作用下，将废液中 90% 以上的 COD 转化为沼气和厌氧活性颗粒污泥，同时将沼气经脱硫生化处理，降低了沼气燃烧时对大气污染。

4.1.4.4.2 技术发展水平

利用发酵废液制备沼气在酿酒行业已经得到推广和应用，具备一定技术成熟度。

4.1.4.4.3 技术适用条件

有机物质含量较高的发酵废液等的污水处理。

4.1.4.4.4 实施建设内容

本技术实施的主要关键工艺设备包括厌氧反应器和沼气锅炉。

4.1.4.4.5 节能减排效果

以年产维生素 2 万吨的制药企业为例，日产沼气平均可达 15000 立方米，作为清洁能源，经沼气锅炉，每年可产生蒸汽近 4.6 万吨。本技术可消减发酵废液中 90% 的 COD，不但降低了高浓度废水浓度，降低了废水治理成本，还将资源进行了综合利用，创造了新的经济效益，节约了能源。

4.1.4.4.6 成本效益分析

(1) 设备成本：2300 万元，其中厌氧污水处理设施投入 2000 万元，沼气锅炉投资 300 万元。

(2) 运行成本：10 万元/年。

(3) 投资回报周期：每年可产生经济效益 800 万元，2~3 年可以回收成本。

4.1.4.4.7 技术应用情况

江苏江山制药、华北制药威可达有限公司、南阳普康药业有限公司、湖北广

济药业股份有限公司、河南天方药业股份有限公司等大型发酵企业已经实施，目前在发酵类制药中的技术普及率低于 10%，预计“十二五”末技术普及率将达到 30%。

4.1.4.4.8 技术知识产权情况

该技术实施应用多年，成熟度较高，没有知识产权障碍。

4.2 化学合成类制药

4.2.1 行业概况

化学合成类药物指采用生物的（实为生物化学的）、化学（一个化学反应或者一系列化学反应）的方法制造的具有预防、治疗和调节机体功能及诊断作用的化学物质。半合成药物归类于化学合成类。其主要品种有抗微生物感染药、抗肿瘤药、激素及影响内分泌药物、心血管系统药物、神经系统药物、呼吸系统药物、消化系统药物、维生素、氨基酸等千余个品种。

化学合成类药物的制造工艺比较复杂，化学合成类制药工业按照工艺分类，结果十分复杂，不易筛选和统计节能减排技术，因此通常按照产品进行分类。

表 4.8 化学合成类药物品种及其生产企业

类别	代表性药物	品种名称	年产量 (吨)	代表性企业
抗微生物感染药物	磺胺类药及增效剂	磺胺二甲嘧啶	1256	北京赛科药业有限公司、浙江巨化集团公司制药厂、广州侨光制药厂、广东南海市北沙医药有限公司、重庆西南合成制药股份公司
		磺胺嘧啶	1831	沈阳东北制药总厂、上海三维制药有限公司、湖南制药有限公司、广州侨光制药厂、广东南海市北沙医药有限公司、重庆西南合成制药股份公司
		磺胺甲恶唑	1640	江苏昆山双鹤药业有限责任公司、浙江金华康恩贝生物制药有限公司、广州侨光制药厂、广东南海市北沙医药有限公司、重庆西南合成制药股份公司

类别	代表性药物	品种名称	年产量 (吨)	代表性企业
	β-内酰胺类药物	阿莫西林（羟氨苄青霉素）	13621	河北华北制药集团有限责任公司、河北石家庄制药集团有限公司、广东珠海联邦制药厂有限公司、山西阿拉宾度同领（大同）药业有限公司、黑龙江哈药集团有限公司、河北张家口制药集团有限责任公司、山东鲁抗医药集团公司、四川制药股份有限公司、广东丽珠医药集团股份有限公司、浙江海正集团有限公司
		头孢氨苄	2189	山东新华医药集团公司、山西阿拉宾度同领（大同）药业有限公司、河北华北制药集团有限责任公司、广州侨光制药厂、浙江海正集团有限公司、河北石家庄制药集团有限公司
		头孢拉定	2428	河北华北制药集团有限责任公司、山东新华医药集团公司、黑龙江哈药集团有限公司、广州白云山制药股份有限公司、上海五洲药业有限公司、浙江台州市江北医药化工厂、山东鲁抗医药集团公司、浙江海正集团有限公司、广州侨光制药厂、广东珠海联邦制药厂有限公司
		头孢噻肟钠	1276	黑龙江哈药集团有限公司、浙江永宁制药厂、广东珠海联邦制药厂有限公司、广东深圳九新药业有限公司、辽宁东北制药总厂、山东齐鲁安替比奥制药有限公司、山东瑞阳制药有限公司、江苏苏州东瑞制药有限公司、四川乐山三九长征药业股份有限公司、安徽淮南泰复制药有限公司、福建省福康药业股份有限公司、广州白云山制药股份有限公司、浙江海正集团有限公司、重庆西南合成制药股份有限公司
		头孢曲松钠	4776	广东珠海联邦制药厂有限公司、江苏苏州东瑞制药有限公司、广东丽珠医药集团股份有限公司、广州白云山制药股份有限公司、重庆西南合成制药股份有限公司、福州抗生素集团有限公司、浙江永宁制药厂、黑龙江哈药集团有限公司、河南省开封制药厂、广东深圳九新药业有限公司
	氯霉素类药物	氯霉素	1321	浙江家园药业有限公司、重庆西南合成制药股份有限公司、辽宁东北制药总厂、江苏南京白敬宇制药厂、上海第六制药厂、湖北武汉远大制药集团股份有限公司、上药四厂、上海新先锋

类别	代表性药物	品种名称	年产量 (吨)	代表性企业
	呋喃类药物	呋喃唑酮	859	天津中新药业集团股份有限公司新新制药厂、浙江民生江南制药有限公司、浙江衢州伟荣药化有限公司
	抗结核类药物	利福平	420	辽宁沈阳抗生素厂、浙江医药股份有限公司新昌制药厂、浙江台州市江北医药化工厂、四川制药股份有限公司、
	抗病毒类药物	吗啉胍	351	安徽淮南佳盟药业有限公司、山东鲁抗医药集团公司
	喹诺酮类药物	盐酸环丙沙星	3606	浙江国邦药业有限公司、浙江新华制药有限公司、上虞京新药业有限公司、浙江京新药业股份有限公司、浙江华义医药有限公司
		氧氟沙星	699	浙江横店康裕药业集团公司、浙江东亚医药化工有限公司、江苏昆山双鹤药业有限责任公司、成都药业有限责任公司、上海三维制药有限公司
抗肿瘤药物	抗代谢抗肿瘤药	氟尿嘧啶	1	江苏南通制药总厂、天津太河制药有限公司
	其他抗肿瘤药物	羟基脲	7.7	齐鲁天和惠世制药有限公司
心血管系统类药物	抗高血压药物	卡托普利	391	浙江华海药业股份有限公司、江苏常州制药厂有限公司、山东潍坊制药厂有限公司、安徽黄山华康制药有限公司
		尼莫地平	14.5	山东新华医药集团公司、天津市中央药业有限公司、山东健康药业有限公司、浙江华海药业股份有限公司
	降血脂抗动脉硬化药	洛伐他汀	271	浙江海正集团有限公司、重庆大新药业股份有限公司、浙江瑞邦大药厂

类别	代表性药物	品种名称	年产量 (吨)	代表性企业
	其他心血管系统用药	曲克芦丁（维脑路通）	136	河南省天方药业集团公司、陕西津华药业有限公司、江苏扬州制药厂、内蒙赤峰制药集团有限公司
激素及影响内分泌药物	性激素类	黄体酮	42.8	浙江仙居仙明制药有限公司、湖南正清制药集团股份有限公司、湖北中天爱百颗药业有限公司、上海华联制药有限公司
	抗炎激素类	氢化可的松	39.8	江苏扬州制药厂、山东新华医药集团公司、天津金耀集团有限公司、河南利华制药有限公司
		泼尼松	65.6	浙江仙居制药有限公司、天津金耀集团有限公司、河南利华制药有限公司、山东新华医药集团公司、上海华联制药有限公司
	激素代用品类药	碘酸钾	215	重庆新建企业兴药业有限公司、四川自贡鸿鹤制药有限公司、辽宁鞍山金碘化工有限公司、湖北省应城市碘酸钾厂、湖北中天爱百颗药业有限公司
		二甲双胍	1125	上海医药股份有限公司第十五药厂、天津中新药业集团股份有限公司新新制药厂、江苏昆山双鹤药业有限责任公司、辽宁丹东制药厂
维生素类药物		维生素A粉	5187	浙江新合成股份有限公司、辽宁巴斯夫（沈阳）维生素有限公司、上海罗氏维生素有限公司
		维生素B ₁ 硝酸盐	1478	辽宁东北制药总厂、湖北华中药业有限公司
		烟酰胺	328	广东广州龙沙有限公司、北京赛科药业有限责任公司、福建厦门迈克制药有限公司
		维生素E粉	32150	浙江新合成股份有限公司、浙江医药股份有限公司新昌制药厂、上海罗氏维生素有限公司、浙江新昌国邦化学工业有限公司、重庆西南合成制药股份公司
		维生素E醋酸酯	2087	浙江医药股份有限公司新昌制药厂、浙江新合成股份有限公司、重庆西南合成制药股份公司、辽宁巴斯夫（沈阳）维生素有限公司、上海罗氏维生素有限公司

类别	代表性药物	品种名称	年产量 (吨)	代表性企业
氨基酸类药物		甘氨酸	457	北京健力药业有限公司、湖北省八峰药化股份有限公司、天津金耀集团有限公司
		丙氨酸	131	江苏张家港菊花氨基酸有限公司、上海冠生园协和氨基酸有限公司、上海味之素氨基酸有限公司、广西南宁安力泰美诗药业有限责任公司、天津金耀集团有限公司、湖北省八峰药化股份有限公司
		精氨酸	2309	上海味之素氨基酸有限公司、上海冠生园协和氨基酸有限公司、湖北省八峰药化股份有限公司、天津金耀集团有限公司、上海康达氨基酸厂
		门冬氨酸	221	江苏张家港菊花氨基酸有限公司、广西南宁安力泰美诗药业有限责任公司、天津金耀集团有限公司、湖北省八峰药化股份有限公司
神经系统用药	解热镇痛类药物	对乙酰氨基酚	53016	山东安丘市鲁安药业有限公司、浙江康乐集团有限公司、河北衡水市冀衡药业有限公司原料药厂、安徽淮南佳盟药业有限公司、浙江湖州康全药业有限公司、天津中新药业集团股份有限公司新新制药厂、河南焦作鑫安科技股份公司、江苏苏州第五制药厂、安徽省淮南市永安制药有限公司、吉林吉化公司辽源制药有限责任公司、陕西省晋城制药厂、安徽东盛制药有限公司、辽宁锦州九泰药业有限责任公司、广东汕头金石制药总厂
		布洛芬	3994	湖北百科股份有限公司荆门分公司、山东新华医药集团公司、浙江巨化集团公司制药厂
	中枢神经兴奋药	吡拉西坦（脑复康）	1774	辽宁东北制药总厂、江西景德镇焦化厂、江苏扬州制药厂、河北邢台市人民制药厂、南京白敬宇制药厂
		卡马西平	635	浙江中贝九州集团有限公司、上海三维制药有限公司
呼吸系统药物	平喘药	茶碱	960	山东新华医药集团公司、吉林舒兰合成药厂、上海申兴制药厂、河北石家庄制药集团有限公司、河北制药总厂一分厂
		氨茶碱	579	吉林省舒兰合成药厂、河北石家庄制药集团有限公司、山东新华医药集团公司、上海申兴制药厂
		硫酸铝	1044	浙江东阳市化学制药、辽宁东北制药总厂、南京制药厂有限公司

类别	代表性药物	品种名称	年产量 (吨)	代表性企业
		碳酸氢钠（注射）	1729	北京凌云建材化工有限公司、四川自贡鸿鹤制药有限责任公司
消化系统用药	肝胆辅助类药物	葡醛内酯（肝泰乐）	1781	江苏帝益药业有限公司、江苏苏州第五制药厂、湖北益泰药业有限公司、山东博山制药有限公司

资料来源：《2010 年中国医药统计年报》

化学合成类药物具有品种多、更新快、生产工艺复杂等特点，生产所需的原辅材料种类繁多，产量一般不大，产品质量要求严格，基本采用间歇生产方式，其原辅材料和中间体不少是易燃、易爆、有毒性的物品。其生产过程的主要工序可以归纳为：

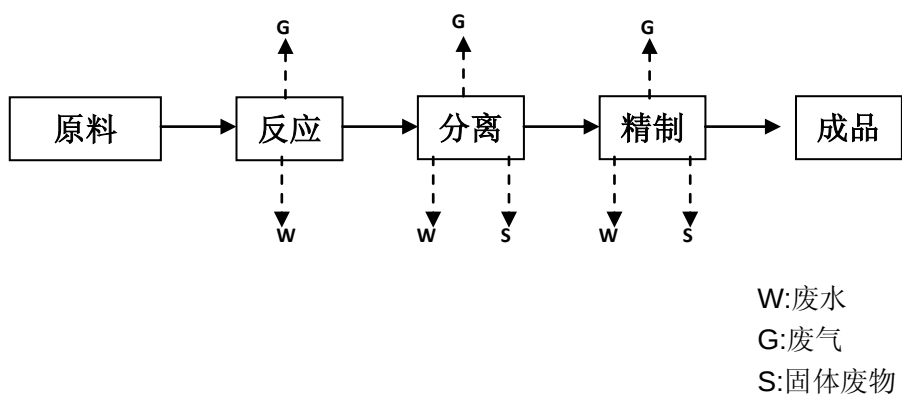


图 4.11 化学合成类药物生产工艺的简化节点图

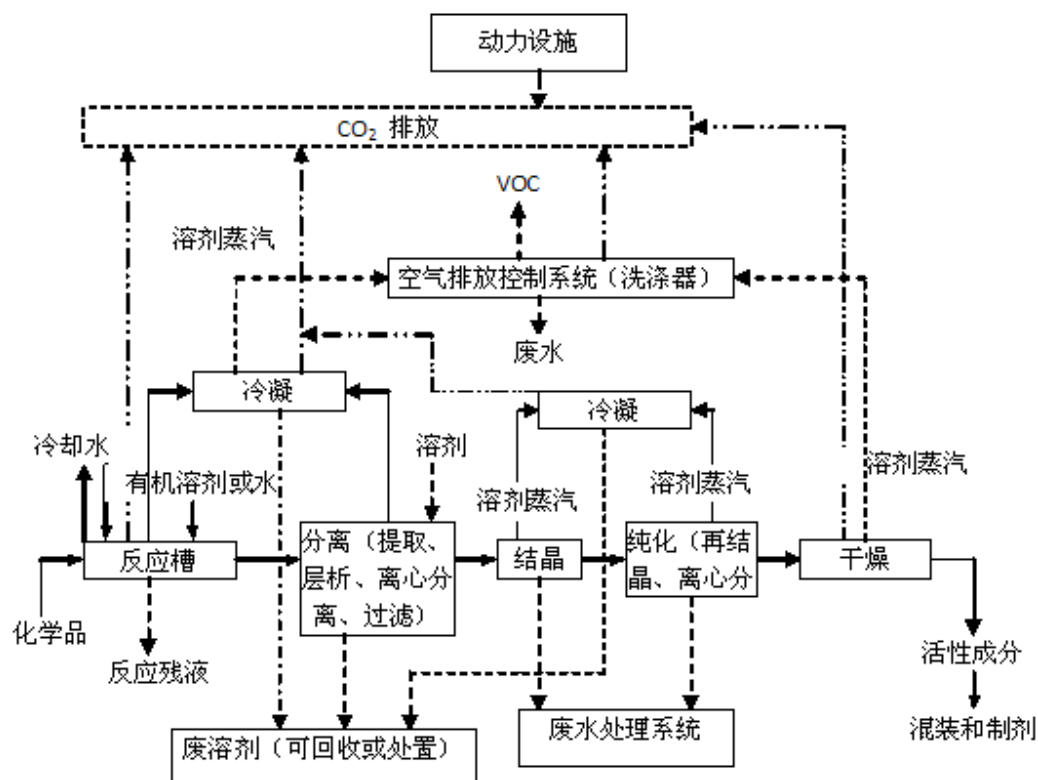


图 4.12 化学合成类制药过程简化的工艺流程

（1）反应

化学合成是根据配方，按部就班地实现各种反应条件，来完成反应器中的化学反应，进行产品生产。反应过程中，通过加热或冷却及持续搅拌等来控制温度，并释放出含有机溶剂的废气。

（2）分离

分离是指从反应液中获得产品粗品的过程。分离的方法较多，如液液分离中常用的提取和蒸馏，液固分离中常用的离心和过滤。不同的分离方法，能源资源消耗、污染物的产生情况差异较大。

（3）精制

制取高纯度的合格成品的过程。精制的方法较多，如固体成品常用的结晶和干燥、液体成品常用的精馏。不同的精制方法，能源资源消耗、污染物的产生情况差异较大。

规模较大的化学合成制药厂在不同的时期可能会生产不同的产品。一批合成药生产完成后，清洗设备。选用不同的原料，根据不同的配方，就可以生产不同的产品，但也会产生不同的污染物。

4.2.2 能源资源消耗情况

化学合成类制药消耗的能源包括一次能源煤炭，二次能源蒸汽、电等。

煤主要是通过锅炉产生蒸汽，蒸汽主要用于加热，电主要用于拖动、制冷、照明等。

在化学合成制药过程中，企业往往使用多种优先污染物作为反应、分离和精制的溶剂，包括苯、氯苯、氯仿等。

表 4.9 化学合成制药中使用的主要溶剂

丙酮	苯胺	甲醛	二甲基亚砷	苯酚
乙腈	丁醛	甲酰胺	二甲基甲酰胺	甲苯
氨（含水）	2-丁酮	糠醛	二甲基乙酰胺	嘧啶
正戊酸	异丙醇	正庚烷	2-甲基嘧啶	甲醇
戊醛	异丙酸	正己烷	1，2-二氯乙烷	氯苯
乙酸正丁酯	四氢呋喃	异丙醚	二氯苯（1，2-二氯苯）	苯
正丁醇	二甲基苯胺	乙烯基乙二醇	1，4-二氧杂环乙烷	甲胺
二甲苯	三乙胺	二甲胺	甲基异丁基酮	氯仿
正丙醇	环己胺	二氯甲烷	甲基溶纤剂	乙酸
二乙胺	甲酸甲酯	乙酸乙酯	聚乙二醇 600	乙醇
二乙醚	石油醚	三氯氟甲烷		

4.2.3 污染物排放特点

（1）反应过程

化学合成制药的重要污染物产生过程在于反应槽，实际上化学反应槽还具有很多细致的单元，当然也取决于反应的类型和复杂程度。比如布洛芬，在傅克反应后还需要缩合，缩合后还需要酸洗；氢化可的松从皂素开始有开环反应，提取后有环氧化反应、上溴、脱溴、酰化反应等。反应的得率是废物产生多少的关键，因此该部分的清洁生产技术主要在于工艺本身的革新。

表 4.10 化学合成类制药过程的三废排放

过程	原材料	废气	废水	废液
反应过程	溶剂、催化剂、反应物（苯、氯仿、二氯甲烷、甲苯、甲醇、丁酮、二乙苯、次氯酸等）	VOC 来自于反应排气、主管线口、投料/卸料口、酸气（卤酸、二氧化硫、氮氧化物）、泵/阀门/采样/储罐的无组织排放	废溶剂液体、催化剂单体、反应剩余物、泵密封水、湿式洗涤器废水、设备清洗废水	反应剩余物和反应釜液
分离	溶剂（甲醇、甲苯、n-正己烷等）	VOC 来自于过滤系统，阀门/储罐/离心机的无组织排放	设备清洗水、溢出、泄漏、废溶剂	
纯化	溶剂（甲醇、甲苯、丙酮、正己烷等）	溶剂蒸汽来自净化储罐、无组织排放	设备清洗水、溢出、泄漏、废溶剂	
干燥	已提纯的活性药物或中间体	VOC 排放来自人工投/卸料	设备清洗水、溢出、泄漏	

（2）分离和纯化过程

分离和纯化均使用大量的溶剂，是废气的主要来源。设备洗涤水是废水的重要来源，减少设备洗涤的次数、方式和水的回用是减少污染物排放的主要途径。而该工艺环节废气的减排措施在于溶剂回收利用。在发达国家的制药工艺中，溶剂回收技术是必备的工序，而国内则不同，并不是所有的企业设置相关装置。这是废气减排的关键点。

化学合成类制药反应过程千差万别，有简有繁，因此排水点不好统一概括，但是也可以笼统分为四类：

- ① 母液类：包括各种结晶母液、转相母液、吸附残液等。
- ② 冲洗废水：包括过滤机械、反应容器、催化剂载体、树脂、吸附剂等设备及材料的洗涤水。
- ③ 回收残液：包括溶剂回收残液、前体回收残液、副产品回收残液等。
- ④ 辅助生产过程排水及生活污水。这方面与发酵类的废水比较相似，但化学合成的设备有的工艺非常复杂，设备种类多，冷却或洗涤的废水（水环真空系统）的污染物浓度高。

与发酵类制药废水相比，化学制药的废水有的时候产量小，污染物相对明确，

种类也相对较少，有自身的一些特点。

表 4.11 化学合成类制药废水排放特点

序号	特点
1	浓度高、废水中残余的反应物、生成物、溶剂和催化剂等浓度高，COD 往往可以得到几十万毫克/升。
2	含盐量高。无机盐往往是合成反应的副产物，残留到母液中。
3	pH 值变化大，导致酸水或碱水排放，中和反应的酸碱消耗量大。
4	废水中成分单一，营养源不足，培养微生物困难。
5	一些原料或产物具有生物毒性，或难生物降解，如酚类化合物、苯胺类化合物、重金属、苯系物、卤代烃溶剂等。

4.2.4 节能减排技术

4.2.4.1 高效动态轴向压缩工业色谱技术

4.2.4.1.1 技术介绍

（1）技术应用工艺节点

工业色谱技术对物理化学性质相近的目标化合物分离和规模制备有突出优势，尤其适用于天然产物和生物大分子（多肽，蛋白质等）的分离制备。以工业色谱技术替代多次结晶，可降低溶媒的消耗，同时提高产品纯度、收率，减少环保压力，达到清洁生产的目的。

（2）技术基本原理

在制备色谱中，目标产物的纯度、产量、生产周期、运行成本等成为主要的考虑因素，色谱柱是其核心部件，而柱填充方法是柱技术中最关键的部分，也是决定柱效高低的主要因素之一。20 世纪 90 年代初 Colin 等开发了动态轴向压缩（dynamic axial compression, DAC）柱技术，这种柱内有一个活塞，活塞上装有特殊设计的密封垫，在活塞自由移动时它能保证活塞与柱壁之间的密封性，活塞的下端与液压机相连。色谱柱在装柱（匀浆填充）和使用过程中，活塞始终产生一定的压力压缩填料，随时消除产生的死空间。活塞与顶端法兰均配有多孔不锈钢滤板及能使样品及洗脱液在柱截面上均匀分布的分散器。

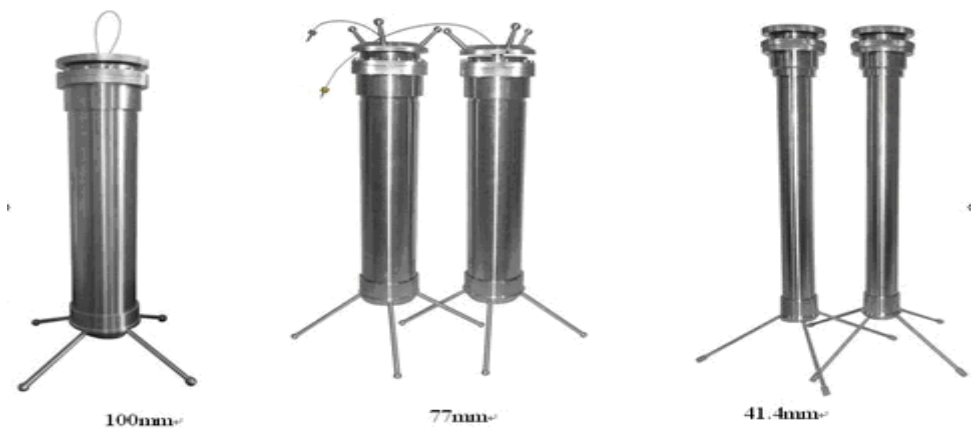


图 4.13 常用的动态轴向压缩色谱柱

4.2.4.1.2 技术发展水平

DAC 柱已成为目前工业化高效制备液相色谱中的主流柱。2002 年法国 NovaSep 公司安装了目前工业生产中最大的制备色谱柱，内径达到 1600 毫米，柱长 4 米，其中填料用量 4000 千克，流动相用量 6000 升，整个柱的重量为 3.6 吨。



图 4.14 目前最大的动态轴向压缩色谱柱

4.2.4.1.3 技术适用条件

理化性质相近的天然产物和生物大分子产品的分离制备。

4.2.4.1.4 实施建设内容

(1) 关键工艺设备

DAC 柱子系统、输液系统、进样系统、馏分收集系统、匀浆辅助系统、检测及电气控制系统、软件系统。



图 4.15 工业用动态轴向压缩色谱系统

（2）主要技术指标

与传统大直径色谱系统相比，DAC 制备柱有效地改善了传统大直径色谱的柱效再现性能差、柱床不稳定、分离性能低等弊端，具有很多优点：

① 柱效高，重现性好。柱内壁高度抛光，减少管壁效应，几乎接近分析柱的柱效，大大提高产品收率和纯度，且有利于实现 GMP 规范生产。

② 填料选用灵活，装柱过程简单。适合包括硅胶、C₁₈、树脂等 10-16 微米细颗粒填料。色谱柱被污染后能够方便卸柱、清洗填料和重新装填。

③ 柱性能稳定。在填装过程中，活塞施加给床层恒定的压力，柱头和活塞端都与床层紧密接触，柱两端不会发生松动而形成空穴。在使用过程中，仍有恒定的压力作用于活塞，从而作用于整个床层，即使经过长时间的使用，柱顶也不会产生塌陷，柱性能可长时间保持稳定。即使在使用过程中柱内形成了的空隙或裂缝，仍可经恢复后得到初始的柱效。

4.2.4.1.5 节能减排效果

浙江某制药企业采用制备型液相色谱系统替代多次结晶工艺，单位产品溶媒正庚烷和甲醇的消耗分别减少 52%和 36%，收率提高 20%，产品质量达到美国药典标准。

表 4.12 动态轴向压缩色谱系统节能减排效果对比

	指标名称	单位	多次结晶	DAC 柱制备型 液相色谱系统	削减率（%）
资源消耗	正庚烷	吨/吨产品	10.5	5.0	52%
	甲醇	吨/吨产品	25	16	36%
特征指标	总收率	%	50%	60%	提高 20%
	优级品率	%	企标	USP 标准	—

4.2.4.1.6 成本效益分析

浙江某制药企业采用国产设备，以 2 个直径为 300 毫米 DAC 柱和 1 个直径为 800 毫米 DAC 柱的制备型液相色谱系统替代多次结晶工艺，投资规模约为 800 万元，每公斤原料成本降低 2000 元。

4.2.4.1.7 技术应用情况

目前，浙江海正药业股份有限公司、杭州中美华东制药有限公司、山东新时代药业有限公司、吉林派高生物制药有限公司、西安交大保赛生物工程有限公司、华东医药康润制药有限公司和湖南德瑞生物工程有限公司等企业在生产中已经采用该技术。目前，该技术在国内的技术普及率约为 15%，预计“十二五”末普及率将达到 40%。

4.2.4.1.8 技术知识产权情况

国内北京创新通恒科技有限公司、大连工业大学植物资源化学与应用研究所等单位开发出相应的工业化国产设备。

4.2.4.2 活性碳纤维吸附回收技术

4.2.4.2.1 技术介绍

（1）技术应用工艺节点

用于有机尾气的处理，通过吸附并回收尾气中的有机物，净化尾气的排放。

（2）技术基本原理

该技术以对有机物有着优异选择性吸附性能的活性碳纤维为吸附材料，当有机尾气通过活性碳纤维层时，其中的有机物被活性碳纤维吸附、富集、截留，氮气、氧气等无机气体得到净化、排放。当活性碳纤维吸附有机物达到一定数量时，用水蒸气进行脱附再生。水蒸气的高温会增加被吸附的有机物分子的动能，使其从活性碳纤维上脱附下来，随着水蒸气一起进入间接冷凝器中，水蒸气变成了冷凝水，沸点高于冷却温度的有机物也冷凝成了液体，与冷凝水一并流入分层槽，分层回收；沸点低于冷却温度的有机物在水蒸气冷凝后仍为气体，可送入气柜回收。经脱附再生的活性碳纤维，再反复用于吸附过程。

4.2.4.2.2 技术发展水平

国内外治理有机废气技术主要有深冷、燃烧、吸附三种。采用深冷法设备庞大、能耗高、投资大、效果差。燃烧法不能回收有机溶剂，还可能带来二次污染

59



图 4.18 工业用有机尾气活性碳纤维吸附回收装置

(2) 主要技术指标

废气中有机物净化回收率：双吸附器流程 $>90\%$ ，三吸附器流程 $>98\%$ 。

4.2.4.2.5 节能减排效果

石药集团河北中润制药有限公司采用碳纤维吸附回收车间有机尾气中的丁酯和丙酮，回收利用率分别为 98.5%和 90%。

浙江海正药业股份有限公司用碳纤维吸附回收车间有机尾气中的乙酸乙酯，回收利用率达 98%。

浙江新东港药业股份有限公司采用碳纤维吸附回收车间有机尾气中的甲苯，回收利用率达 80%。

4.2.4.2.6 成本效益分析

石药集团河北中润制药有限公司的设备投资 200 万元，年运行费用 230 万元，每年可回收有机溶剂 500 多吨，产生经济效益 310 多万元。

浙江海正药业股份有限公司的设备投资 110 万元，年运行费用 16 万元，产生经济效益 135 万元，减排效益 119 万元。

浙江新东港药业股份有限公司的设备投资 500 万元，年运行费用 45 万元，产生经济效益 72 万元。

4.2.4.2.7 技术应用情况

目前国内采用这一技术的企业包括石药集团河北中润制药有限公司、浙江海正药业股份有限公司和浙江新东港药业股份有限公司等，技术普及率低于 20%，预计“十二五”技术普及率将达到 40%。

4.2.4.2.8 技术知识产权情况

目前，国内已有北京绿创大气环保工程有限责任公司、北京云辰天环保科技有限公司等公司开发上市各种国产化碳纤维吸附回收装置。

4.2.4.3 冷凝回收技术

4.2.4.3.1 技术介绍

(1) 技术应用工艺节点

应用于有机尾气的处理，可冷凝回收尾气中的有机溶剂，净化尾气的排放。

(2) 技术基本原理

通过将温度控制在有机溶剂的冷凝点以下，将有机尾气中有机溶剂冷凝回收，是回收溶剂的较好的方法。该法常与其它方法（如吸附、吸收等）联合使用。有机尾气通过前两级冷凝器，其中的溶剂由气态变为液态，再经过三级冷凝器，将其温度降为室温及以下（减少因温度高于室温而造成的挥发），收集入有机溶剂储罐。冷凝器 1 中极少量不凝气体和所有有机溶剂储罐的排气（储罐呼吸气）入尾凝器进行深冷凝，冷凝成液体后收集。

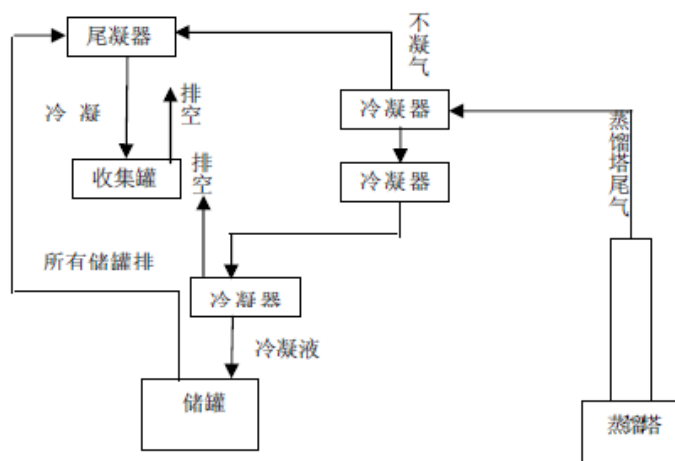


图 4.19 有机尾气冷凝回收工艺流程

4.2.4.3.2 技术发展水平

本技术将冷凝技术运用于有机尾气的回收中，进一步拓展有机尾气的回收率。

4.2.4.3.3 技术适用条件

适用于处理高浓度、低风量的有机尾气，且其中的有机溶剂成分比较单一、沸点相差较大。

4.2.4.3.4 实施建设内容

为扩大冷凝面积，宜选用高效螺旋板式冷凝器。冷凝剂根据要求的最低温度而定，在室温条件下常用冷盐水作为冷却剂。真空尾气在多级冷凝的同时进一步

进行冷冻水或冷石蜡油吸收。对于部分溶剂投加量大的产品，可在冷盐水基础上通过-40℃甚至-80℃深冷系统进行回收。

4.2.4.3.5 节能减排效果

浙江某企业通过改造真空管路，建立液氮深冷系统，使真空尾气中的有机溶剂回收率大于 95%。

4.2.4.3.6 成本效益分析

设备投资约为 70 多万元，每年可回收有机溶剂 500 多吨，产生经济效益 320 万元。

4.2.4.3.7 技术应用情况

目前已采用该技术的企业包括浙江海正药业股份有限公司、浙江新和成股份有限公司和浙江医药股份有限公司新昌制药厂等，国内技术普及率低于 10%，预计“十二五”末技术普及率将达到 30%。

4.2.4.3.8 技术知识产权情况

无专利障碍，适合实施推广。

4.2.4.4 渗透汽化膜技术

4.2.4.4.1 技术介绍

(1) 技术应用工艺节点

应用于有机溶剂的脱水，可减少能耗，提高溶媒回收率。

(2) 技术基本原理

渗透汽化膜技术是一种以有机混合物中组分蒸汽分压差为推动力，依靠各组分在膜中的溶解与扩散速率不同的性质来实现混合物分离的过程。

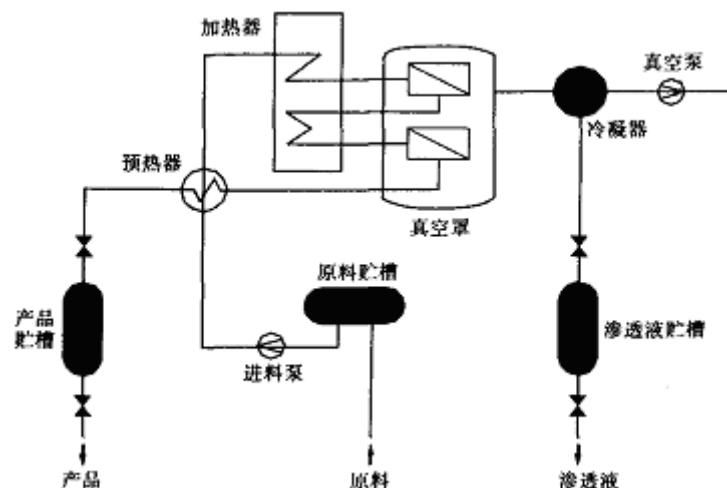


图 4.20 渗透汽化膜有机溶剂回收技术工艺流程

渗透膜将膜组件分隔为上游侧、下游侧两个室，上游侧为液相室，下游侧为气相室，气相室与真空系统相连接。含水的料液被加热到一定温度后进入液相室，膜对料液中的水分子有选择透过性，水分子溶解吸附于膜表面，由于真空的作用，在膜的另一侧（气相室）中水的蒸汽分压小于其饱和蒸汽压，依靠这种在膜两侧形成的水蒸汽分压的不同，使水分子得以不断地渗透通过膜，并在膜的另一侧（气相室）汽化，被真空带到冷凝系统，经冷凝得到液体渗透物。膜组件出口得到无水级产品。

4.2.4.4.2 技术发展水平

我国对渗透汽化膜技术的研究始于上世纪 80 年代中期，1984 年以来，清华大学化学工程系历经 20 余年攻关，在国家投入近 2000 万元自然科学基金的全力支持下，先后在膜材料、膜系统构造及膜组件研制方面取得了突破性进展，获得了十余项国家授权专利，2002 年在广州建成了中国第一套渗透汽化膜技术工业化装置，其设计能力为 2000 吨/年异丙醇，此后，已经有超过 20 套渗透汽化膜脱水装置在精细化工、医药化工等领域投产达标，总处理能力超过了 60000 吨/年。

4.2.4.4.3 技术适用条件

适用于有机溶剂的脱水。

4.2.4.4.4 实施建设内容

（1）关键工艺设备



图 4.21 工业用渗透汽化膜有机溶剂回收系统

(2) 主要技术指标

渗透汽化技术与传统工艺相比具有以下特点：高效，选择合适的膜，单级就能实现很高的分离度；能耗和运行成本低，一般比恒沸蒸馏法节能 $1/2 \sim 2/3$ ；过程简单，易操作，附加的处理少；产品质量好，分离过程不需加入恒沸剂、萃取剂等其它组分，保证产品的纯洁性，更适合医药行业的要求；可分离近沸物（如同分异构体）、共沸物和恒沸物，分离过程不受物料中多元组分的影响，更加适合混合溶剂中水分的脱除。

4.2.4.4.5 节能减排效果

浙江某制药企业采用 1000 吨/年的渗透汽化膜装置，替代原有的上塔脱水工艺，预计每天可以减少 0.6 吨煤，每年可以减少 180 吨煤，相当于减少 126 吨标煤。溶剂回收率达到 97% 以上。

4.2.4.4.6 成本效益分析

设备投资 108 万元，每年运行费用 30 万元，直接成本可以节约 16.2 万元。

4.2.4.4.7 技术应用情况

目前浙江华海药业股份有限公司等企业已开发使用，目前我国化学合成类制药行业的技术应用普及率不足 1%。预计“十二五”末技术普及率将达到 10%。

4.2.4.4.8 技术知识产权情况

无专利障碍，适合实施推广。

4.3 提取类制药

4.3.1 行业概况

提取类制药是运用物理的、化学的、生物化学的方法，将生物体中起重要生理作用的各种基本物质经过提取、分离、纯化等手段制造出药物。根据药物的化学本质和结构，提取类药物可分为以下几种：氨基酸类药物、多肽及蛋白质类药物、酶类药物、核酸类药物、糖类药物、脂类药物以及其他类药物。

提取类制药工艺大体可分为六个阶段：原料的预处理、粉碎、提取、分离纯化、干燥灭菌及制剂。提取类制药的主要工艺流程如下：

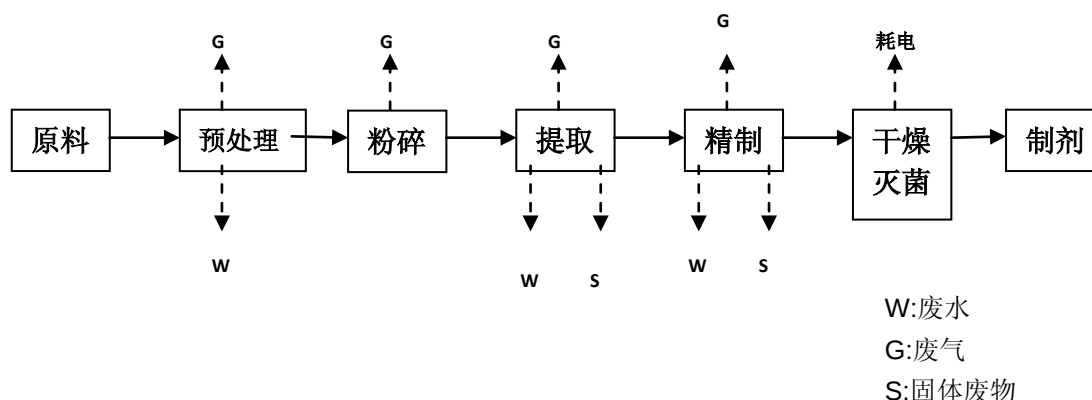


图 4.22 提取类制药工艺

4.3.2 能源资源消耗情况

提取类制药生产过程消耗的能源主要包括电力和蒸汽等。由于公用工程系统大功率设备比较多，如空调螺杆制冷机组、工艺螺杆制冷机组、无油空压机组和洁净空调机组，以及冷藏库等，这些设备都是 24 小时连续运转，占企业总电耗的 60%以上。由于大多数提取类产品要求保持生物活性，一半采用冷冻干燥工艺，因此干燥工序是主要耗能工艺环节。

提取和精制是提取类制药生产最重要和关键的工艺环节，经常需要使用大量的各种有机溶剂，有机溶剂的回收利用，一方面可以有效提高原材料的综合利用率，降低成本，同时也大大的降低污染物的排放，节能减排潜力巨大。

4.3.3 污染物排放特点

提取类制药产排污主要环节如下表所示。

表 4.13 提取类主要的产排污环节

过程	原材料	废气	废水	废液
原料的选择和预处理	新鲜材料, 包括动物内脏、组织或血液	清洗过程中, 会有一些的异味气体产生。	洗涤废水, 比较简单。	废弃动物内脏、组织及血液等, 还有植物种子壳体等。
原料的粉碎(机械、物理、生化及化学法)	预处理后的材料	粉尘	设备洗涤水、生化处理法会有一些表面活性剂的洗涤废水	收集的粉尘等
提取过程	提取常用的溶剂为水、稀盐、稀碱、稀酸溶液, 有的用不同比例的有机溶剂, 如乙醇、丙酮、氯仿、三氯乙酸、乙酸乙酯、草酸、乙酸等	溶剂挥发产生废气, 一般为乙醇为溶剂, 所以主要是乙醇。	提取液和剩余液体作为废水	废有机溶剂
分离纯化过程(盐析、有机溶剂沉淀、膜分离、层析、粒子交换法等)	无机盐、膜、乙醇、丙酮、纤维素、琼脂糖凝胶、葡聚糖凝胶、聚丙烯酰胺凝胶、多孔玻璃珠、乙醇、丙酮、氯仿、乙醚、乙酸乙酯等	溶剂挥发废气	一般过滤滤液作为废水	滤渣、废溶剂、废无机盐溶液等
干燥灭菌	干热、紫外线等		过滤滤液	
制剂包装	片剂、胶囊等	溶剂废气	冲洗废水	废包装等

(1) 废水

废水的来源主要包括以下方面:

- ① 原料清洗废水: 主要污染物为固体悬浮物、动植物油等。
- ② 提取废水: 通过提取装置或有机溶剂回收装置排放。废水中的主要污染

物为提取后的产品、中间产品以及溶解的溶剂等，主要污染指标为 COD、BOD、SS、氨氮、动植物油等，是提取类制药的主要废水污染源。

③ 精制废水：提取后的粗品精制过程中会有少量废水产生，水质与提取废水基本相同。

④ 设备清洗水：每个工序完成一次批处理后，需要对本工序的设备进行一次清洗工作，清洗水的水质与提取废水类似，一般浓度较高，为间歇排放。

⑤ 地面清洗水：地面定期清洗排放的废水，主要污染指标为 COD、BOD、SS 等。

废水的工艺减排工段主要体现在提取废水和设备洗涤水。特别是有粗提工序的时候，废水产生量比较大。因此改进提取工艺是减排的根本措施，也是具有很大的减排空间。

(2) 废气排放点

对植物提取，在原料清洗过程中会有粉尘排放；对动物提取，原料清洗及粉碎过程会有恶臭气体排放；产品的干燥、包装过程有药尘排放；提取过程和溶剂回收过程中会有溶剂挥发。

4.3.4 节能减排技术

4.3.4.1 胰弹性酶和胰激肽原酶联产技术

4.3.4.1.1 技术介绍

(1) 技术应用工艺节点

胰弹性酶和胰激肽原酶是临床上常用的两种生化药物，均从动物胰腺中提取获得。采用联产技术，从弹性酶生产废水中进一步加工提取胰激肽原酶等系列药物成分，大大提高资源的综合开发利用率，获得更高的经济效益。同时，亲和层析和分子超滤截流技术等高技术手段在工业化生产中的应用，降低了能源消耗，减少废水产生和排放对环境造成的污染。

(2) 技术基本原理

将胰酶中的胰激肽原酶和胰弹性蛋白酶用缓冲溶液提取至溶液中，然后用专一性吸附剂将胰激肽原酶从提取液中以沉淀形式分离。用分子超滤截流技术将母液中的胰弹性蛋白酶截流、超滤去除小分子物质，然后经离子交换层析得到纯化的胰弹性蛋白酶。分离出来的胰激肽原酶用适当的解析剂解离，溶液通过超滤截流胰激肽原酶，去除小分子物质，然后经过亲和层析进一步纯化得到胰激肽原酶。

4.3.4.1.2 技术发展水平

资源综合利用水平低是我国传统生化药物生产中存在的突出问题。应用亲和层析和分子超滤截流技术等现代先进的生物制药技术，对传统生化制药进行改造和提升，实现多产品联合生产，将是未来提高我国生化制药经济效益水平、实现节能减排的重要途径。

我国拥有丰富的生猪副产物猪胰脏资源，通过对高标准胰酶、胰激肽释放酶、糜胰蛋白酶、糜蛋白酶和胰蛋白酶生产技术的研究与开发，目前已经建立了上述多酶的工业化联产工艺技术，解决了酶原活化、碎胰脏低温酸化提取、等电点沉淀除杂蛋白等技术难题，具有创新性，达到了国内领先水平，有效地综合利用资源，具有良好的经济效益、社会效益和环境效益。

4.3.4.1.3 技术适用条件

适用于从动物胰腺中生产弹性酶、胰激肽原酶等药物活性成分。

4.3.4.1.4 实施建设内容

表 4.14 主要关键工艺设备

	设备名称
1	沉降离心机
2	膜浓缩机
3	离子交换柱
4	亲和层析柱

4.3.4.1.5 节能减排效果

国内某生化制药企业，每年利用弹性酶生产中产生的废液约 750 吨，生产胰激肽原酶，可削减 COD 排放量 11.3 吨、氨氮排放量 3 吨，减少危险固废 36 吨，同时可创造副产品收益 1.5 亿元，减排效益 10 万元。

传统自然沉降过滤生产工艺，提取每 6 吨药液需加入助滤剂(珍珠岩)400kg，用时 6 小时。改用沉降离心工艺后，每 6 吨提取液只需加助滤剂(珍珠岩)100kg，工序用时缩短为约 4 小时。每批减少助滤剂(珍珠岩)消耗 300 公斤，全年按 120 批计算，可节约 3 万元；药液收率提高 2%，全年按生产片剂销售，可增加 20 万元；固体废物减少 36 吨，处置费节约 6.5 万元，并可节约工时费用近万元。

4.3.4.1.6 成本效益分析

国内某生化制药企业，总投资 600 万元，年运行费用 100 万元，产生副产品收益 1.5 亿元，减排效益 10 万元。

4.3.4.1.7 技术应用情况

该技术已在常州千红生化制药股份有限公司实现成功开发与应用。目前，该技术国内普及率不到 5%。预计“十二五”末普及率可达到 30%。

4.3.4.1.8 技术知识产权情况

国内有专利。

4.3.4.2 肝素系列产品综合生产技术

4.3.4.2.1 技术介绍

（1）技术应用工艺节点。

肝素钠是我国每年生产和出口的三大生化原料药品种之一。传统生产工艺，在肝素钠的精制纯化过程，采用分子截留方法，截取获得大分子肝素钠，其他部分则以废水形式排放，后者含有约 15%的、具有较高的医用价值的小分子物质。通过废水的回收，一方面实现了资源的综合开发与利用，同时减少了废水的排放，实现生产过程的节能减排。

（2）技术基本原理。

运用溶剂分级沉淀技术，利用物质在一定浓度有机溶剂溶液中因溶解度降低而沉淀出来的特性，进行分级分离，达到提纯的目的。从肝素钠生产废水中分离提取制备获得高纯类肝素物质、硫酸皮肤素（硫酸软骨素 B）、低分子肝素等产品。

4.3.4.2.2 技术发展水平

本技术从产业链、产品链设计入手，提高资源的综合利用水平，有效地综合利用资源，具有良好的经济效益、社会效益和环境效益。

4.3.4.2.3 技术适用条件

适用于从肝素钠废水中提取生产类肝素物质、硫酸皮肤素、低分子肝素等药物活性成分。

4.3.4.2.4 实施建设内容

表 4.15 主要关键设备

	设备名称
1	不锈钢可倾沉淀罐

	设备名称
2	管式分离机
3	过滤洗涤二合一机组

4.3.4.2.5 节能减排效果

国内某生化制药企业，每年利用肝素钠生产中的溶剂废水约 3800 吨，生产肝素系列产品，削减 COD40 吨、氨氮 0.9 吨，减少危险固废 3 吨，同时可产生副产品收益 2000 万元，减排效益 35 万元。在提高资源的综合利用程度的同时，减少污染物排放。

4.3.4.2.6 成本效益分析

国内某生化制药企业，每年利用肝素钠生产中溶剂废水约 3800 吨，生产肝素系列产品，总投资 1300 万元，年运行费用 200 万元。

4.3.4.2.7 技术应用情况

该技术已在常州千红生化制药股份有限公司实现成功开发与应用。目前，该技术国内普及率不到 5%。预计“十二五”末普及率可达到 30%。

4.3.4.2.8 技术知识产权情况

常州千红生化制药股份有限公司已申请获得国内专利。

4.4 中药类制药

4.4.1 行业概况

中药是指以药用植物、药用动物和药用矿物为主要原料，根据国家药典，生产获得的中药饮片和中成药各种剂型产品。中药材是生产中药饮片、中成药的原料。中药饮片是指根据辨证施治及调配或制剂的需要，对经产地加工的净药材进一步切制、炮制而成的成品。中成药是指任何用于传统中医治疗的任何剂型的药品，它是以中药饮片为原料生产的。

据国家工业和信息化部《中国医药统计年报》，2009 年我国共有中药工业企业有 2137 家，其中中成药企业 1469 家，中药饮片企业 668 家。中药行业是我国医药的特色和优势领域，已经成为我国医药行业中增长最为强劲的产业之一。近几年，中药工业经济运行平稳，保持比较稳健的发展态势。

(1) 中药饮片

传统的中药饮片是将中药材加工炮制成一定长短、厚薄的片、段、丝、块等形状供汤剂使用，其传统工艺通称为中药炮制。中药炮制工艺实际上包括净制、切制和炮制三大工序，不同规格的饮片要求不同的炮制工艺，有的饮片要经过蒸、炒、煅等高温处理，有的饮片还需要加入特殊的辅料如酒、醋、盐、姜、蜜、药汁等后再经高温处理，最终使各种规格饮片达到规定的纯净度、厚薄度和全有效性的质量标准。一般工艺流程为：

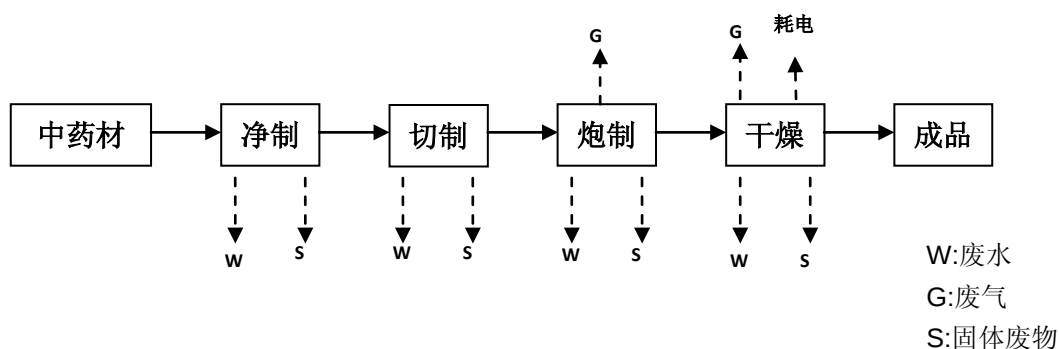


图 4.23 中药饮片加工工艺流程

(2) 中成药

中成药生产是间歇投料，成批流转。在生产过程中，一批投料量的多少一般由关键设备的处理能力决定。其生产过程是以天然动植物为主要原料，采用的主要工艺有清理与洗涤、浸泡、煮炼或熬制、漂洗等。中药材进行炮制（前处理）后，经提取、浓缩，最后根据产品的类型制成片剂、丸剂、胶囊、膏剂、糖浆剂等。生产工艺大致包括以下主要工序：

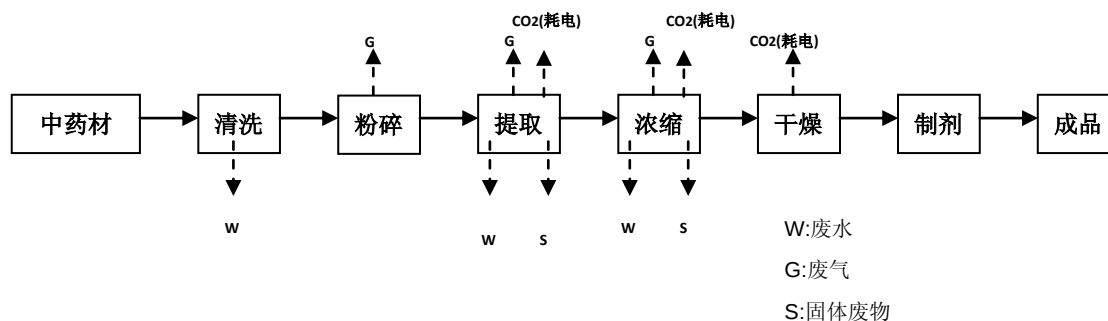


图 4.24 中成药生产工艺流程

4.4.2 能源资源消耗情况

中药类制药生产过程的提取、浓缩、干燥工序均需消耗大量的电和蒸汽。其中，提取环节占蒸汽消耗的一半以上，占电消耗量的三分之一以上，是中药类制药能源消耗最主要环节。因此，提取过程采用在线自动化控制，应用先进的提取工艺技术可以进一步提高能效。

4.4.3 污染物排放特点

(1) 中药饮片

中药饮片加工的废水主要来自药材的清洗和浸泡水、机械的清洗水以及炮制工段的其它废水，一般为轻度污染废水，COD 大约在 200 毫克/升左右。但是如果在炮制工段需要加入特殊辅料如酒、醋、蜜等的中药饮片，其废水的 COD 浓度一般较高，可达到 1000 毫克/升以上。

(2) 中成药

中成药生产废水主要来源于以下几个方面：

① 设备清洗水：每个工序完成一次批处理后，需要对本工序的设备进行一次清洗工作，清洗废水一般浓度较高。

② 下脚料废液清洗水：在口服液生产中，醇沉过程中产生一定量的下脚料，水量不多，浓度极高，是重要污染源。

③ 提取工段废水：这部分废水主要来自各个设备的清洗和地面冲洗，由于提取、分离、浓缩的环节和设备多，因而废水较多，浓度高，是重要污染源。

④ 辅助工段的清洗水及生活污水：如成品工序中，安瓶的清洗水。

中药制药主要原料均系天然有机物质，含有木质素、木质蛋白、果胶、半纤维素、脂蜡以及许多其他复杂有机化合物，在生产过程中，胶体的成分互相起乳化、水解、复分解和溶解等作用，最终产物有木糖、半乳糖、甘露糖、葡萄糖等碳水化合物。在漂洗过程中，这些有机物部分进入废水中，使中药废水水质成分复杂，废水中溶解性物质、胶体和固体物质的浓度都很高。其主要特征如下：

① 中药生产的原材料主要是中药材，在生产中有时须使用一些媒质、溶剂或辅料，因此，水质成分较复杂。

② 废水中 COD 浓度高，一般为 14000~100000mg/L，有些浓渣水甚至更高。

③ 废水一般易于生物降解，BOD/COD 一般在 0.5 以上，适宜进行生物处理。

④ 废水中 SS 浓度高，主要是动植物的碎片、微细颗粒及胶体。

⑤ 水量间歇排放，水质波动较大。

⑥ 在制造过程中要用酸或碱处理，废水 pH 值波动较大。

⑦ 由于常常采用煮炼或熬制工艺，排放废水温度较高，带有颜色和中药气味。

4.4.4 节能减排技术

4.4.4.1 中药提取分离过程自动化控制技术

4.4.4.1.1 技术介绍

(1) 技术应用工艺节点

中药有效成分的提取过程，既要确保提取药物成分的质量，又要提高提取过程的效率和有效性，针对不同的中药材，选择和确保提取工艺条件，严格按正确的工艺程序进行提取，是中药生产至关重要的环节。中药提取生产过程中蒸汽、电能消耗大，同时也是水资源消耗的主要工艺环节，采用自动化控制系统，增设冷却水循环系统，使循环水完全实现循环使用，减少废水的排放和新水的补充，有效提高能效水平。

(2) 技术基本原理

在中药提取、分离、浓缩过程中，实时监控系統内各种参数及设备运行状态，采用智能专家控制系统，对控制回路进行自动控制。利用自动化检测和控制技术对提取、浓缩、分离、干燥等工艺进行研究和改进，开发相应的单元设备，并利用机电一体化技术对这些工艺装备进行集成，最终研制出集提取、浓缩、分离、干燥于一体的自动化控制生产线，并引入生产过程在线检测技术，从而提高收率和质量，达到了节能降耗、生态环保的效果。

4.4.4.1.2 技术发展水平

中药是中华民族的传统文 化瑰宝，在中华民族几千年的发展过程中，为人类的防病治病发挥了巨大的作用。近代，随着分子生物学、分子药理学、先进分析检测仪器、提取分离技术以及新材料、新辅料的发展，使得中药的治病机制越来越清楚，中药的有效成分越来越明确。随着中药剂型多样性的发展，人们对中药提取分离过程中质量控制的要求也越来越高，如何让中药提取有一个飞跃式的发展，一直是现代中药提取领域关注的话题。

目前，我国的中药提取分离纯化过程与国外提取技术还存在一定的差异，造成这种差异性有多种原因，主要表现在以下两个方面：（1）中药有效成分的复杂性，中药材质量的不稳定性。（2）工业生产技术水平低，工艺落后，管理粗放，普遍存在提取分离过程技术含量不高的现象。

根据我国中药提取分离的现状，近年来，引进了化工行业流行的工业生产自

动控制模式，对中药提取分离纯化过程采用先进的集散型计算机控制系统进行控制，使整个中药生产工艺能够进行单元技术集成优化，并符合中药生产的 GMP 管理规范。

4.4.4.1.3 技术适用条件

适用于中药提取、分离、浓缩生产过程的工艺优化和在线控制。

4.4.4.1.4 实施建设内容

主要关键工艺设备集提取、浓缩、分离、干燥于一体的自动化控制生产线，以及实时监控、智能控制系统。

4.4.4.1.5 节能减排效果

通过实施中药生产过程的自动化控制，原料总单耗下降 8%，水耗减少了 95%，蒸汽消耗减少 6%以上，废水产生量减少 25%以上，COD 和 BOD 减少 15%以上，单位产品能耗下降了 6.8%，总收率提高了 7.5%。

4.4.4.1.6 成本效益分析

设备投资 220 万元，单位产品能耗下降了 6.8%，总收率提高了 7.5%。

4.4.4.1.7 技术应用情况

承德颈复康药业集团有限公司、河北恒利集团制药股份有限公司、河北神威药业有限公司等大型中药企业采用。目前，该技术在国内外中药生产中的普及率低于 20%，预计“十二五”末普及率可提高到 50%。

4.4.4.1.8 技术知识产权情况

实施中无专利障碍。

4.4.4.2 超临界二氧化碳流体萃取技术

4.4.4.2.1 技术介绍

(1) 技术应用工艺节点

超临界流体萃取技术是一种绿色清洁的技术，具有高效率、低能耗、安全、卫生和环保等特点，在近 30 多年来广受各界瞩目。超临界流体萃取技术在中药有效成分提取中的应用是中药提取工艺的一大进步。可以作为超临界流体的物质很多，如二氧化碳、一氧化亚氮、六氟化硫、乙烷、庚烷、氨、二氯二氟甲烷等。

由于二氧化碳的超临界温度（ $T_c=31.3^{\circ}\text{C}$ ），接近室温，且无色、无毒、无味，不燃烧爆炸，对大部分物质不反应，成本低，易制成高纯度气体，所以是首选的超临界流体。由于超临界二氧化碳具有较好的溶剂特性，用超临界二氧化碳萃取的天然产物具有较好的提取、分离效果，无残留溶剂等优点。

(2) 技术基本原理

超临界流体萃取技术综合了溶剂萃取和蒸馏的特点及功能，是利用超临界流体为萃取剂，利用相态的变化直接从固体或液体中萃取分离有效成分的新技术。

处于超临界状态的流体，具有十分独特的物理化学性质。其密度接近液体，对溶质有很强的溶解能力，粘度与气体相近，扩散系数为液体的 10~100 倍，因此，对许多物质有较好的渗透性和较强的溶解能力。超临界液体在高于临界温度和临界压力的条件下，可从目标物中萃取成分，当恢复到常压和常温时，溶解在超临界液体中的成分立即与气态的超临界液体分开。利用超临界流体对物料有较好的渗透性和较强的溶解能力，可将超临界流体与待分离的物质接触，使其有选择性地依次把极性大小、沸点高低和分子量大小的成分萃取出来。

4.4.4.2.2 技术发展水平

超临界二氧化碳萃取技术是上世纪 30 年代国际上兴起的一种提取分离技术，近年来，已用于中药有效成分、食品添加剂等提取分离，对于挥发性较强的成分、热敏性物质和脂溶性成分的提取分离效果明显。它能克服传统的溶剂提取法存在的溶剂消耗量大、溶剂残留超标、易燃易爆、提取效率不高等缺点，更能保持有效成分的活性。

4.4.4.2.3 技术适用条件

适用于中药中生物碱类、黄酮类、香豆素和木脂素、挥发油类等有效成分提取。

4.4.4.2.4 实施建设内容

浙江某制药公司采用超临界二氧化碳流体萃取分离技术，替代传统的有机溶剂萃取薏苡仁油，主要设备见下表。

表 4.16 主要关键工艺设备

	设备名称
1	萃取釜
2	分离柱
3	高压柱塞泵

4.4.4.2.5 节能减排效果

采用超临界二氧化碳流体萃取分离技术后，原料总单耗下降 7%，电耗基本不变，蒸汽消耗下降了 27%，总收率提高了 13%，不使用有机溶剂，减少污染物产生与排放。

表 4.17 超临界二氧化碳流体萃取分离技术节能减排效果

	指标名称	单位	有机溶剂萃取工艺	超临界二氧化碳流体萃取	削减率 (%)
资源消耗	全部原料总单耗	吨/吨产品	27	23	7.4%
	丙酮	吨/吨产品	26.5	—	100%
	CO ₂	吨/吨产品	—	10	—
能源消耗	电耗	度/吨产品	7000	7330	-0.5%
	蒸汽消耗	吨/吨产品	80	58	27%
特征指标	总收率	%	3.8	4.3	—

4.4.4.2.6 成本效益分析

设备投资 550 万元，运行费用为每吨产品 25 万元，总收率提高了 13%。

4.4.4.2.7 技术应用情况

经过 30 多年的发展，其理论研究及实际应用等都已较为成熟，在食品、香料、中草药、生物工程等许多行业中均得到了广泛的应用。与通常的萃取、精馏、吸收等化工单元操作相比，其特点是操作温度低，压力不高，萃取剂回收方便，体现出某些特殊的分离效能，因此超临界流体萃取技术已成为一种节能的化工分离方法。该技术在国内外中药提取生产中的普及率低于 1%，预计“十二五”末普及率可提高到 5%。

4.4.4.2.8 技术知识产权情况

目前国内生产的最大超临界萃取装置规格已达 3000 升。随着超临界萃取技术逐步被人们认识和应用，国内已有部分企业专业从事超临界萃取装置的开发生产。根据国内超临界萃取装置生产企业的生产能力，基本上可以分成 24 升以下及 24 升以上两类。24 升以下的超临界萃取装置主要由一些研发力量及生产能力有限的企业生产，国内已经有众多企业具备 24 升以下超临界萃取装置的生产能力，而且产品也能完全满足客户工艺要求，各个厂家生产的产品基本上都差不多，

产品主要用于中试及小批量生产。24 升以上超临界萃取装置在国内只有为数不多的几家企业能够设计制造，由于是高压容器，生产厂家必须具备三类压力容器制造资质，所以国内许多企业只能设计和组装，高压容器类主要是靠外单位协作生产。目前国内生产工业化超临界萃取装置的企业有温州市中制药机械设备厂、贵州乌江机电设备有限公司、广州美晨高新分离技术有限公司等。

4.5 生物工程类制药

4.5.1 行业概况

生物工程类制药是指利用微生物、细胞、组织等，采用基因工程技术等现代生物技术方法进行基因工程药物、基因工程疫苗、单克隆抗体药物等药品的生产。目前已开发应用的生物技术药物主要有干扰素、白细胞介素、集落刺激因子、胰岛素、人生长激素、促红细胞生成素、基因工程疫苗等。典型的生物工程类制药工艺如下：

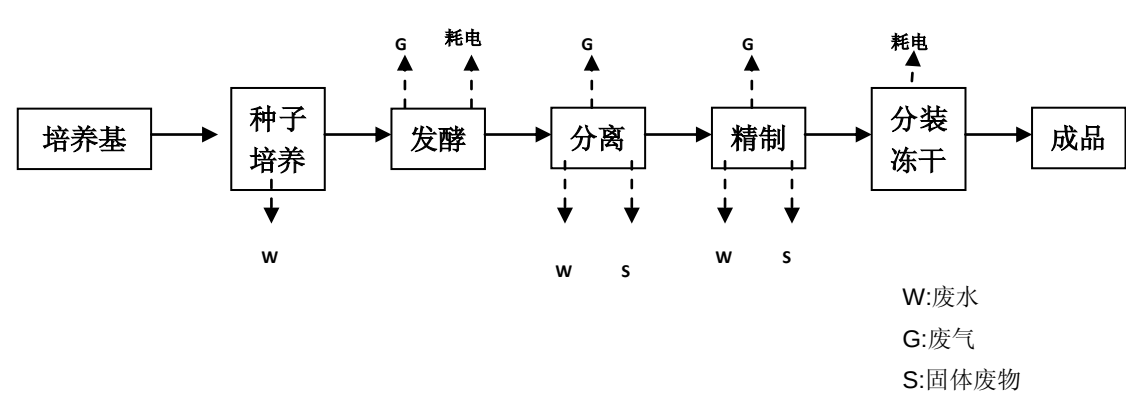


图 4.25 生物工程类制药的工艺流程图

生物工程类制药的工艺流程与发酵类制药相近，但生产的规模水平比发酵类制药小的多，技术复杂程度更高。

4.5.2 能源资源消耗情况

生物工程类制药生产过程消耗的能源主要包括电力、蒸汽等。与发酵类制药相近，发酵过程是主要的能源消耗环节。与发酵类制药不同的是，生物工程类制药产品多为蛋白类生物活性成分，干燥工艺一般采用冷冻干燥法进行，能耗也很大。

4.5.3 污染物排放情况

(1) 废水

生产工艺废水：包括微生物发酵的废液、提取纯化工序所产生的废液或残余液、发酵罐排放的洗涤废水、发酵排气的冷凝水、可能含有设备泄漏物的冷却水、瓶塞/瓶子洗涤水、冷冻干燥的冷冻排放水等。其中洗涤水（包括设备洗涤水、洗瓶水）是其中主要的排水源，生物工程类药品生产过程中，设备洗涤水、洗瓶水很少重复使用，该部分废水排放的量比较大。根据调研，一般洗瓶水、设备洗涤水分别占生物工程类制药企业非生活污水排放量的 30%~40%、20%。

制药用水制备系统排放的高盐水：制药用水可分为饮用水、纯化水和注射用水。纯化水是用蒸馏法、离子交换法、反渗透法或其他方法制得的供制药用水，注射用水是用纯化水经蒸馏所得，因此在制备纯化水和注射用水时会有少量排水污水，属于清洁排水。这部分排水相对生物工程类制药来说，所占比重也不小，最大的约占 20%左右。

实验室废水：包括一般微生物实验室废弃的含有致病菌的培养物、料液和洗涤水，生物医学实验室的各种传染性材料的废水、血液样品以及其他诊断检测样品，重组 DNA 实验室废弃的含有生物危害的废水，实验室废弃的诸如疫苗等的生物制品，其他废弃的病理样品、残渣以及洗涤废水。

实验动物废水：包括动物的尿、粪以及笼具、垫料等的洗涤废水及消毒水等。

(2) 废气

生物工程类制药的废气主要来自于发酵过程产生的发酵尾气、提取过程中溶剂的挥发。与发酵制药的废气来源种类是一致的，只是由于生物工程类制药的发酵罐小、溶剂使用单一和用量较小，所以废气排放的量并不大。

(3) 固体废物

生物工程类固体废物有废溶剂（以乙醇等为主）、废培养基、废动物尸体等，还有其他药物残渣、动物粪便等。

4.5.4 节能减排技术

4.5.4.1 微载体高密度细胞培养技术

4.5.4.1.1 技术介绍

细胞培养技术是现代生物技术发展中的一个关键技术，目前常用细胞培养方法主要有：方瓶培养、转瓶培养和微载体培养等方式。

(1) 方瓶培养：细胞生长一般需要附着或贴壁在各种固体上。实验室一般

使用对细胞无毒，易于细胞贴壁的方瓶，但因为贴壁面积小，细胞产量低，不适合工业化生产，只有在科研上实验室少量培养时使用。

（2）转瓶培养：通过控制转速，旋转圆瓶，使培养基均匀地在瓶壁上滚动，增加细胞的贴壁面积以提高细胞的产量。目前，国际上许多生产企业，在主细胞库细胞扩增为工作细胞时使用这种方法，但许多国内企业在生产中仍使用这种技术。

（3）微载体培养：微载体是由特殊材料构成的圆形或扁圆形的微小颗粒，具有更大表面积，可以使细胞有效附着生长。2 克微载体，就可约相当于国内厂家使用的 8 个大转瓶。与传统转瓶生产工艺比较，微载体高密度细胞培养具有以下优势：高细胞密度，高病毒收获，低污染的机会，生产工艺可控性强，微载体投放量高达 25 克/升，细胞密度高达 $1.1\sim 1.5\times 10^7$ 个细胞/毫升，远超过转瓶、细胞工厂、其他类型反应器等其他传统生产工艺。因此，比转瓶操作更方便，体积更大，更适合各类细胞的大规模工业化生产。

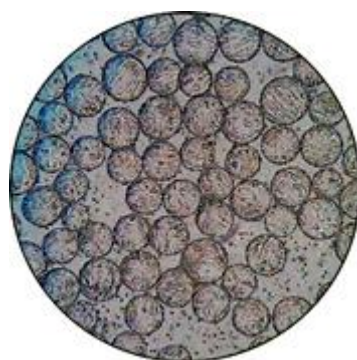


图 4.26 高密度微载体显微图

4.5.4.1.2 技术发展水平

1967 年 Van Wezel 发现某些细胞可以在糊精颗粒上生长，并最先使用微载体（Microcarriers）系统进行动物细胞大规模培养，从此揭开了微载体技术研究开发的序幕，微载体的诞生实现了细胞从贴壁生长到悬浮培养的革命。起初微载体密度低，只有 5 克/升，科学家通过研究解决了高密度微载体自然沉降和细胞繁殖的消耗性衰竭的难题。将微载体密度从原先的 5 克/升提高到 25 克/升。

经过近 40 年的发展，微载体细胞培养技术已渐趋完善和成熟，并广泛应用于细胞工程领域以生产疫苗、基因工程产品等一些重要的生物技术药物产品。微载体系统培养细胞具有显著的优点：①兼具单层培养和悬浮培养的优势；②细胞

所处环境均一，是均相培养；③环境条件（温度、pH、DO、CO₂等）容易测量与监控；④具有较高的比表面；⑤培养操作可系统化、自动化，降低了污染发生的机会。

随着人们对疾病预防需求的加强，对疫苗质量、产量的要求也随之提高，新的大规模生产疫苗的方法在不断完善，微载体培养方法的广泛应用是今后生物技术药物规模化生产的发展趋势。

一直以来，我国疫苗生产采用的是转瓶培养细胞技术，不仅手工操作生产效率低，而且培养的最大细胞密度只有 10⁶ 个细胞/毫升，收获的疫苗原液中的有效抗原的滴度非常低。

“生物反应器微载体高密度细胞培养技术”是我国 863 和“九五”的重点攻关项目。2002 年 6 月，辽宁成大生物股份有限公司引进了美国 BARI 公司的生物反应器微载体高密度悬浮细胞培养技术以及悬浮罐流生产工艺，全自动控制、全封闭、管道化流程，培养的细胞密度超过 10⁸/ml，有效抗原的滴度超过 6.5LD₅₀/毫升，采用国际领先的高效纯化系统，有效去除杂蛋白和 DNA 等有害物质，提高了疫苗产品的安全性。

辽宁成大生物股份有限公司引进和开发的微载体高密度细胞培养技术，促进了我国在短期内高起点、规模化生产优质人用狂犬病疫苗。该技术的主要特点是：（1）高密度细胞通过连续灌流方式培养，病毒连续收获，使生物反应器内保持细胞生长的营养环境，从而避免了高密度细胞代谢产物的积累；（2）pH、DO 值的持续稳定，抑制了高密度细胞代谢中的消耗性衰竭；（3）由于改进了生物反应器的设计，在灌流时防止了微载体的自然沉降，并令其充分悬浮，使生物反应器中高密度细胞正常存活时间和病毒连续收获周期明显延长，不仅能提高细胞生长的密度，而且还有助于产物的纯化。

生物反应器技术优势不仅在于生产的规模，更在于产品的质量。用微载体生物反应器培养技术和下游特殊纯化工艺制备的人用狂犬病纯化疫苗（Vero 细胞），抗原含量高，3 批中试产品经检验，效力分别为 5.70、7.01 和 6.02 IU/0.5 毫升。GP 纯化回收率在 75%以上，杂蛋白去除率在 99.95%以上，终产品各项指标均达到 WHO 的质量标准，与国际先进的 Vero 细胞疫苗同等水平。

高密度微载体技术实现哺乳动物细胞的大规模培养，达到节能减排的目的。批次产能的提高，可以减少多批次生产中设备的清洗、消毒，减少工艺用水的消耗，以及废水的产生与排放，与多批次小批量生产相比，规模化大生产的电力能源消耗水平也大幅降低。

该技术具有综合成本低、批量大、批间差异小、所获病毒抗原量高等优点。另外，全封闭的管道化生产流程和自动过程监控、控制技术，不仅减轻了劳动强

度，简化了手工操作程序，而且生产疫苗所需人员和 GMP 生产车间及水、电、原材料成本，也大大低于转瓶或其它培养方式生产疫苗。

微载体生物反应器高密度细胞培养作为多种病毒性疫苗和有关生物制品规模化生产的平台技术，有待于今后逐步应用到其它病毒性疫苗生产中去。

4.5.4.1.3 技术适用条件

适用于以动物细胞为表达载体的基因工程重组蛋白、多肽，单克隆抗体、疫苗等生物技术药物产品的生产。

4.5.4.1.4 实施建设内容

采用微载体生物反应器替代传统的小批量的转瓶生产工艺。

4.5.4.1.5 节能减排效果

一个生物反应器的生产能力相当于 200 个传统转瓶机同时工作的生产能力。辽宁成大生物股份有限公司现有 42 台生物反应器同时生产工作，生物反应器功率为 5kwh，转瓶机功率为 1kwh，每台反应器每年按 5000 个工作小时计算，用电量为 105 万度，与传统转瓶机相比可节省 4095 万度电。单位产品电耗下降了 95%。并可减少多批次生产中设备的清洗、消毒，水耗下降 20%以上，废水产生总量下降 5%~10%。

4.5.4.1.6 成本效益分析

投资规模约为 2000 万元，单位产品成本下降 15%以上。投资回报周期约为 2~3 年。

4.5.4.1.7 技术应用情况

目前，国外许多生物制品已普遍使用生物反应器微载体高密度细胞培养技术进行大规模工业化生产，国内也有产品实现了产业化并投放市场。使用微载体技术进行大规模生产已进入实用阶段，与传统的转瓶培养相比，可以提高产量、质量，减少污染，节省人力，减少培养液的使用。

辽宁成大生物股份有限公司率先在国内使用生物反应器微载体高密度细胞培养技术，实现狂犬疫苗的规模化大生产。目前我国生物工程类制药行业的技术应用普及率约为 5%，预计“十二五”末达到 20%。

4.5.4.1.8 技术知识产权情况

2002 年 6 月，辽宁成大生物技术公司从美国 BARI 公司引进微载体生物反

反应器细胞培养技术，经过消化、吸收、再创新，目前，其人用狂犬病疫苗生产技术和水平，已超越国际最知名疫苗生产企业法国的巴斯德公司，处于国际领先水平。

4.5.4.2 外置过滤器连续灌流细胞培养技术

4.5.4.2.1 技术介绍

连续灌流培养法是近年来用于哺乳动物细胞培养生产单克隆抗体等分泌型重组治疗性药物生产中较为推崇的一种生产技术。它最大的优点是：（1）在细胞增长和产物形成的过程中，不断地将部分条件培养基取出，同时又连续不断地灌注新的培养基，因此细胞处在营养物质保持稳定的培养环境中，有害代谢废物浓度较低；（2）细胞密度较高，一般可达 $10^7 \sim 10^8$ 个细胞/毫升，从而较大地提高产品的产量；（3）产品在罐内停留时间短，可及时回收到低温下保存，有利于保持产品的活性。（4）规模化的连续生产，有效降低生产的能源和资源消耗。

4.5.4.2.2 技术发展水平

随着基因工程的发展，人们逐渐认识到有许多基因产物无法在原核细胞内表达，必需经过真核细胞所特有的翻译后修饰，以及正确的切割、折叠后，才能具有与自然分子一样的功能和抗原性。因此，动物细胞成为一种重要的宿主细胞，用以生产各种重要的生物制品。目前已经上市，以及正在进行临床试验的生物技术药物，70%以上都是来自动物细胞表达系统。

1967 年，Van Wezel 等人建立了贴壁细胞微载体悬浮培养技术，实现了动物细胞大规模、高密度培养，利用微载体生物反应罐进行大规模细胞培养，有批式培养、批式加量培养、再循环培养和灌流培养等四种方式，选择何种培养方式与细胞种类，培养期间营养需求，微载体类型和浓度，以及培养细胞的目的均有关系。要进行动物细胞的大规模、高密度培养，须保证补充足够的营养和及时去除代谢产物。在现有的培养方法中，多数是采取部分换液或增加培养体积来达到补充营养和排除代谢产物的目的。但是，当细胞密度较高时，由于代谢旺盛而产生的大量代谢产物往往不能及时、有效清除，对细胞会产生毒性作用并抑制细胞的繁殖。灌流培养是一种在连续动态监测条件下的培养过程，可及时地根据需要加入新鲜培养基，同时抽弃含细胞代谢产物的消耗性培养基，使细胞始终保持在一种相对稳定，有充足营养的生长环境中生长。因此，灌流培养法优于其他培养方式。

细胞灌流培养中采用的内置式细胞过滤器在细胞培养后期，细胞密度高达

15~20×10⁶ 个细胞/毫升，2~3 天内就会造成过滤器堵塞，生产停止。采用外置式过滤器，在一个过滤器堵塞后，可切换至另一过滤器继续生产，而堵塞的过滤器可以拿去清洗。两个过滤器交替使用，大大延长高密度细胞培养时间，提高了生产效率和产量。

4.5.4.2.3 技术适用条件

适用于以动物细胞为表达载体的基因工程重组蛋白、多肽，单克隆抗体、疫苗等生物技术药物产品的生产。

4.5.4.2.4 实施建设内容

关键工艺设备为灌流式微载体生物反应器。

4.5.4.2.5 节能减排效果

北京百泰生物药业有限公司，采用外置式过滤器的连续细胞灌流培养技术，原料和辅料消耗下降了 15%~25%，水耗下降了 16.7%，电耗下降了 7.2%，每单位产品能源成本下降了 3.6%，原辅料成本下降了 25%，运行成本降低了 8.5%，废水排放总量减少了 6.4%，COD、BOD 和氨氮排放量分别下降了 8%、12%和 20%，工业固废总量下降了 16.7%。

表 4.18 外置式过滤器的连续细胞灌流培养技术节能减排效果

	资源名称	单位	外置式过滤器生产工艺	内置式过滤器生产工艺	削减率 (%)
资源消耗	培养基	L/kg 产品	10000	12000	17%
	新水耗	t/kg 产品	15000	18000	17%
	氯化钠	t/kg 产品	0.045	0.052	13.5%
	氢氧化钠	t/kg 产品	0.043	0.056	23%
	冰醋酸	t/kg 产品	0.03	0.04	25%
能源消耗	电耗	kWh/kg	110 万	118.5 万	7 %
	蒸汽消耗	t/kg 产品	831 t	858 t	3%
污染物排放	废水排放总量	t /kg 产品	27619	29523	6%
	COD	kg/ kg 产品	801	870.5	8%
	BOD	kg/ kg 产品	380.5	432.5	12%

	氨氮排放量	kg/ kg 产品	51	76.65	20%
	工业固废总量	t /t 产品	15000	18000	17%
	废滤芯/废滤膜	Kg /t 产品	270	320	16%

4.5.4.2.6 成本效益分析

投资规模约为 2000 万元。设备投资成本下降了 52.9%，基建成本下降了 95%，每单位产品能源成本下降了 3.6%，原辅料成本下降了 25%，运行成本降低了 8.5%。投资回报周期约为 2~3 年。

4.5.4.2.7 技术应用情况

哺乳类动物细胞大规模培养是抗体药物生产的核心技术之一。据统计，发达国家药物市场中，通过哺乳类动物细胞培养表达的生物药物已达到各类生物药物总数的 60%左右，市场份额已接近 70%。由于受到构建高效表达细胞株等上游技术现代化生产工艺及自动化生产设备等综合因素的制约，多年来，我国生物医药产业始终未能在大规模哺乳类动物细胞培养领域取得突破，产量始终在克级至百克级水平徘徊，难以形成规模。北京百泰生物药业有限公司的哺乳类动物细胞大规模培养技术平台的建立，缩短了我国与发达国家在抗体药物产业化领域的差距，推动了中国生物医药产业的跨越式发展。目前百泰生物药业已装备工作体积为 1000 升的自动化动物细胞培养装置，其单产达 5800 升细胞培养液，抗体回收率达到 250 毫克/升。目前在我国生物工程类制药行业的技术应用普及率约为 1%。预计“十二五”末达到 20%。

4.5.4.2.8 技术知识产权情况

军事医学科学院生物工程研究所长期以来开展的“动物细胞微载体高密度灌流培养技术的研究”，取得了一些突破性的成绩，研制出灌流自控装置，可控制蠕动泵的转向和时间，防止灌流系统堵塞，达到长期灌流培养，获得中国专利（ZL91208893 1），相关成果达到了国际同类技术的先进水平，获得了国家科学技术进步三等奖。

通过与古巴的技术合作，北京百泰生物药业在古巴技术工艺基础上成功开发出具有自主知识产权的大规模哺乳动物细胞灌流培养系统，在细胞密度、细胞活力、表达量、连续生产周期等关键指标方面，与强生、拜耳、惠氏等国际知名跨国制药企业水平相当，达到世界先进水平，打破了少数国家对该技术的封锁和垄断，使我国第一次在大规模哺乳动物细胞培养药物生产领域拥有了自主工业技术产权，突破了我国生物医药产业发展的主要瓶颈，提升了我国生物医药的产业化

水平，在我国生物制药行业，如抗体药物、疫苗、蛋白类药物等的生产方面，有广泛的应用前景。在掌握了大规模连续灌流培养培养哺乳动物细胞生产工艺的核心技术之上，百泰生物药业通过技术创新，实现外置式旋转过滤器细胞培养系统的中试和产业化。本工艺尚属国内首创。即将建成的外置式旋转过滤器细胞培养产业化系统，能将百泰生物药业现有单抗药物产量提高一倍。在此平台的基础上，中国第一个人源化单克隆抗体泰欣生（尼妥珠单抗，Nimotuzumab）率先实现了产业化生产。

4.6 制剂类制药

4.6.1 行业概况

制剂类制药指通过混合、加工和配制，将具有生物活性的药品制备成成品。根据制剂的形态，可分为固体制剂、液体制剂、半固体制剂等，其中固体制剂所占比重最大。每一类型制剂的生产工艺也有所不同，不同剂型的工艺流程有所差异。

我国的制剂企业占制药工业总数的 70%左右，制剂工业总产值、实现利税均占化学制药工业的 60%以上。但与国外相比，制剂的生产、发展却还相对落后。主要体现在以下三个方面：（1）制剂品种少。我国目前只能生产 3500 多个剂型品种，仅为发达国家的 1/3，美国是我国的 43 倍，日本是我国的 12.6 倍。国外一个原料药有 10 种以上制剂，我国一个原料药一般仅有 2~3 种制剂。（2）制剂的附加值低。按照国际惯例，医药产品的原料与制剂的比价差一般是 1：10，我国一般为 1：3。也就是说，发达国家药物制剂的附加值为原料药的 10 倍以上，我国只有 3 倍，甚至落后于印度的 1：5.2。（3）制剂技术（开发、研究、设计和生产加工）比较落后，部分原材料、相关原辅材料的质量不过关。

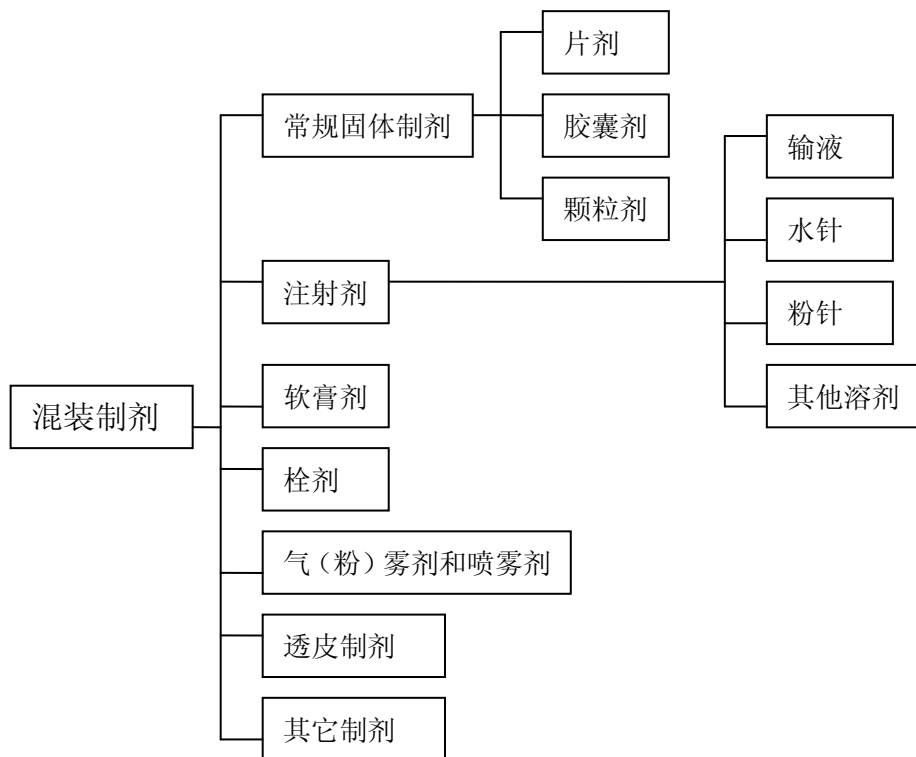


图 4.27 混装制剂药物分类

4.6.2 资源能源消耗情况

制剂生产全过程要求在恒定温度的洁净区内进行，空调、动力系统等公用工程设备，干燥、无菌制剂的灭菌等工艺设备是主要的能源消耗环节。

4.6.3 污染物排放情况

固体制剂类药品按照剂型分为片剂、胶囊剂、颗粒剂等，每一类型制剂的生产工艺也有所不同。不同剂型的工艺流程和产排污节点分别如图所示。



图 4.28 片剂生产工艺流程和排污节点图

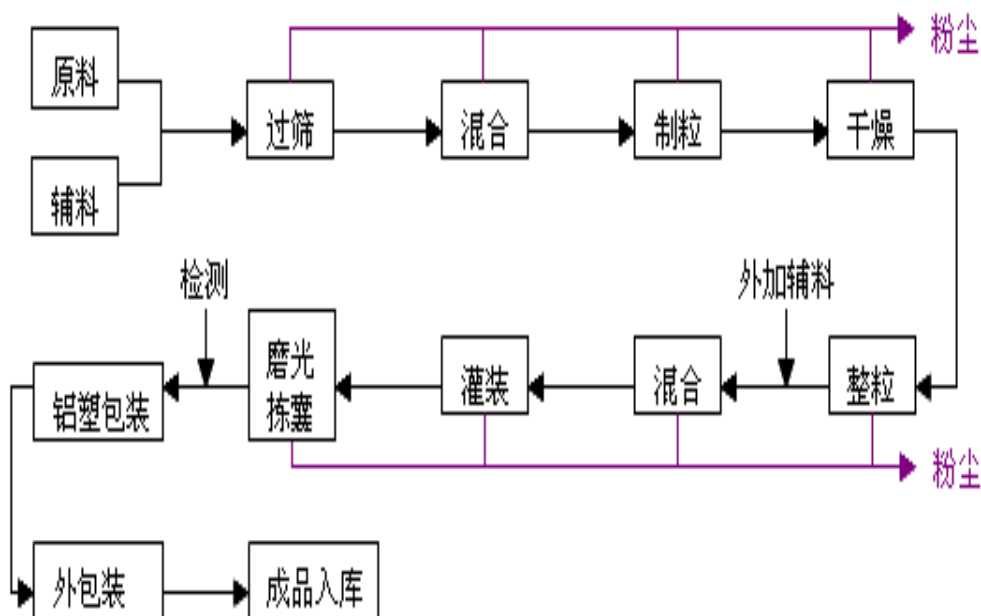


图 4.29 胶囊剂生产工艺流程和排污节点图

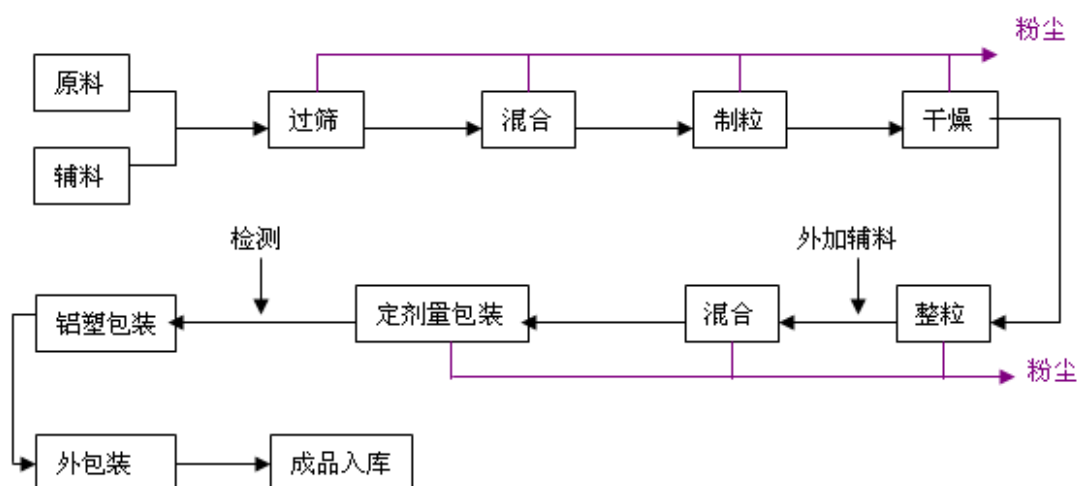


图 4.30 颗粒剂生产工艺流程和排污节点图

由上述三种固体制剂类生产工艺流程可知，固体制剂类生产过程中涉及到的环境因素并不复杂，三废的产生源也不多，严格意义上来说并没有工艺废水的产生，主要废水污染源仅为洗瓶过程中产生的清洗废水和生产设备的冲洗水、厂房地面的冲洗水。

（1）废水

包装容器清洗废水：由于医药行业的特殊性，要求对包装容器进行深度清洗，此部分清洗废水污染物浓度极低。

工艺设备清洗废水：每个工序完成一次批处理后，需要对本工序的设备进行一次清洗工作，这种废水 COD 较高，但数量不大。某些企业将第一遍清洗后的高浓度废水收集后送去焚烧。

地面清洗废水：厂房地面工作场所定期清洗排放的废水，其污染物浓度低，主要污染指标为 COD、SS 等。

（2）废气

主要包括磨粉过筛、制粒、干燥、总混、压片和胶囊填充过程中产生的粉尘。

（3）固体废物

主要包括生产包装过程中或储存药品过程中产生的废旧包装材料和报废过期药品。

4.6.4 节能减排技术

4.6.4.1 三合一无菌制剂生产技术

4.6.4.1.1 技术介绍

（1）技术应用工艺节点

传统大输液生产主要采用外购玻瓶、清洗、灌装、封口的主要生产流程，存在着不少质量隐患。如在清洗和灌装环节，企业购进瓶子后，经过清洗进行药液灌装，整个过程不仅有人工参与操作，瓶口也一直敞开暴露在空气中，生产过程极易混入杂质。这些杂质一般分为不可再生繁殖和可再生繁殖两种，前者如空气中的尘埃，后者如细菌。任何一个生产环节控制不严，药液中就有可能混入杂质，对用药安全造成隐患。各国在强化药品安全的进程中，不断提高药品的无菌标准。医药生产企业在达到质量要求的同时，又在寻求最经济的包装方案。经过多年的探索实践，“制瓶-灌装-封口”三合一技术和设备成为药液无菌灌装的重要方式。在生产过程中，省去洗瓶环节，节约了水资源的消耗和瓶子烘干消耗的能源。

（2）技术基本原理

“制瓶-灌装-封口”三合一无菌灌装技术，是专门为无菌要求极高的行业发展起来的在塑料容器内进行液体无菌灌装的生产技术。在无菌状态下，单机完成制瓶、灌装、封口三项工序。

4.6.4.1.2 技术发展水平

国内企业在各种三合一设备制造领域具备一定的技术水平，但是在高速化、可靠性、灌装精度等方面大部分厂家的产品与国外还有较大差距，有待进一步提高。尤其在吹瓶成型——三合一技术中技术含量较高的环节，国内技术水平相对比较落后。

4.6.4.1.3 技术适用条件

适用于无菌制剂塑料容器的吹塑制瓶、灌装、封口全过程，主要用于塑瓶或袋装静注射剂、输液、冲洗剂、消毒剂、镜片护理产品，以及（用于眼、耳、鼻的）滴剂、小容量非经肠道吸收药、口服液，油膏，软膏，吸入药剂等的包装，也有部分用于食品、饮料、调味品等包装。

4.6.4.1.4 实施建设内容

主要设备为“三合一”灌装技术设备，集传统的制瓶、灌装、封口三个独立的工序于一体。



图 4.31 三合一灌装技术设备

4.6.4.1.5 节能减排效果

制瓶、灌装、封口三道工序均在无菌状态下完成，无需洗瓶，有助节约水和能源消耗，可节约动力部分投资，设备占地面积小，成品内在质量高且稳定可靠，单位产品生产成本下降 20%。

4.6.4.1.6 成本效益分析

“三合一”灌装技术设备大约为 120 万元/台，每年可产生经济效益 100 万元以上。

4.6.4.1.7 技术应用情况

2004 年，国内第一条聚乙烯安瓿注射液生产线在中外合资企业大冢制药建成投产，该生产线将成型、灌装、封口一次完成，改变了传统安瓿由容器成型，药液灌装，容器封口，最终灭菌等多步生产的方式，生产时间缩短的同时降低了药液被污染的机率。打破了当时国内小容量注射液只有玻璃安瓿包装的现状。

2004 年，国内眼科用药专业生产企业——潜江制药投资 3000 万元从美国引进先进的三合一滴眼液生产线，在国内率先推出单剂量包装，日剂量包装系列滴眼液，突破了传统大剂量包装滴眼液需要加入防腐剂的技术难题，将吹瓶、灌药、封口三个生产步骤，在同一无菌环境中一次完成。

大输液是是静脉给药的一种剂型，由于起效迅速、使用方便，临床用量非常大，是医疗机构最普遍采用的一种制剂。大输液的包装形式从最早的全开放式到

后来的半开放式再到现在的全封闭式，期间经历 170 多年的历史。目前国内大输液包装形式为玻璃瓶、塑瓶、软袋和直立式软袋四种形式，其中软袋包装分为 PVC 软袋和非 PVC 软袋包装。玻璃瓶和塑瓶输液产品各占 40% 的市场份额，软袋输液占据 20% 的市场份额。从目前的发展趋势来看，玻璃瓶输液的销售数量将进一步缩减。随着大输液整体市场的扩大，玻璃瓶输液的市场份额逐步萎缩，而软塑包装大输液的市场份额持续增加，尤其是非 PVC 软袋大输液。软塑包装产品的发展为“吹瓶-灌装-封口”三合一无菌灌装技术及设备的应用提供了广阔的发展空间。目前，石家庄四药有限公司、苏中制药集团等大输液生产企业已经采用“吹瓶-灌装-封口”三合一无菌灌装技术，该技术在医药行业的普及率大约在 20% 左右。

随着 2011 年新版 GMP 的实施，预计“十二五”末，“吹瓶-灌装-封口”三合一无菌灌装技术在大输液等产品生产中的应用普及率将达到 50% 以上。

4.6.4.1.8 技术知识产权情况

目前，国产设备仍以仿制为主，设备质量水平还有待提高。

4.6.4.2 负离子空气洗瓶技术

4.6.4.2.1 技术介绍

（1）技术应用工艺节点

传统塑瓶输液产品生产过程中，外购塑瓶在药液灌装前通常采用注射水对瓶子进行清洗，负离子空气清洗技术是一种干洗技术，节水、节能、环保，不使用清洗剂，无污染，又可节约大量的注射用水。

（2）技术基本原理

负离子空气清洗技术是利用经过特殊设计的静电发生器，使压缩空气带上大量的电荷，形成静电风（也称负离子风），这样的静电风吹过吸附有微小尘粒的塑料制品内外表面，可以达到正负离子中和而使尘埃失去吸附力，达到净化的目的。

4.6.4.2.2 技术发展水平

1889 年，德国科学家埃尔斯特和格特尔发现了空气负离子的存在，1902 年阿沙马斯等肯定了空气离子存在的生物意义，1932 年美国 RCA 公司汉姆逊发明了世界上第一台医用空气负离子发生器，此后，空气负离子研究在欧、美、日各国已经历了很长的发展、应用阶段。我国自 1978 年由伊朗的沙哈瓦特博士引进一台电子仪器——生物滤（biological filter），即我国负离子发生器的前身，至今

空气负离子的研究在我国已经历了 80 年代初、90 年代初两个发展高潮。

空气负离子首先应用在改善空气质量、医疗等领域，同时研究人员也注意到空气离子对消除悬浮在环境中的 10 微米以下的飘尘、各种有毒有害的气溶胶及抑制细菌、霉菌，有其独到之处，简易、经济可行是其它一切超净过滤装置及所有净化过程不可比拟的。国内空气负离子发生器的生产厂家近年来发展很快。

4.6.4.2.3 技术适用条件

适用于塑料瓶清洗，目前已用于饮料、矿泉水、牛奶、奶饮料、医药、药液等行业的塑料瓶清洗，不适用玻璃瓶。

4.6.4.2.4 实施建设内容

主要关键设备为全自动负离子空气洗瓶机，其核心部件为负离子发生器。

4.6.4.2.5 节能减排效果

传统塑料瓶输液生产过程中，塑料瓶灌装药液前用注射水对瓶子进行清洗。采用高压电离空气对瓶子内外壁进行吹洗，清洗过程不消耗水，不产生废水。按平均每瓶 110ml，年产量 1 亿瓶生产规模，共计年节约注射水 11000 吨。负离子空气清洗比水清洗费用降低 60%以上，节约用水和清洗剂。

4.6.4.2.6 成本效益分析

- (1) 设备成本：30 万元/台。
- (2) 运行成本：1 元/吨产品。

4.6.4.2.7 技术应用情况

国内石家庄四药有限公司等大输液生产企业已经采用，在医药行业中的技术普及率低于 10%，预计“十二五”末技术普及率将达到 50%。

4.6.4.2.8 技术知识产权情况

国内已开发出数字化、全自动负离子空气洗瓶设备，应用于饮料、矿泉水、牛奶、奶制品等行业产品生产过程中塑料瓶清洗。

4.7 制药工业污染物治理技术

4.7.1 高效蒸发-上流式厌氧污泥床（UASB）-循环式活性污泥法（CASS）组合技术

4.7.1.1 技术介绍

含盐分高是化学合成制药废水的一大特点，也是废水处理的难点之一。该技术对盐分较高的废水采用多效蒸发器预先去除废水中的盐分，然后和较低浓度废水混合进入上流式厌氧污泥床（UASB）处理，将部分难降解的大分子污染物分解为易降解的小分子污染物，出水再进入循环式活性污泥反应系统（CASS），在好氧条件下进一步降解。UASB 是应用微生物固定化技术，在保持反应器内高污泥浓度的同时，改进反应器的水力条件，通过增设内回流系统，使污泥和废水更好的充分混合，提高系统运行的稳定性，从而高效低耗净化有机废水，还可能将污染物转化为沼气加以利用。此外，通过对传统三相分离器的改进，确保其系统充分截留污泥，从而保证其无需颗粒污泥接种亦能较快速启动运行。目前 UASB 反应器已经发展到第三代反应器——厌氧颗粒物污泥膨胀床（EGSB）等。循环式活性污泥法是序批式活性污泥法（SBR）工艺的改良工艺，也是 SBR 的改良工艺类型中应用最广泛的一种，集缺氧、曝气、沉淀、出水于同一生物池中，通过控制系统在该生物池内交替完成不同的反应过程，其生物碳氧化、硝化原理与推流式活性污泥法相同，运转经验成熟，具有节省占地和构筑物的显著特点。

4.7.1.2 技术发展水平

（1）多效蒸发

废水中高盐分给生物处理技术带来了极大的困难，而化学合成类制药过程产生的废水往往含有较高的盐分，因此预处理是必须的。高盐废水的处理基本上有两种途径：一是采用受盐分影响比较小的技术，如电絮凝技术、专有菌种的生物工艺等。二是采用盐分预处理再利用技术，如多效蒸发、薄膜蒸发等。多效蒸发和薄膜蒸发等技术的广泛应用主要受到了成本高的限制。但随着高效蒸发器的不断开发，节能减排要求的不断严格，多效蒸发在制药废水中逐步得到较广泛的应用。

（2）UASB

UASB 反应器处理工艺是目前研究较多、应用广泛的新型污水厌氧生物处理工艺，具有其他厌氧处理工艺（厌氧流化床、厌氧滤池）难以比拟的优点，不仅可以实现污泥的颗粒化，使生物固体的停留时间可达 100 天，而且使气、固、液的分离实现了一体化。该工艺具有很高的处理能力和处理效率，尤其适用于各种

高浓度有机废水的处理。国外已有近千座生产性规模的 UASB 反应器应用于不同行业废水的处理，国内也有数百座投入生产性运行。

(3) CASS

CASS 工艺的前身是 ICEAS 工艺，由 GORONSZY 开发并分别在美国和加拿大获得专利。该工艺的发展关键是计算机控制系统的应用，主要特点是：① 根据生物选择原理，利用与主反应区分建或合建、位于系统前端的生物选择区对磷的释放、反硝化作用及对进水中有机底物的快速吸附及吸收作用，增强了运行的稳定性；② 可变容积的运行提高了系统对水量水质变化的适应性和操作的灵活性；③ 根据生物反应动力学原理，采用多池串联运行，使废水在反应器的流动呈现出整体推流，在不同区域内为完全混合的复杂流态，不仅保证了稳定的处理效果，而且提高了容积利用率；④ 通过对生物速率的控制，使反应器以厌氧-缺氧-好氧-缺氧-厌氧的序批式方式运行，使其具有优良的脱氮脱磷效果，降低了运转费用。与传统的 SBR 工艺相比，该工艺的不同之处在于：CASS 工艺在进水阶段不设单纯的充水过程或缺氧混合过程；在反应器的进水端增设了一生物选择区，利于适合微生物生长的条件并选择出絮凝性微生物，因而可更有效地保持污泥的良好沉降性能，更有效地提高系统的抗冲击负荷能力；可通过调节曝气强度同时实现硝化和反硝化过程。该技术投资和运行费用低、处理性能高，尤其是优异的脱氮除磷效果，已广泛应用于城市污水和各种工业废水的处理中，全世界已经有 300 余座各种规模的 CASS 污水处理厂在运行或建造之中。

(4) 组合技术

高效蒸发-上流式厌氧污泥床 (UASB)-循环式活性污泥法 (CASS) 组合技术的主要特点是：利用多效蒸发作为高盐分预处理技术，一方面可以降低废水中盐分的浓度，同时蒸发结晶后所产生的结晶盐经离心机脱水后收集钠盐，定期外卖，蒸馏出的溶剂收集后精馏分离回用到生产中。蒸发的废水经冷凝管、水射器进入调节池，和其他废水一起进行后续处理。利用 UASB 强大的厌氧功能，将废水中大分子的有机污染降解为小分子有机物，然后利用 CASS 技术达到降低 COD 的同时去除氮磷。该组合技术的发展是预处理-厌氧-好氧组合工艺的体现，在国内处于领先的水平。

4.7.1.3 技术适用条件

- (1) 适用的废水水质条件：盐分比较高的废水（3%左右）、COD 较高（1000mg/L~10000mg/L）、水量比较低（<1000m³/d）的情况下更为经济。
- (2) 适用于水温 15~40℃（低或高需采取加热或冷却措施）。
- (3) 适用于有机废水处理，可生化性较好的废水最为合适。

(4) 适用于发酵类制药、植物提取类制药、部分化学合成类制药废水的处理。

4.7.1.4 实施建设内容

(1) 工艺流程

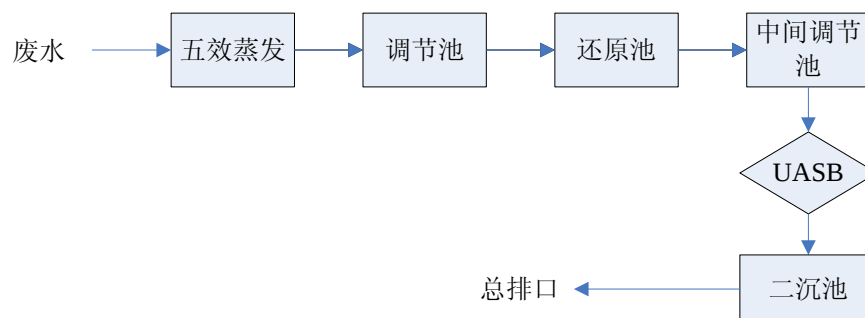


图 4.32 高效蒸发-上流式厌氧污泥床-循环式活性污泥法组合技术工艺流程

(2) 关键工艺设备

① 多效蒸发器

多效蒸发器可以采用多种形式，通常在制药废水处理中使用较多的为双效、三效、四效、五效蒸发。以三效为例，将第一个蒸发器产生的二次蒸汽再次当作加热源，引入另一个蒸发器，只要控制蒸发器内的压力和溶液沸点，使其适当降低，则可利用第一个蒸发器产生的二次蒸汽进行加热。此时，第一个蒸发器的冷凝处就是第二个蒸发器的加热处。这就是多效蒸发原理。每个蒸发器称为一效，通入生蒸汽的蒸发器为第一效，并由二次蒸汽通入方向依次为第二效、第三效等。三效蒸发器特点 物料受热时间短、蒸发速度快，浓缩比重大，有效保持物料原效。



图 4.33 三效蒸发器示意图

② UASB



图 4.34 厌氧反应器示意图

UASB 的典型反应器有不同的构造型式，运行过程中废水从反应器底部经过布水系统均匀进入，并向上流式反应区（污泥区）进入气、液、固分离区，最后进入到 UASB 上部的沉淀区。整个反应器包括污泥床、污泥悬浮层、三相分离器、布水系统、水封箱。在应用到制药废水处理时，容积负荷一般可达到 $131\text{kg}/(\text{m}^3 \text{d})$ ，停留时间为 24 天，温度一般为 $40\sim 45\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，去除效率一般稳定在 90% 以上。关键参数之一在于三相分离器的设计，特别是对高浓度悬浮固体的废水需要考虑悬浮固体的预处理问题等。关键参数之二是污泥颗粒化对工艺条件要求严格，并受到运行条件和操作条件的影响。

4.7.1.5 节能减排效果

(1) 去除效率

高效蒸发-UASB 工艺后出水：COD 去除率 $\geq 90\%$ ，BOD 去除率 $\geq 90\%$ ，氨氮去除率 $\geq 90\%$ ，总氮去除率 $\geq 80\%$ ，总磷去除率 $\geq 80\%$ 。

增加好氧生物过程后出水：COD 去除率 $\geq 95\%$ ，BOD 去除率 $\geq 95\%$ ，氨氮去除率 $\geq 95\%$ ，总氮去除率 $\geq 85\%$ ，总磷去除率 $\geq 85\%$ 。

表 4.19 高效蒸发-上流式厌氧污泥床-循环式活性污泥法组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	60%~70%	95%	25%
BOD	70%~80%	95%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	95%	35%
TN	< 50%	85%	35%

(2) 出水达标性

高效蒸发-UASB 工艺后出水：COD $\leq 200\text{mg/L}$ ，BOD $\leq 70\text{mg/L}$ ，氨氮 $\leq 45\text{mg/L}$ ，总氮 $\leq 60\text{mg/L}$ 。

增加好氧生物过程后出水：COD $\leq 120\text{mg/L}$ ，BOD $\leq 40\text{mg/L}$ ，氨氮 $\leq 35\text{mg/L}$ ，总氮 $\leq 60\text{mg/L}$ 。

仅高效 UASB 应该可以满足纳入污水处理厂标准，适当增加好氧过程单元后，基本得到国家制药工业水污染物排放标准的新建企业排放标准。

4.7.1.6 成本效益分析

根据 1000~2500 m³/d 的处理规模计算，设备设施投资成本可能高达 3700 万元，运行费用 750 万~1800 万元/年。

单位投资：1.48 万元/（m³ 废水规模），运行费用为 10~24 元/m³。

经济效益：回收盐分后的再利用，年均经济效益约 500 万左右。

环境效益：按照 2500 m³/d 的处理规模，年环境效益 322 万元。

4.7.1.7 技术应用情况

我国于 1981 年开始 UASB 反应器的研究工作，现在已得到了实际的推广应用。UASB 反应器是目前应用最为广泛的高速厌氧反应器，在制药行业，利用 UASB 处理制药工艺废水的实例有湖北广济药业股份有限公司、江苏江山制药有限公司、神威药业集团等。自 90 年代，UASB 在我国的应用从单一的 UASB 工艺发展成为 UASB+CASS 处理发酵废水等，具有非常好的发展前景。

湖北某药业股份有限公司采用了五效蒸发-还原-生物脱硫-UASB-CASS法进行净化,对企业 COD 减排发挥了重要作用,但如果要达到最新的污水排放标准,还需要在设施上增加改造措施和优化。

大同某抗生素厂采用四效蒸发器的处理后,尾水 COD<100mg/L,总体可以达到现行国家排放标准。

当前该技术的普及率约在 2%以下,主要原因是高效蒸发的成本比较高,随着减排压力的增大和回收效益的增加,预计“十二五”可以略有提高,到 3%~4%。

4.7.1.8 技术知识产权情况

目前,蒸发器、UASB、CASS 的核心技术已得到推广,基本无专利限制,但基于蒸发器、UASB、CASS 的工艺改进的国内实用新型发明专利目前有很多,如改进 UASB 的 EGSB 工艺、布水系统、不同结构型蒸发器等。企业可以根据自己的实际情况,购买相应的设备。

4.7.2 水解酸化预处理-序批式生物反应器 (SBR) 组合技术

4.7.2.1 技术介绍

本技术中的水解酸化过程不同于厌氧发酵过程的水解段以及 A/O 系统的水解段,工艺控制在兼性条件下,系统中的优势菌群也是厌氧微生物,但以兼性微生物为主,将其中的难生物降解物质转变为易生物降解物质,提高废水的可生化性,以利于后续的好氧生物处理。完成水解酸化过程的最终产物为低浓度有机酸,个别情况下还有极少量的甲烷。然后再利用 SBR 好氧工艺对有机物进一步降解。SBR 工艺除了有降解有机物的功能外,还具有除氮除磷的功能。因此,水解酸化过程既达到了初步分解难生物降解物质的目的,又避免了厌氧工艺的苛刻条件。该组合工艺还可以在 SBR 后增加生物过滤器等后处理技术,以进一步提高处理效果。

水解酸化是一种生物氧化方式,在没有外源最终电子受体的条件下,化能异养型微生物细胞对能源有机化合物的氧化与内源的有机化合物的还原相耦合,一般并不发生经包含细胞色素等的电子传递链上的电子传递和电子传递磷酸化,而是通过底物(激酶的底物)水平磷酸化来获得代谢能 ATP,能源有机化合物释放的电子一级电子载体 NAD (nicotinamide adenine dinucleotide,一种传递电子的辅酶),以 NADH 的形式直接将电子交给内源的有机受体而再生成 NAD,同时将后者还原成水解酸化产物(不完全氧化的产物,有利于后续的好氧段处理)。细胞中的 NAD 是有限的,如果作为一级电子载体的辅酶 NAD 不能得到再生,

有效的电子载体就会愈来愈少，脱氢反应就不能持续进行下去了。因此辅酶 NAD 的再生是生物氧化（包括发酵）继续进行下去的必要条件。反应机理如下：

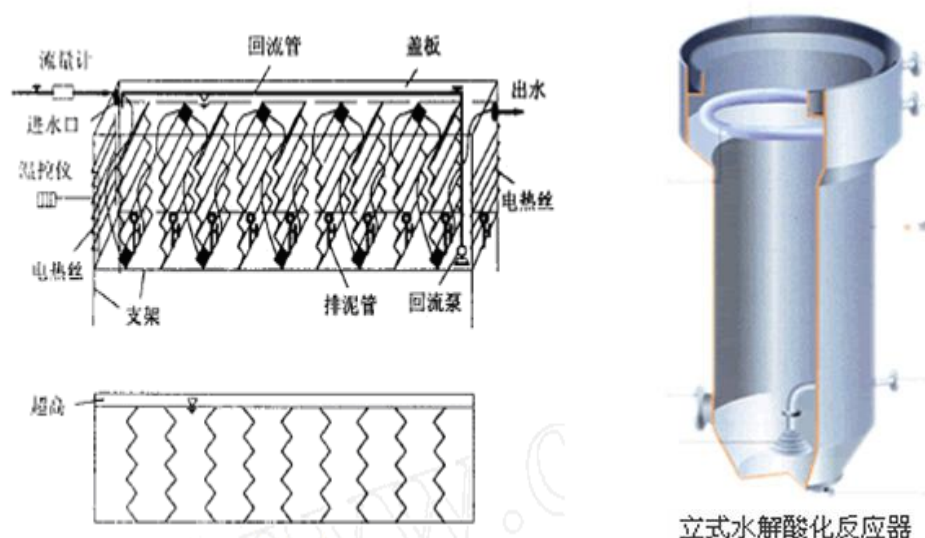
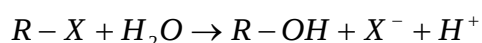


图 4.35 水解酸化反应器示意图

SBR (Sequencing Batch Reactor Activated Sludge Process) 是序列间歇式活性污泥法的简称。与传统活性污泥法工艺不同，SBR 技术采用时间分割的操作方式替代空间分割的操作方式，按照一定时间顺序间歇操作运行并在单一个反应器内完成全部操作和运行过程的工艺。非稳定生化反应替代稳态生化反应，静置理想沉淀替代传统的动态沉淀。它的主要特征是在运行上的有序和间歇操作，核心是 SBR 反应池，该池集均化、初沉、生物降解、二沉等功能于一池，无污泥回流系统。具有脱氮功能、除磷功能的 SBR 运行模式如下图所示。

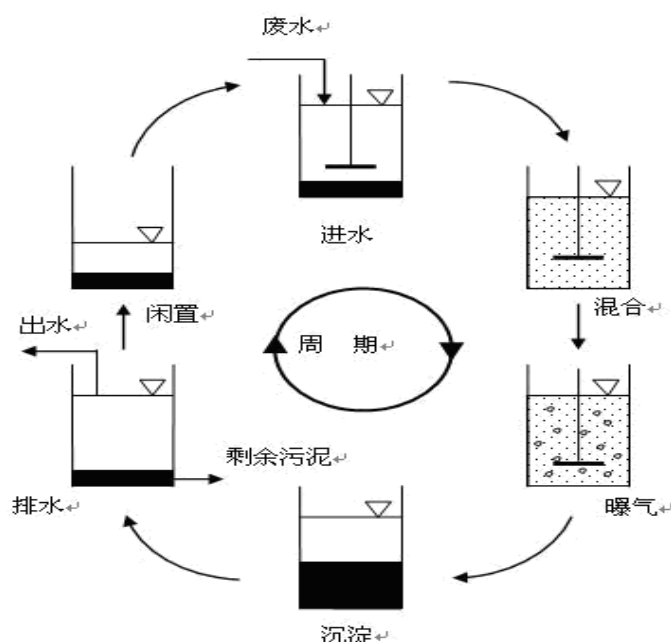


图 4.36 序列间歇式活性污泥法工艺原理示意图

4.7.2.2 技术发展水平

水解酸化工艺已经成为当前中高浓度废水生物处理的最流行的预处理单元，适应性强。当前发展的焦点在于水解酸化反应器的设计，如 ABR 反应器的应用等。水解酸化具有较好的抗冲击负荷性能，同时通过合理设计，可达到降低污泥量的目的。当然，单独水解酸化一般不能达标，需要与其他工艺联合，而且水解酸化对有毒物质较为敏感。

毫无疑问，SBR 技术是好氧生物法中使用最为普遍的技术之一，以其工艺简单、操作灵活、耐冲击、处理效果好等优点倍受青睐，其工艺流程、运行方式、影响因素等在各种废水处理中得到深入研究和优化。尤其是自 80 年代以来，随着工业和自动化控制技术的飞速发展，特别是监控技术的自动化程度以及污水处理厂自动化管理要求的日益提高，出现了电动阀、气动阀、定时器等先进的监控技术产品，为 SBR 法再度得到深入的研究和应用提供了极为有利的条件。30 多年来，针对传统 SBR 技术的种种优点与不足，借传统连续运行工艺所具有的优点，很多改进型 SBR 得到应用，如间歇循环延时曝气系统（ICEAS）、循环活性污泥法（CASS）、改良式序列间歇反应器工艺（MSBR）、连续进水（曝气）-间歇曝气工艺（DAT-IAT）、交替运行一体化工艺（UNITANK）以及间歇排水延时曝气工艺（IDEA）。这些改进型 SBR 工艺的运行，使 SBR 工艺形成独具特色的工艺技术大家族，并日臻完善。此外，由于传统的 SBR 反应池具有排水设备检修率高、笨重、排水点低等缺点，新型的工艺，如 H-SBR（Hydrocentrum Sequencing Batch Reactor）技术克服了以上弱点，并在工程中得到了应用，取得了令人满意

的效果。

表 4.20 不同类型 SBR 的基本运行特点

运行特点	经典SBR	ICEAS	CASS	UNITANK
理想沉淀	是	否	否	否
生物选择性	强	较弱	较强	弱
适应难降解废水	强	弱	较强	非常弱
脱氮除磷	氮、磷	氮	氮、磷	氮
理想推流	是	否	否	否
污泥回流	不需	不需	需要	需要
连续进水	否	是	是	是
连续出水	否	否	否	是

4.7.2.3 技术适用条件

- (1) 适用范围广，主要适合处理小水量 (<500m³/d)、间歇排放的工业废水与飞散点源污染的治理。
- (2) 一般情况下适用于 COD 在 5000mg/L 以下，NH₃-N 在 100mg/L 以下废水。
- (3) 适用于各种制药废水，但通常不适用于含盐量很高的废水。

4.7.2.4 实施建设内容

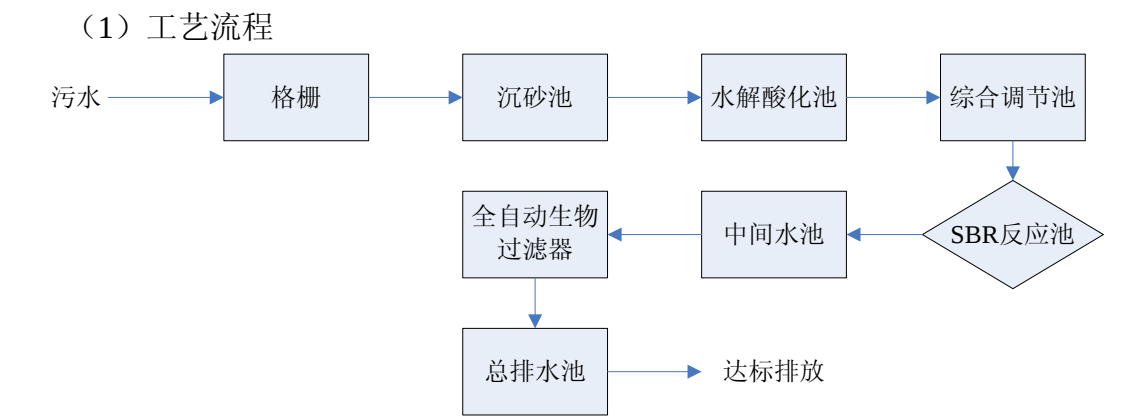


图 4.37 水解酸化预处理-序批式生物反应器组合工艺流程

- (2) 主要技术参数与技术指标
- SBR 在制药废水中应用的主要技术参数有：BOD 负荷 0.03~0.4

kg-BOD/kg-ss•d, MLSS 1500~5000 mg/L, 安全高度 ε (活性污泥界面以上的最小水深) 50 cm 以上。

主要技术指标为: COD 去除效率一般为 90%以上, 出水的 TN 一般在 25mg/L 以下, TP<1mg/L。

4.7.2.5 节能减排效果

一般情况下, COD 去除率 $\geq$ 95%; 氨氮的去除率 $\geq$ 98%。

表 4.21 水解酸化预处理-序批式生物反应器组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量(减排量)
COD	70%~80%	95%	25%
BOD	>80%	95%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	98%	36%
TN	< 50%	85%~90%	35%

(2) 出水达标性

该工艺的出水达标性较好, 一般情况下, COD、BOD、NH₃-N、SS 的出水分别可以达到<100mg/L、25mg/L、<5 mg/L、<50mg/L。可以达到国家制药工业水污染物排放标准的要求。

4.7.2.6 成本效益分析

设备设施投资成本为 1150 万元, 运行费用为 100 万元/年。

折合单位投资 1.2 万元/(m³/d 废水), 运行费用 2 元/m³。

环境效益: 按照 2000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 66 万元。

4.7.2.7 技术应用情况

SBR 技术虽然早在 1914 年已经开发出来, 但由于当时管理、监测及自控水平十分落后, 使该技术在很长一段时间内难以得到推广和应用。近年来, 随着科学技术的发展, 特别是自控监测技术的发展, SBR 技术迅速推广, 并不断得到改善, 成为目前世界上处理中小型城市污水的主要技术之一。目前在世界范围内已有近千座 SBR 污水处理厂在运行之中, 中国已建成和在建的也有十几座。基于 SBR 的组合工艺在工业废水处理中已经得到了较为广泛的应用。采用水解酸化预处理-序批式生物反应器组合技术处理制药工艺废水的实例有哈药集团三精制药股份有限公司、河北冀衡(集团)药业有限公司、无锡山禾集团第一制药有

限公司、广东新北江制药股份有限公司等。

当前技术普及率约在 9%左右，主要针对中等浓度水平的废水，有希望在“十二五”末有希望提高到 10%~12%。

4.7.2.8 技术知识产权情况

目前 SBR 的基本技术已经得到了推广，一些改良的 SBR 技术在国内外都有专利，如 DAT-DAT 工艺为德国的专利技术。SBR 技术早在上世纪 90 年代就有国内专利技术诞生，并列入国家环保最佳实用技术行列。

4.7.3 水解酸化预处理-膜生物反应器（MBR）-气浮组合技术

4.7.3.1 技术介绍

该组合技术的核心是膜生物反应器（MBR），是膜技术与污水生物处理技术有机结合的一种新型、高效的废水处理工艺。中空纤维膜的应用取代二沉池，进行固液分离，充分利用膜的高效截留作用，保持菌种活性，并可以延长大分子污染物在反应器内的停留时间。水解酸化是当前废水处理的比较流行的一种预处理技术，是在兼氧或非严格厌氧的环境下，通过微生物的水解及产酸发酵等作用，将复杂的大分子有机物转为简单有机物等产物的过程。水解酸化属非甲烷化的厌氧生化过程，通过这一过程使废水中一些难生化降解的物质转化为易降解物，以利于后续的生化处理。气浮则是后续深度处理技术，基本原理就是向废水中通入空气，并以微小气泡形式从水中析出成为载体，使废水中的乳化油、微小悬浮颗粒等污染物质粘附在气泡上，随气泡一起上浮到水面，形成泡沫-气、水、颗粒（油）三相混合体，通过收集泡沫或浮渣达到分离杂质的目的。

MBR 生物反应器由膜组件、泵和生物反应器三部分组成，其中生物反应器是污染物降解的主要场所，膜是对混合液和对特殊污染物进行分离和萃取的介质，泵是为满足分离和萃取提供所需的动力的必需设备。根据膜组件在膜生物反应器中所起作用的不同，可分为分离膜生物反应器（BSMBR，biomass separation membrane bio-reactor）、无泡曝气膜生物反应器（MABR，membrane aeration bio-reactor）、萃取膜生物反应器（EMBR，extractive membrane bio-reactor）三种类型。工作原理是将膜放置于生物反应器内部，曝气装置在膜组件的正下方，原水进入生物反应器后，有机底物在其高浓度混合活性污泥的作用下得到氧化分解，膜组件下方设置的曝气装置不仅具有为混合液提供氧气的作用，还起到对膜表面冲刷和剪切作用，可有效防止污染物在膜表面的附着和沉积，处理后的废水经过抽水机的负压抽提，通过膜的分离作用，而达到泥水有效分离。MBR 具有

出水水质好，处理工艺流程短、占地面积小及剩余污泥少等优点，系统结构紧凑、简单，运行稳定灵活，操作管理、维护简单，可以实现自动化控制。

4.7.3.2 技术发展水平

水解酸化工艺已经成为当前中高浓度废水生物处理的最流行的预处理单元，适应性强。当前发展的焦点在于水解酸化反应器的设计，如 ABR 反应器的应用等。水解酸化具有较好的抗冲击负荷性能，同时通过合理设计，可达到降低污泥量的目的。当然，单独水解酸化一般不能达标，需要与其他工艺联合，而且水解酸化对有毒物质较为敏感。

国际上，膜生物反应器废水处理技术于 20 世纪 60 年代开始研究，90 年代得到快速发展和应用，在许多发达国家已经广泛应用于废水处理和废水回用领域，被我国列入“21 世纪可持续发展实用新技术”。日本是膜生物反应器发展最快的国家之一，其 MBR 污水处理厂占全球的 70%以上，98%是好氧膜生物反应器，55%是一体化膜生物反应器。膜生物反应器主要用于处理能力 $400\text{m}^3/\text{d}$ 以下的规模，近几年来，处理规模在 $5000\sim 20000\text{m}^3/\text{d}$ 的 MBR 污水处理厂的数量也在增加。我国膜生物反应器发展较晚，但发展十分迅速，各大高校和科研单位对不同膜（平板超滤膜、管状膜、中空纤维膜等）、不同 MBR 运行方式（一体式、分离式）等均有很好的研究基础，在石化废水、食品废水、啤酒废水、印染废水等高浓度有机废水处理中得到了很好应用。

4.7.3.3 技术适用条件

MBR 反应器进水一般要求符合以下条件： $\text{COD}\leq 500\text{mg/l}$ 、 $\text{BOD}_5\leq 300\text{mg/l}$ 、 $\text{SS}\leq 150\text{mg/l}$ 、氨氮 $\leq 50\text{mg/l}$ 、pH 值 6~9。

对于不符合条件的污水，要进行预处理。

4.7.3.4 实施建设内容

（1）工艺流程

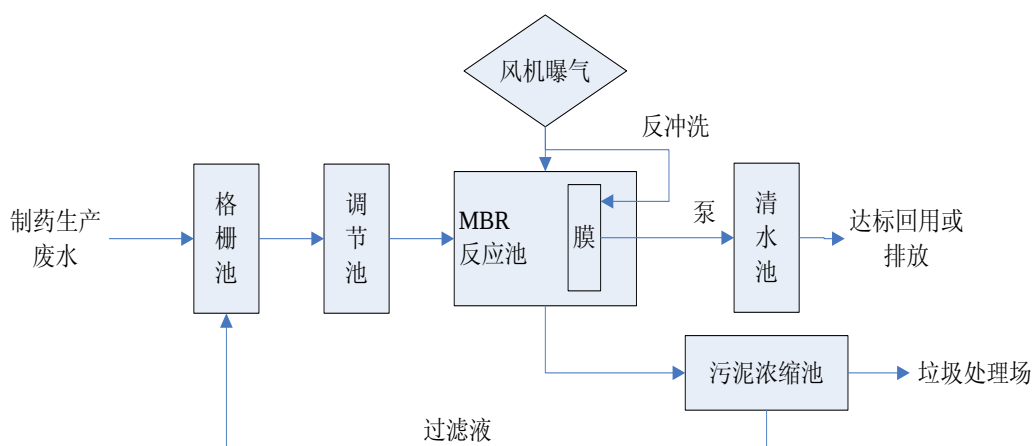


图 4.38 水解酸化预处理-膜生物反应器-气浮工艺流程

(2) 关键设备

关键设备是膜组件。以中空纤维膜组件为例，某规格型号 MF824，适用出水量 $Q = 1.4\text{m}^3/\text{d}$ 片，膜孔径： $0.1\mu\text{m}$ ，数量：18 片。

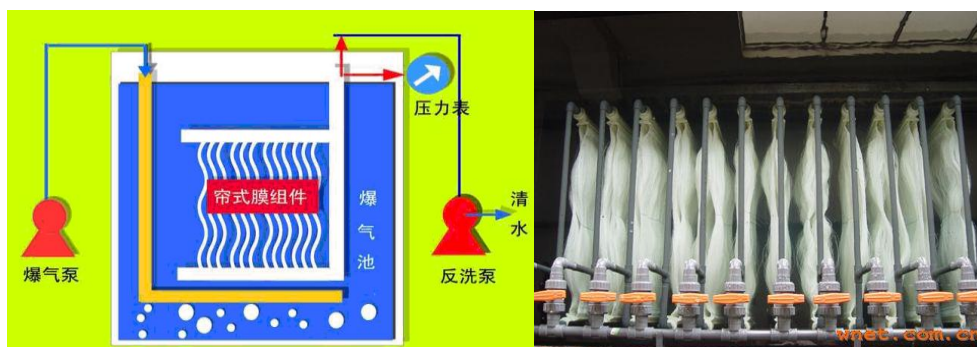


图 4.39 膜反应器示意图

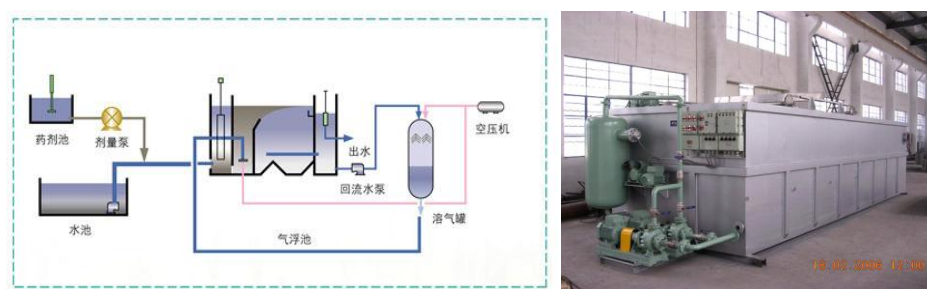


图 4.40 气浮工艺流程及设备示意图

(2) 主要技术参数与技术指标

表 4.22 MBR 与传统活性污泥法处理效能比较

工艺参数	MBR	CAS
污泥泥龄 (SRT/d)	30	20
COD 去除率 (%)	99	94.5
溶解性有机物去除率 (%)	96.9	92.7
TSS 去除率 (%)	99.9	60.
NH ₃ -N 去除率 (%)	99.2	98.9
TP 去除率 (%)	96.6	88.5
污泥产率 (MLVSS/COD) (kg/(Kg.d))	0.27	0.22
平均菌胶团尺寸 (μm)	3.5	20

4.7.3.5 节能减排效果

COD、BOD、SS、氨氮的去除率分别在 90%、93%、95%、90%以上。

表 4.23 水解酸化-MBR-气浮组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量 (减排量)
COD	70%~80%	95%	25%
BOD	>80%	95%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	98%	36%
TN	< 50%	85%~90%	35%

该工艺的出水达标性较好，一般情况下，COD、BOD、NH₃-N、SS 的出水分别可以达到<80mg/L、<20mg/L、<5 mg/L、<20mg/L，可以达到国家制药工业水污染物排放标准的要求。

4.7.3.6 成本效益分析

设备设施投资成本约为 650 万元，运行成本约为 60 万元/年。

折合单位投资 1 万元/ (m³/d 废水)，运行费用 1.0~1.5 元/m³。

环境效益：按照 2000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 70 万元。

4.7.3.7 技术应用情况

近年，MBR 技术在我国已进入实际应用阶段，在制药行业中，华北制药集团华乐有限公司、华兰生物工程股份有限公司、石药集团河北中润制药有限公司等已经应用以 MBR 为核心的技术进行制药工艺废水处理。由于我国膜生物反应技术起步较晚，与西方一些发达国家还有很大的差距，目前国产的膜反应器还存在组件质量差、寿命短等问题，推广工作还存在一定困难。当前技术普及率仅为 2% 以下，采用该技术的厂家较少，主要限于膜技术的稳定来源。预计在“十二五”末可提高到 3%。

4.7.3.8 技术知识产权情况

目前在国内外都有 MBR 技术的专利，其中国内一些公司已经开发出性能较好的膜反应工艺系统。

4.7.4 水解酸化-接触氧化法组合技术

4.7.4.1 技术介绍

本技术中的水解酸化过程不同于厌氧发酵过程的水解段以及 A/O 系统的水解段，工艺控制在兼性条件下，系统中的优势菌群也是厌氧微生物，但以兼性微生物为主，将其中的难生物降解物质转变为易生物降解物质，提高废水的可生化性，以利于后续的好氧生物处理。完成水解酸化过程的微生物主要为厌氧（兼性）菌，但最终产物为低浓度有机酸，个别情况下还有极少量的甲烷。然后再利用生物接触氧化工艺对有机物进一步降解。

生物接触氧化法（biological contact oxidation process）是从生物膜法派生出来的一种废水生物处理法，即在生物接触氧化池内装填一定数量的填料，利用吸附在填料上的生物膜和充分供应的氧气，通过生物氧化作用，将废水中的有机物氧化分解，达到净化目的。基本原理与一般生物膜法相同，生物接触氧化池内的生物膜由菌胶团、丝状菌、真菌、原生动物和后生动物组成。在活性污泥法中，丝状菌常常是影响正常生物净化作用的因素，而在生物接触氧化池中，丝状菌在填料空隙间呈立体结构，大大增加了生物相与废水的接触表面，同时因为丝状菌对多数有机物具有较强的氧化能力，对水质负荷变化有较大的适应性，所以是提高净化能力的有力因素。生物接触氧化法具有以下优点：净化效率高，处理所需时间短，对进水有机负荷的变动适应性较强，不必进行污泥回流，同时没有污泥膨胀问题，运行管理方便。目前存在的问题主要是池内填料间的生物膜有时会出现堵塞现象，尚待改进。

4.7.4.2 技术发展水平

水解酸化工艺已经成为当前中高浓度废水生物处理的最流行的预处理单元，适应性强。当前发展的焦点在于水解酸化反应器的设计，如 ABR 反应器的应用等。水解酸化具有较好的抗冲击负荷性能，同时通过合理设计，可达到降低污泥量的目的。当然，单独水解酸化一般不能达标，需要与其他工艺联合，而且水解酸化对有毒物质较为敏感。

接触氧化法是二级生化处理工艺中常用工艺，即使是厌氧-好氧组合工艺中，生物接触氧化法也是最主要的好氧工艺之一。技术发展的方向是针对不同的进水负荷控制曝气强度，以消除堵塞；其次是研究合理的氧化池池型和形状、尺寸和材质合适的填料。

4.7.4.3 技术适用条件

- (1) 适用于提取类、中药类、制剂类以及部分发酵类、生物工程类废水。
- (2) 一般情况下适用于 COD 在 5000mg/L 以下、BOD5 在 500mg/L 以下、NH₃-N 在 100mg/L 以下的废水。

4.7.4.4 实施建设内容

(1) 工艺流程

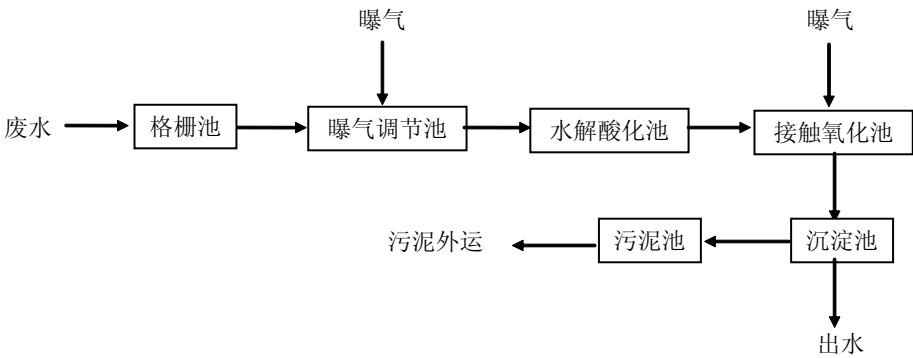


图 4.41 水解酸化-接触氧化法组合技术工艺流程

- (2) 关键设备
- 典型的生物接触氧化池的个数或分格数应不少于 2 个，并按同时工作设计。填料容积负荷一般采用 1.0~1.5Kg BOD₅/ (m³ d)，污水在氧化池内的有效接触时间一般为 1.5~3.0h；填料层总高度一般为 3m（当采用蜂窝型填料时，一般应分层装填，每层高为 1m，蜂窝孔径应不小于 25mm），进水 BOD₅ 浓度应控制在 150~300mg/L 范围内。接触氧化池中的溶解氧含量一般应维持在 2.5~3.5mg/L 之间，气水比为 15~20：1，保证布水布气均匀。

主要技术指标为：COD、BOD、SS 的去除率分别在 90%以上。

4.7.4.5 节能减排效果

实际去除率：COD≥90%，NH₃-N≥80%。

表 4.24 水解酸化-接触氧化组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	90%	10%
BOD	>80%	90%	10%
NH ₃ -N	50%~60%	80%	15%

该工艺的出水达标性较好，一般情况下，COD、BOD、NH₃-N、SS 的出水分别可以达到<80mg/L、<30mg/L、<15mg/L、<40mg/L，可以达到国家制药工业水污染物排放标准的要求。

4.7.4.6 成本效益分析

单位投资：1.25~4 万元/（m³/d 废水）。

运行费用：1~2 元/m³。

环境效益：按照 2000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 50 万元。

4.7.4.7 技术应用情况

国内目前应用比较多，大约 12.5%的企业使用该工艺，企业之间不同的是增加一些预处理的设施（比如隔油、斜管沉淀已经气浮等）。比如哈药集团世一堂制药厂、东北制药总厂张士区、东盛科技启东盖天力制药股份有限公司对制药综合废水处理取得了很好的效果。预计在“十二五”末可提高到 15%。

4.7.4.7 技术知识产权情况

基本不涉及专利保护问题，部分企业以国内专利技术为主。国产化水平高，完全能够满足要求。

4.7.5 上流污泥床厌氧过滤器（UBF）-循环式活性污泥法组合技术

4.7.5.1 技术介绍

本技术核心是厌氧-好氧组合技术，在厌氧-好氧组合技术的基础上增加了水

解酸化预处理技术，分别采用 UBF 厌氧反应器和 CASS 系统进行厌氧和好氧降解过程，达到去除有机污染物的目的。

水解酸化过程控制在兼性条件下，微生物系统将其中难生物降解物质转变为易生物降解物质，提高废水的可生化性，以利于后续的好氧生物处理。系统中的优势菌群是厌氧微生物，但以兼性微生物为主，完成水解酸化过程的微生物相应也主要为厌氧（兼性）菌。

上流污泥床厌氧过滤器（UBF）是厌氧过滤器（AF）和升流式厌氧污泥床（UASB）优化组合的复合型厌氧生物反应器。反应器中形成颗粒状污泥和生物膜组成的厌氧生物系，具有容积负荷和处理效率高、耐冲击和运行稳定的特性。经 UBF 反应器，90%以上的有机污染物得以去除和转化为沼气与剩余污泥。每个 UBF 反应器配有一个水封，以保证沼气系统不影响 UBF 反应器的运行独立性。

CASS 工艺是 SBR 工艺的改进型，其前身是 ICEAS 工艺，由 GORONSZY 开发并分别在美国和加拿大获得专利。与传统的 SBR 工艺相比，该工艺的不同之处在于：CASS 工艺在进水阶段不设单纯的充水过程或缺氧混合过程；在反应器的进水端增设了一生物选择区，利于适合微生物生长的条件并选择出絮凝性微生物，因而可更有效地保持污泥的良好沉降性能，更有效地提高系统的抗冲击负荷能力；可通过调节曝气强度同时实现硝化和反硝化过程。

4.7.5.2 技术发展水平

上流式厌氧污泥床过滤器（UBF）是第二代厌氧反应器，是由加拿大 Guiot 于 1984 年结合 UASB 和 AF 的优点研制而成。UBF 通过在颗粒污泥床上部增设由填料及其表面附着生物膜组成的滤料层改善了反应器的性能。在工业中的应用并不多，需要解决的主要问题是反应器结构的优化、颗粒污泥培养技术的完善、填料成本的降低等。不过，近年来，水解酸化-UBF-CASS 组合技术在制药废水处理方面逐步得到了应用，如在维生素 C、双黄连粉针剂工艺废水的处理，COD、BOD、NH₃-N 的综合处理效果一般均可稳定为 80%以上。

4.7.5.3 技术适用条件

- （1）适合 $1500 < \text{COD} \leq 12000 \text{mg/L}$ 、 $\text{BOD} \leq 3000 \text{mg/L}$ ， $\text{SS} \leq 500 \text{mg/L}$ 的废水。
- （2）废水处理量不宜太小。
- （3）适用于发酵类、化学合成类、提取类废水以及综合制药废水的处理。

4.7.5.4 实施建设内容

- （1）工艺流程

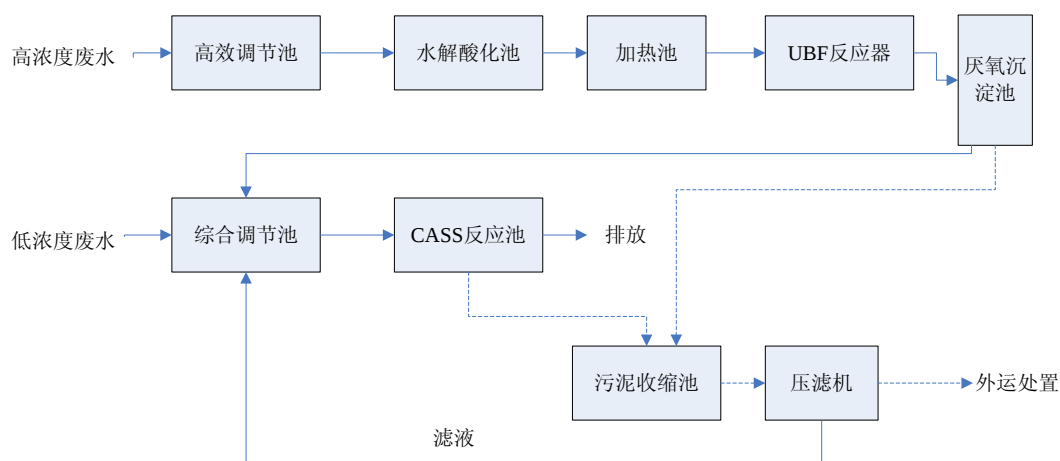


图 4.42 水解酸化-上流污泥床厌氧过滤器-循环式活性污泥组合技术工艺流程

(2) 关键设备及主要技术参数与技术指标

典型的 UBF 反应器主要由布水器、污泥层和填料层构成，下方是高浓度颗粒污泥组成的污泥床，上部是填料及其附着的生物膜组成的填料层，填充在反应器上部的 1/3 体积处。反应器下部污泥床的混合液悬浮固体（MLSS）浓度可达每升数十克，当废水从反应器的底部进入，顺序经过颗粒污泥层、絮体污泥层进行厌氧处理反应后，从污泥层出来的水进入滤料层，进行气-液-固分离，从其顶部排出，气体输送出来后进行贮存或者直接使用。

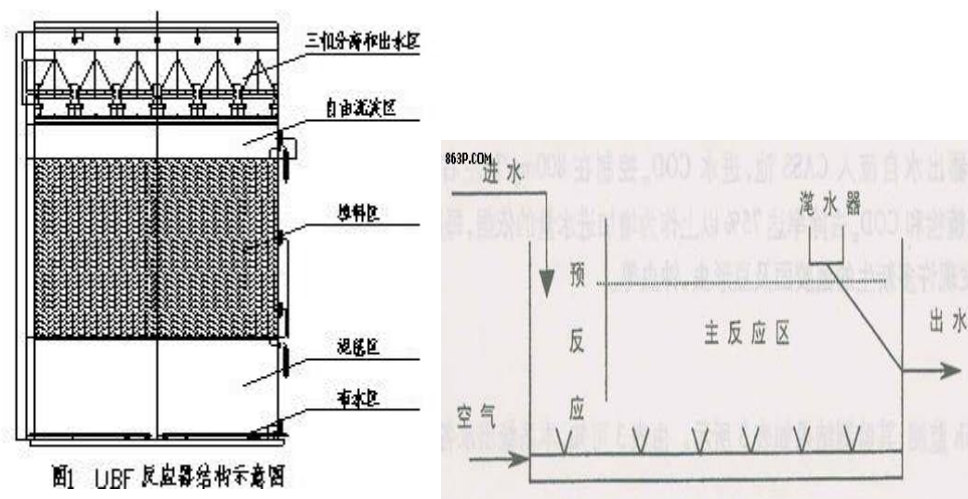


图 4.43 上流污泥床厌氧反应器（UBF）示意图

主要技术参数和指标：上升流速一般控制在 $0.9\sim 1.1\text{m/h}$ ，水头损失控制为 0.76m 左右，HRT 约 6 小时。当废水 COD 进水浓度为 $2000\sim 15000\text{mg/L}$ 时，COD 去除效率可达 90% 以上。

4.7.5.5 节能减排效果

出水水质一般可以达到： $\text{COD} \leq 300 \text{mg/L}$ ， $\text{SS} \leq 150 \text{mg/L}$ 。 COD 、 BOD 、总氮、总磷的去除率均可达到 90% 左右。如要达到最新国家制药工业水污染物排放标准的要求，需要在后续处理中增加滤池或深度氧化工艺。

表 4.25 水解酸化-上流污泥床厌氧过滤器-循环式活性污泥组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	90%	10%
BOD	>80%	90%	10%
$\text{NH}_3\text{-N}$	50%~60%	80%	15%

4.7.5.6 成本效益分析

设备设施投资成本约为 800 万元，运行费用约为 68 万元/年。

折合单位投资成本：1 万元/（ m^3/d 废水），年运行费用约为 3~5 元/ m^3 。

环境效益：按照 $3000 \text{m}^3/\text{d}$ 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 102 万元。

4.7.5.7 技术应用情况

UBF+CASS 处理技术在各种高浓度有机废水处理中已经逐步得到应用，目前在制药行业中应用本技术的典型实例有新乡拓新生化科技有限公司、河南天方药业股份有限公司等。目前普及率约为 1%~2% 左右，预计“十二五”末可达到 3%~4% 左右。

4.7.5.8 技术知识产权情况

在国内有相关技术的专利。

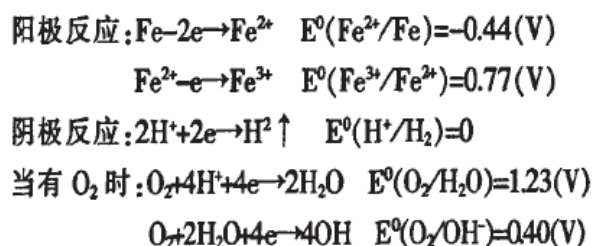
4.7.6 微电解-水解酸化-生物接触氧化组合技术

4.7.6.1 技术介绍

本技术的核心是将铁炭微电解技术作为预处理技术，以分解大分子难降解有机物，提高可生化性，然后与水解酸化-生物接触氧化池组合，达到净化有机物的目的。

铁炭微电解技术又称内电解法、铁屑过滤法等，是一种利用 Fe/C 原电池反应原理对废水进行预处理的新型工艺，通过铁电极和碳电极之间所产生的电位差

和具有导电性的废水这一电解质而形成无数个原电池，在这些原电池的两极之间发生电化学反应，达到分解有机物的目的。因为集氧化还原、絮凝吸附、催化氧化、络合、电沉积以及共沉淀等作用于一体，所以具有设备构造简单、处理成本低、适用范围广、可大大提高废水可生化性等优点，为后期的生化处理减轻负担，对高浓度有机废水有很好的处理效果。在铁炭微电解反应器中主要发生的电极反应如下：



经过铁炭微电解技术处理后的废水进入水解酸化-生物接触氧化系统，首先在水解酸化池内的兼氧或非严格厌氧环境下，通过微生物的水解及产酸发酵等作用，将复杂的大分子有机物进一步转化为简单有机物，然后在生物接触氧化池内，简单有机物经好氧生物的氧化过程矿化为二氧化碳和水，达到净化废水的目的。

4.7.6.2 技术发展水平

在 20 世纪 70 年代，微电解技术最早由前苏联专家用于印染废水的处理，目前已经被广泛应用于各类废水的预处理。由于在微电解反应器中一般通过铁屑和惰性碳颗粒形成原电池，所以该方法又被形象地称为铁炭微电解技术。我国于 20 世纪 80 年代开始使用该技术处理中工业中高浓度的有机废水。

传统上的微电解工艺所采用的微电解材料一般为铁屑和木炭，使用前要加酸碱活化，所以容易钝化板结，铁与碳的物理接触容易形成隔离层而导致频繁更换微电解材料，不但工作量大、成本高，还影响废水的处理效果。近几年来，新型铁碳材料得到了开发与应用，以铁屑、碳及其它金属、非金属为主要元素，按一定的比例进行混合成型，烧结成规整化填料，解决了传统填料板结、钝化、更换频率高的难题，同时具有持续高活性铁床的优点，还可以采用微孔活化技术增加比表面积，或者配加催化剂，提高反应速率。

目前铁炭微电解技术作为制药废水的预处理技术或后续强化处理技术已经得到了广泛的研究，并逐步应用于实际废水的处理。开发高效新型反应器是推动技术应用的关键之一。复极性固定床电解槽和三维电极是技术的核心部件，所以目前发展的重点在于研发和优化动态微电解反应器、曝气微电解反应器、强化型微电解反应器。

铁炭微电解技术单独使用通常不能确保出水达标，因此需要与其它技术组合

使用。在本组合技术的基础上，还可以加以变型，如铁碳微电解-两级水解酸化-厌氧/好氧组合工艺等，在处理制药工业中高氮、高浓度和难降解有机废水时表现出了较高的效能。

4.7.6.3 技术适用条件

- (1) 适用于发酵类、化学合成类、提取类制药工业高浓度废水处理。
- (2) 适用于 $\text{COD}>1500\text{mg/L}$ 、 $\text{NH}_3\text{-N}<100\text{mg/L}$ 的废水。
- (3) 好氧处理系统中，温度通常控制在 $20\sim40^\circ\text{C}$ ，pH 值范围在 6~8。

4.7.6.4 实施建设内容

- (1) 工艺流程

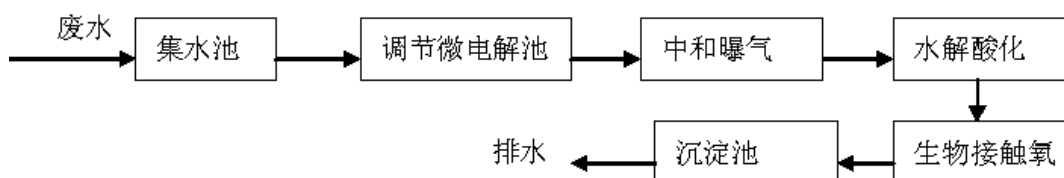


图 4.44 微电解—水解酸化—生物接触氧化组合技术工艺流程

- (2) 关键设备及主要技术参数与技术指标：

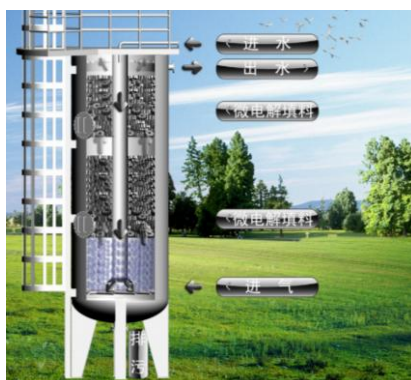


图 4.45 典型铁碳微电解池示意图

铁碳微电解法的主要技术参数：填料比重 $1.1\text{ 吨}/\text{m}^3$ ，比表面积 $1.2\text{m}^2/\text{g}$ ，填料层空隙率 65%，物理强度 $1000\text{kg}/\text{cm}^2$ ，化学成分包括 Fe75%~85%，C10%~20%，催化元素 5%。

主要技术指标：经过铁碳微电解-水解酸化-生物接触氧化组合技术处理后，COD、BOD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的总去除效率可达到 95%以上，SS 处理效率达到 99%，总

磷的去除率能稳定的确保在 90%以上。

4.7.6.5 节能减排效果

(1) COD 去除率 $\geq$ 95%。

(2) 当进水 COD 为 20000~22500mg/L、NO₃-N 为 750~853mg/L、色度为 800~900 倍时，最终出水 COD 可达到 176~200mg/L、硝态氮为 7mg/L、色度为 5 倍，总去除率可分别达到 99%以上。

表 4.26 微电解—水解酸化—生物接触氧化组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	95%	15%
BOD	>80%	95%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	90%	30%

4.7.6.6 成本效益分析

单位投资成本：2.3 万元/（m³/d 废水）；

运行费用：4~6 元/m³。

环境效益：按照 3000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 110 万元。

4.7.6.7 技术应用情况

本技术在呋喃唑酮、甲红霉素、安乃近等制药工业废水的处理中已经得到了应用。随着微电解技术的不断成熟，该技术的应用得到了保证。当前普及率约为 2%，预计“十二五”末达到 3%。

4.7.6.8 技术知识产权情况

目前国内拥有此技术专利。

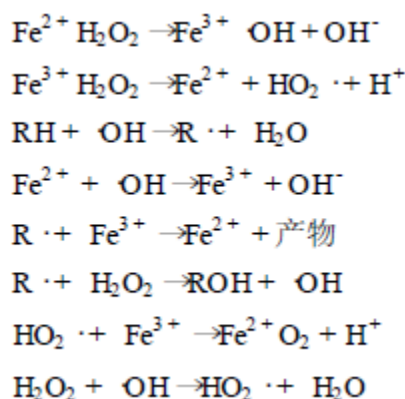
4.7.7 芬顿试剂氧化-上流式厌氧反应器（UASB）-好氧移动床生物膜反应器（MBBR）集成技术

4.7.7.1 技术介绍

本技术的特点是以 UASB-MBBR 为主体工艺，以芬顿试剂氧化为预处理工艺。首先，通过加入芬顿（Fenton）试剂分解大分子难降解有机物，提高废水可

生化性，然后进入厌氧-好氧组合系统，厌氧采用 UASB 反应器，好氧采用 MBBR 反应器。在 UASB 反应器中，利用其污泥颗粒化、容积负荷能力大、HRT 短、耐冲击能力强的优势，进一步分解难降解有机物。最后在 MBBR 反应器中，在好氧条件下，经过微生物氧化作用，达到矿化有机物的目的。

Fenton 试剂氧化工艺是当前一种流行的高浓度有机废水预处理工艺。Fenton 试剂由亚铁盐和过氧化氢组成，具有很强的氧化能力，能在较短的时间内将有机物氧化降解。当 pH 值足够低，在 Fe^{2+} 的催化作用下，过氧化氢会分解产生具有强氧化性的 OH 自由基，从而引发一系列的链反应，使有机物发生碳链裂变，氧化为 CO_2 和 H_2O ，作用机理如下：



UASB 反应器是第二代高效厌氧反应器，主要包括进水分配系统、反应区、三相分离器、出水系统和排泥系统五个部分，已经在制药工业废水治理中得到普遍使用。

移动床生物膜反应器（MBBR）是近年来颇受重视的一种革新型生物膜反应器。MBBR 应用灵活，可在好氧、厌氧条件下运行，既可单独使用，也可多级串联。在 MBBR 反应器中，污水连续经过 MBBR 反应器内的悬浮填料时，微生物附着在载体内外表面，逐渐形成生物膜，通过生物膜上的微生物作用，使污水得到净化。MBBR 反应器的特点是漂浮的载体随水流的回旋翻转作用呈流化状态，为防止填料的流失，通常在出口处设一个多孔滤筛。与固定床生物膜反应器相比，MBBR 占地面积小，反应器中污泥浓度较高（为普通活性污泥法污泥浓度的 5~10 倍），不易发生污泥膨胀及污泥流失，耐冲击负荷能力强，泥龄长、剩余污泥少，又具有活性污泥法的高效性和运转灵活性。同时，水头损失小，不易堵塞，无需反冲洗，一般不需回流，进而避免了须定期反冲洗、清洗滤料和更换曝气头、使载体流化而需要额外消耗动力等问题。作为 MBBR 工艺核心的悬浮填料具有好氧和厌氧代谢活性，可良好地脱氮除磷。好氧 MBBR 反应器通过曝气使填料移动，厌氧 MBBR 反应器依靠机械搅拌。

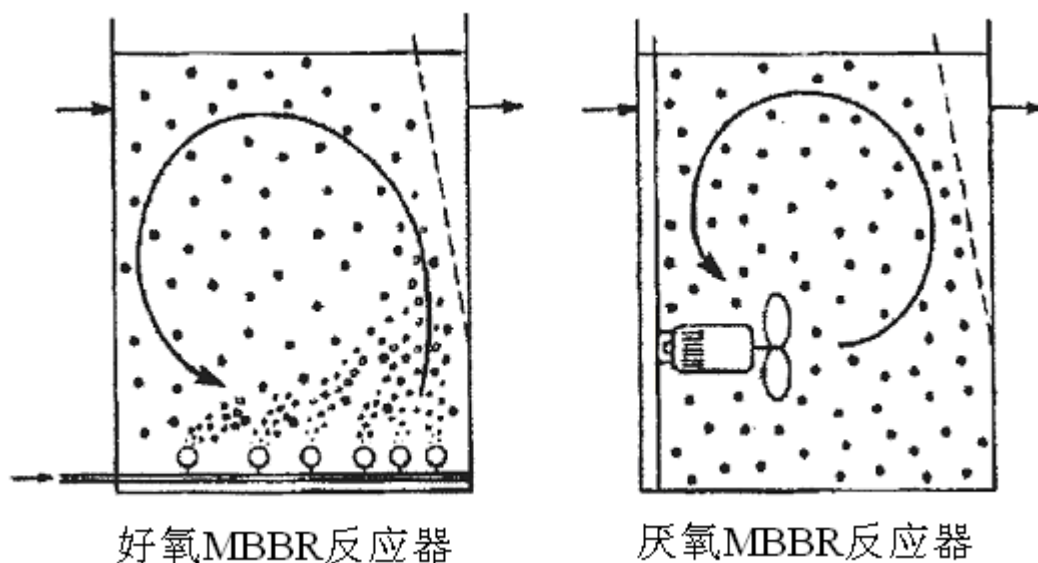


图 4.46 MBBR 反应器示意图

4.7.7.2 技术发展水平

Fenton 试剂氧化法是 1894 年由法国科学家 Fenton 发现,在酸性条件下, H_2O_2 在 Fe^{2+} 离子的催化作用下可有效的将酒石酸氧化,因此后人将 H_2O_2 和 Fe^{2+} 命名为 Fenton 试剂。该法既可以用于废水预处理,又可以用于废水深度处理,所以受到国内外的广泛关注。

随着科学技术的发展与进步,在 Fenton 试剂的基础上衍生出很多类 Fenton 法,如光(电)-Fenton 法、超声波-Fenton 法等。类 Fenton 法处理污水效果好,但成本比传统芬顿法要高,一些类 Fenton 法还不一定适用于高浓度废水处理,如电芬顿- H_2O_2 法虽可自动产生 H_2O_2 ,但反应慢, H_2O_2 产量低,不适合高浓度污水的处理。由于 H_2O_2 的成本远高于 Fe^{2+} ,所以把自动产生 H_2O_2 机制引入芬顿体系,更具有实际应用意义。

芬顿氧化技术的发展趋势由传统方式向组合技术发展,比如:光-Fenton 组合技术有 UV/Fenton、UV-vis/草酸铁络合物/ H_2O_2 等,电 Fenton 法组合技术包括 EF-Fenton (阴极电解法)、EF-Fenton (牺牲阳极法)、FSR 法(Fenton 污泥循环系统,或 Fe^{3+} 循环法)、EF-Fere (FSR 改进法)等。发挥组合技术中各技术的优势,提高处理效果,降低处理成本。

MBBR 反应器由挪威 AnoxKaldes 公司发明,是目前国际上逐渐兴起的新型废(污)水生化处理技术,属于生物膜法的范畴。自 1989 年第一套 MBBR 装置建成以来,已在 45 个国家建成了数千套市政和工业废(污)水处理设施,取得

了良好的效果。MBBR 工艺（移动床工艺、流化床工艺）可减少现有污水处理系统的体积，易于在现有污水处理厂基础上升级改造。

4.7.7.3 技术适用条件

（1）适用于高浓度和低浓度废水的混合处理，特别适用于发酵类或化学合成类制药工业废水的处理。

（2）适用于进水在 5000mg/L 以上的废水处理，对于 COD 在 10000mg/L 以上的废水，该技术具有更为突出的优势。

（3）一般情况下，不适合水量非常大的企业。

4.7.7.4 实施建设内容

（1）工艺流程

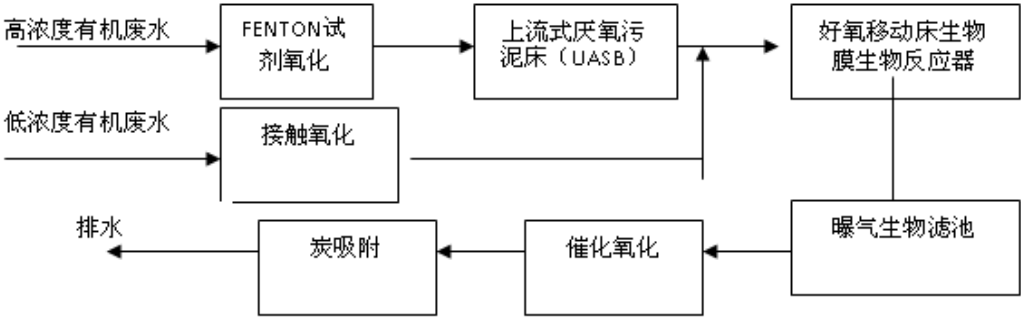


图 4.47 芬顿试剂氧化-上流式厌氧反应器-好氧移动床生物膜反应器工艺流程

（2）关键设备及主要技术参数与技术指标

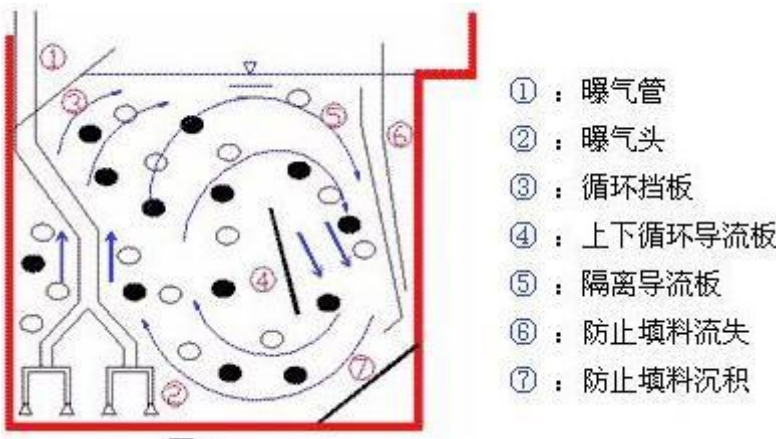


图 4.48 MBBR 反应器构造示意图

Fenton 试剂氧化法适宜的操作条件为：pH 为 6.0 左右、30% (w/w) 的 H_2O_2 投加量约为 0.6% (体积分数)、 $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ 投加量为 0.2% (质量分数)、反应时

间为 1 h。MBBR 的水力停留时间（HRT）约为 12 h。

主要技术指标：COD、BOD、NH₃-N、SS 的总去除效率均可达到 90%以上。

4.7.7.5 节能减排效果

进水 COD 在 20000mg/L 以上，BOD >6000mg/L，SS>2000mg/L，出水浓度分别可达到 COD<120mg/L，BOD<20mg/L，SS<30mg/L，可达到最新制药工业水污染物排放标准的要求。

表 4.27 芬顿试剂氧化-上流式厌氧反应器-好氧移动床生物膜反应器组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	95%	15%
BOD	>80%	95%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	90%	30%

4.7.7.6 成本效益分析

一次性投资比较高，单位投资成本：大于 5 万元/（m³/d 废水）

运行费用：在 5~6 元/m³ 废水以上。

环境效益：按照 1000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 40 万元。

4.7.7.7 技术应用情况

本组合技术在各类高浓度有机废水（包括制药工业废水）处理中的应用逐步得到重视，在头孢无菌原料药等制药企业废水处理中已经得到了应用，普及率约为 2%，预计到“十二五”末达到 3%~4%。

4.7.7.8 技术知识产权情况

国内已经拥有了该技术的专利。

4.7.8 两级复合式水解酸化-好氧生物处理-两级曝气生物滤池组合技术

4.7.8.1 技术介绍

本技术在水解酸化-好氧生物氧化组合技术的基础上，采用两级复合式水解酸化工艺作为预处理技术，两级曝气生物滤池作为后续处理技术，确保了组合技术具有很高的处理效率。

水解酸化是常规的预处理技术之一，本技术中采用两级复合式水解酸化工艺，是将水解阶段和产酸阶段分为两个单元，分别控制不同的兼氧性微生物体系，强化将复杂的大分子有机物转为简单有机物等产物的过程。

好氧生物氧化工艺采用 UNITANK 工艺，该工艺属于间歇式好氧活性污泥工艺，是 SBR 的一种改进型，以 SBR 工艺交替进出水运行方式、三槽氧化沟的构造形式和 A²/O 工艺的处理功能为基础，综合了这些工艺的优点，并通过运行控制方式的灵活调节，而有效地实现不同的处理功能。与传统 SBR 工艺相比，UNITANK 工艺有较大的改进：（1）省去了污泥回流，节省了投资，降低了运行费用。（2）采用矩形池体，共用池壁，减少了占地面积。（3）在恒定水位下运行，水力负荷稳定，降低了对管道阀等设备的要求，管理和维护较为方便。（4）可以通过改变供氧量，切换进出水阀门，以及改变好氧、缺氧及厌氧反应时间等控制手段，高效地去除污水中的碳源有机物，并实现脱氮除磷的功能。

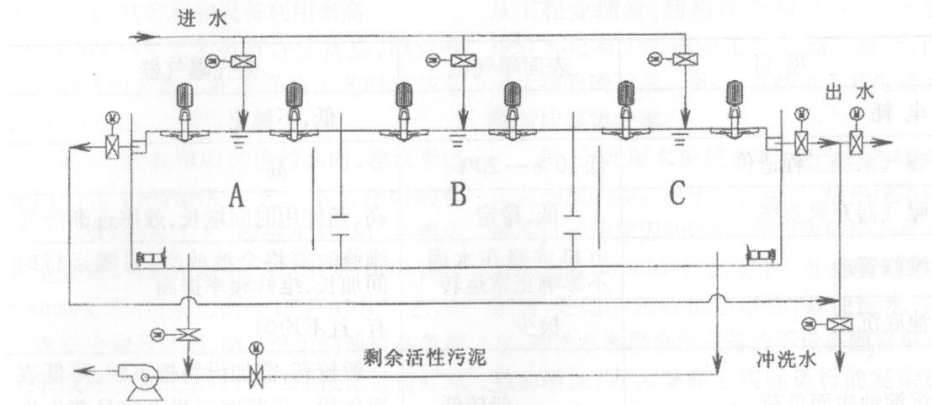


图 4.49 间歇式好氧活性污泥工艺流程

曝气生物滤池集生物氧化和截留悬浮固体一体，具有去除 SS、COD、BOD、硝化、脱氮、除磷、去除 AOX（有害物质）的作用，是当前比较流行的后续深度处理技术。本技术采用两级曝气生物滤池的方法，延长了曝气生物滤池的工作时间，提高了出水水质。

4.7.8.2 技术发展水平

水解酸化和曝气生物滤池分别是制药废水处理中采用比较多的预处理技术和后续处理技术，相对比较成熟。

自 20 世纪 90 年代以来，全世界已经有 200 多座处理城市污水和不同工业废水的大规模的 UNITANK 工艺污水厂投入运行。尽管 UNITANK 工艺有很多优点，但也有一些不足，比如采用固定堰出水使得运行过程中必须有一个单元池仅仅能发挥沉淀分离的功能，因此弱化了经典 SBR 中各个池子都能发挥多重功能的优势，同时作为有三个单元构成的 UNITANK 标准系统，各单元池子的功能地位并

不对等，无污泥回流而存在污泥分布不均匀的问题，为此 UNITANK 工艺得到进一步改进，形成了两种变形工艺：LUCAS 工艺（采用四个单元池构成一个 UNITANK 池）和 AICS 工艺（交替式内循环活性污泥工艺）。

采用两段复合式水解酸化-UNITANK-两级曝气生物滤池组合技术充分考虑了两段水解酸化以及两级曝气生物滤池的优点，在提高处理效率的同时，又利用 UNITANK 工艺的优势，节省了投资和占地面积，成为当前关注的技术之一。

4.7.8.3 技术适用条件

- （1）适合化学合成类药物的高浓度高盐分综合生产废水。
- （2）适合高 COD 废水（>2000mg/L）成分比较复杂的废水。盐分需要控制在 4.5% 以下。

4.7.8.4 实施建设内容

（1）工艺流程

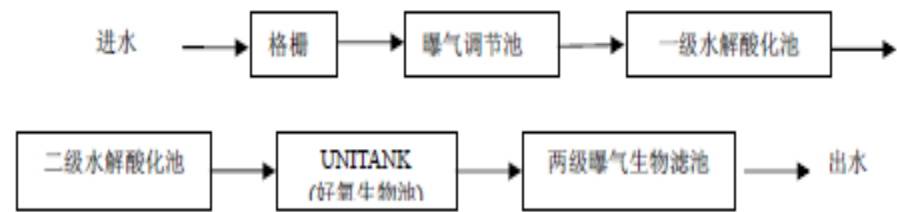


图 4.50 两级复合式水解酸化+好氧生物处理+两级曝气生物滤池工艺流程

（2）关键设备及主要技术参数与技术指标

UNITANK 工艺主要技术参数控制为污水最低温度 16℃（低于此温度需要加热），好氧泥龄 6.2 天，污泥负荷 0.167 kgBOD/kgMLSS，容积负荷 0.667 kg/(m³ d)，产泥系数 1.0。

常用的曝气生物滤池工艺有 BIOSTYR 工艺、Biofor 工艺、Biosmedi 工艺。BIOSTYR 是法国 OTV 公司开发的专利水处理技术，由于采用新型轻质悬浮填料——BIOSTYRENE（主要成分是聚苯乙烯，且比重小于 1g/cm³）而得名。BIOSTYR 工艺是一种上流式生物滤池，是一种运行可靠、自动化程度高、出水水质好、抗冲击能力强和节约能耗的新一代污水处理革新工艺，工艺成熟高效。常用的曝气生物滤池有 BIOSTYR 工艺、Biofor 工艺、BIOSMEDI 工艺。BIOSTYR 是法国 OTV 公司的注册水处理工艺技术，由于采用新型轻质悬浮填料——BIOSTYRENE（主要成分是聚苯乙烯，且比重小于 1g/cm³）而得名，BIOSTYR 工艺是一种上流式生物滤池，是一种运行可靠、自动化程度高、出水水质好、抗冲击能力强和

节约能耗的新一代污水处理革新工艺，工艺成熟高效。**Biofor**（生物过滤氧化反应池）是法国得利满水务公司继滴滤池、**Biodrof** 干式过滤系统之后的专为污水处理厂设计的第三代生物膜反应池，也是上流式生物滤池，使用特制的过滤及生物膜支持介质（**Biolite** 生物滤料）、特制的曝气头。**BIOSMEDI** 工艺由国内针对微污染原水开发的曝气生物滤池工艺，以轻质颗粒滤料为过滤介质，采用脉冲反冲洗、气水同向流的形式，可用于微污染源水预处理或污水深度处理。滤池滤料比重较小，一般约在 0.1 左右，粒径大小为 4-5mm 左右，表面适宜微生物生长、价格便宜（300~500 元/立方米）、化学稳定性好，比重及粒径的大小可根据实际需要选择确定。

4.7.8.5 节能减排效果

COD 去除率可达 97%以上。

表 4.28 两级复合式水解酸化+好氧生物处理+两级曝气生物滤池组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	97%	15%
BOD	>80%	95%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	90%	30%

4.7.8.6 成本效益分析

一次性投资比较高，单位投资成本：在 2 万元/（m³/d 废水）以上。

运行费用：3~5 元/m³ 废水。

环境效益：按照 1500m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 60 万元。

4.7.8.7 技术应用情况

本组合工艺处于应用推广的起步阶段，普及率约为 1%，预计“十二五”末达到 3%~4%。

4.7.8.8 技术知识产权情况

国内已经有该技术的专利。

4.7.9 内循环厌氧反应器（IC）-生物接触氧化-氧化沉淀组合技术

4.7.9.1 技术介绍

本技术的本质属于厌氧-好氧组合技术，厌氧反应器采用内循环厌氧反应器（IC），好氧生物处理采用生物接触氧化法，后续处理采用氧化沉淀方法进一步提高出水水质。

IC 是第三代超高效厌氧生物反应器，实际上由 2 个上下重叠的上流式厌氧污泥反应器（UASB）串连组成，下部为高负荷区，用产生的沼气作为动力，实现了下部混合液的内循环，使废水获得强化的预处理。上部为低负荷区，对废水继续进行后处理。这种结构能够创造良好的微生物群体的生长环境，提高单位容积内的生物量和生物种类，实现反应液的内循环和生物搅拌，强化了传质作用，加速了有机底物从废水中向微生物细胞的传递过程。IC 反应器克服了 UASB 处理中低浓度（COD 在 1500~2000mg/L 以下）废水时负荷高和大量产气造成的污泥流失问题，不仅适用于中、低浓度废水的处理，而且处理高浓度废水时，其运行负荷及处理能力也比 UASB 更强。

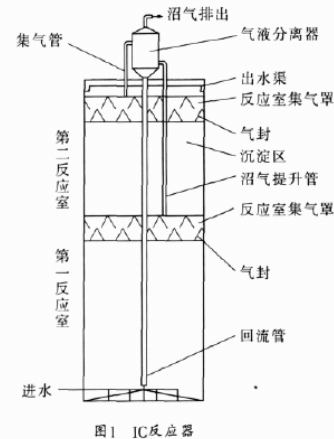


图 4.51 内循环厌氧反应器示意图

4.7.9.2 技术发展水平

厌氧-好氧技术是制药废水处理的主流技术，已经得到了较为广泛的应用。本项技术的核心技术是 IC 反应器。

IC 反应器是荷兰 Paques 公司于 20 世纪 80 年代中期研究开发成功，1989 年在荷兰建设第一套 IC 反应器系统，用于处理啤酒废水，此后在造纸、食品加工行业的废水处理中都得到了很好的应用，目前全球已经建成 200 座大型的以 IC 反应器为核心的污水处理系统，我国已有 10 余座大型规模污水处理厂投入使用。近年来，IC 反应器在制药废水处理中的应用受到重视，并已经有成功应用实例。

4.7.9.3 技术适用条件

- (1) 适合化学合成类、发酵类制药生产过程中、高浓度废水的处理。
- (2) IC 反应器进水 COD 宜保持在 1500mg/l 以上，碱度不宜太低，系统内

pH 值宜保持在 7 左右。

4.7.9.4 实施建设内容

(1) 工艺流程

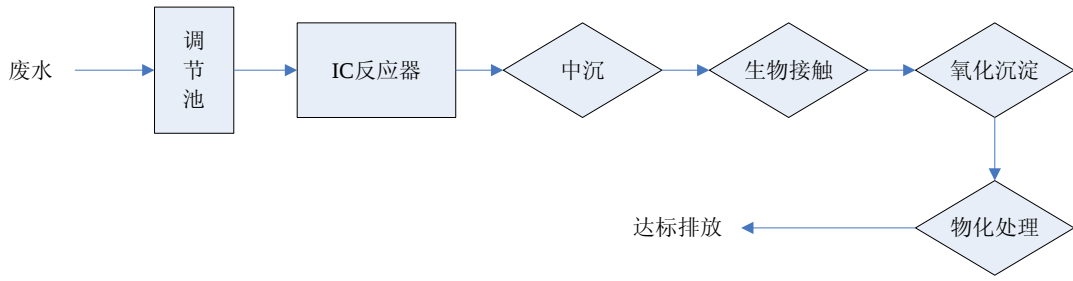


图 4.52 内循环厌氧反应器-生物接触氧化-氧化沉淀工艺流程

(2) 关键设备

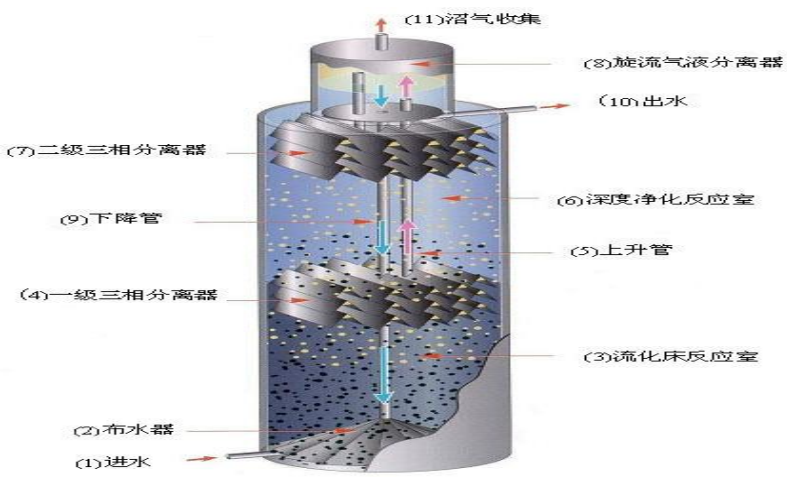


图 4.53 IC 反应器结构示意图

IC 反应器的主要技术参数：容积负荷可达到 20KgCOD/ (m³.d)，污泥负荷约在 1KgVSS/ (Kg.d)， 适宜温度在 20~24℃ 左右，COD 单池子处理效率一般在 85%左右，IC 中颗粒污泥的灰分为 0.13~0.15，低于 UASB 的 0.2~0.26。

4.7.9.5 节能减排效果

IC 反应器的单池 COD、BOD 去除率均在 80%以上，组合技术 COD、BOD、NH₃-N 的削减率均为 90%以上。

表 4.29 内循环厌氧反应器-生物接触氧化-氧化沉淀组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	90%	10%

BOD	>80%	90%	10%
NH ₃ -N	50%~60%	90%	30%

4.7.9.6 成本效益分析

设备设施投资成本 3000 万元，运行费用 300 万元/年。

折合单位投资成本：约 2 万元/（m³/d 废水）。

运行费用：约 3 元/m³ 废水。

环境效益：按照 1500m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 60 万元。

4.7.9.7 技术应用情况

目前，IC 工艺在我国主要应用在啤酒工业废水处理。但近年来，IC 反应器在制药行业抗生素废水处理中得到成功应用。目前技术的普及率约为 1%，预计“十二五”末可达到 3%。

4.7.9.8 技术知识产权情况

目前 IC 工艺本身为国际专利，但在国内已有实用新型方面的专利。

4.7.10 化学氧化-厌氧-好氧生物组合技术

4.7.10.1 技术介绍

本技术属于厌氧-好氧组合技术的变型，化学氧化技术置于前面是利用过氧化氢、KMnO₄ 等强化学氧化剂对废水进行预先氧化处理，然后进入常规的高效厌氧-好氧生物组合技术。厌氧-好氧生物组合技术是制药废水处理技术的主流，不同企业采用工艺的不同主要在于厌氧反应器和好氧反应器选择的不同。当前高效厌氧反应器包括厌氧序批间歇式反应器（ASBR）、厌氧流化床（AFB）、膨胀颗粒污泥床（EGSB）、内循环反应器（IC）、折流板反应器（ABR）、生物膜气升悬浮床（BAS）等厌氧反应器，通过采用新型反应器可增加有机质与生物膜的传递速率，提高净化效果。好氧工艺的选择比较多，但使用最多的是生物接触氧化法或者 SBR 及其变形 CASS 系统等。

4.7.10.2 技术发展水平

高效厌氧-好氧组合工艺是当前发酵类制药、化学合成类制药废水首选的典

型处理技术，目前技术发展的重点在于高效厌氧反应器的开发，从 UASB、厌氧流化床（AFB）、厌氧序批间歇式反应器（ASBR）、上流式厌氧污泥床过滤器（UBF）、厌氧附着膨胀床（AAFEb）反应器、厌氧生物转盘（ARBC）等第二代厌氧反应器向膨胀颗粒污泥床（EGSB）、内循环反应器（IC）、厌氧折流板反应器（ABR）、生物膜气升悬浮床（BAS）等第三代厌氧反应器发展。另一发展方向是两相厌氧反应器的开发应用，即把厌氧的产酸相和产甲烷相分离，也就是将产酸菌和产甲烷菌分别置于两个反应器中，以便更好地控制反应条件，最大程度地保持产酸菌、产甲烷菌的活性，提高出水效果。与单相厌氧消化工艺相比，两相厌氧工艺更适用于有机物和悬浮物浓度高、含有毒有害物质及难降解物质的废水，而且处理效果也有明显提高。此外，复合式厌氧反应器也是重要的发展方向，其兼有活性污泥和膜反应器的双重特性，进而提高处理效果。

化学氧化技术作为预处理技术也是使用比较多的方法，化学氧化技术包括传统的强氧化剂方法（比如过氧化氢、高锰酸钾等）和臭氧、光催化氧化技术等，其中臭氧氧化越来越得到青睐。

4.7.10.3 技术适用条件

- （1）适合化学合成类药物的高浓度有机废水。
- （2）适合 COD 比较高（>2000mg/L）、成分比较复杂的废水。

4.7.10.4 实施建设内容

（1）工艺流程

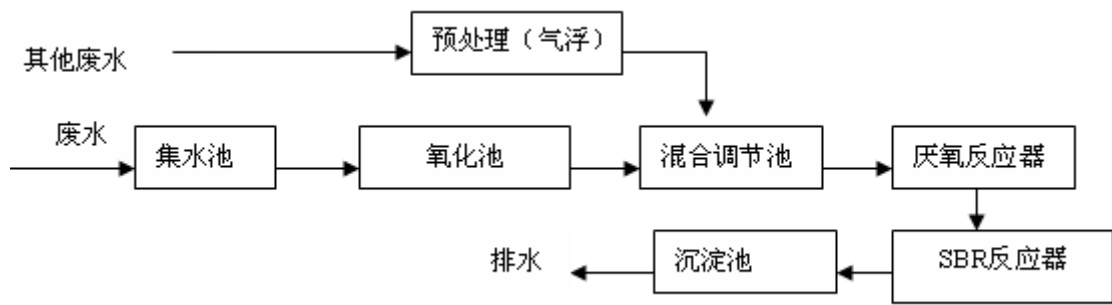
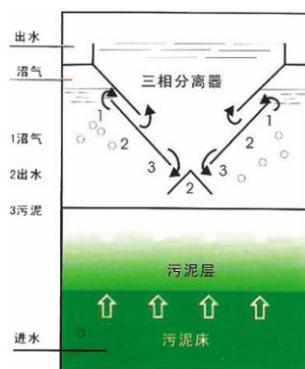


图 4.54 化学氧化-厌氧-好氧生物组合技术工艺流程

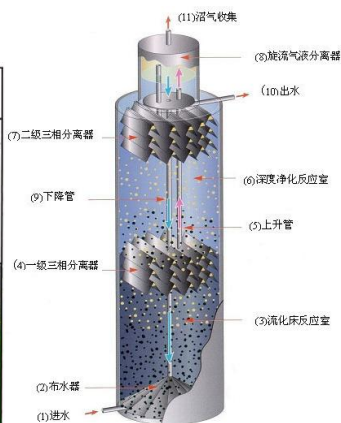
（2）关键设备及主要技术参数与技术指标



UASB 反应器



EGSB



IC 反应器

图 4.55 典型高效厌氧反应器示意图

主要技术参数和指标: 容积负荷可达 $20\text{KgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, 污泥负荷在 $1\text{KgVSS}/(\text{Kg}\cdot\text{d})$, 适宜温度在 $20\sim 24\text{ }^\circ\text{C}$ 左右。组合技术的处理效果 COD、BOD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 均为 90% 以上。

4.7.10.5 节能减排效果

组合技术的处理效果 COD、BOD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 均为 90% 以上。

表 4.30 化学氧化-厌氧-好氧生物组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量 (减排量)
COD	70%~80%	97%	15%
BOD	>80%	95%	10%
$\text{NH}_3\text{-N}$	50%~60%	95%	30%

4.7.10.6 成本效益分析

单位投资成本: 2 万元/ (m^3/d 废水);

运行费用: 5 元/ m^3 。

环境效益: 按照 $2000\text{m}^3/\text{d}$ 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 100 万元。

4.7.10.7 技术应用情况

化学氧化-厌氧-好氧生物组合技术已经在化学合成类制药工业废水处理中得到应用。目前技术的普及率约为 8%~10%，预计“十二五”末可达到 15%。

4.7.10.8 技术知识产权情况

国内已经有高效厌氧反应器、SBR 及其变型技术的专利。

4.7.11 催化氧化-兼氧生化-循环式活性污泥法组合技术

4.7.11.1 技术介绍

本技术属于厌氧-好氧组合技术的强化改良技术，采用催化氧化技术作为预处理技术，而把厌氧反应器调整为兼氧生化，相当于水解酸化过程，最后进入 SBR 改型 CASS 反应系统。具体处理流程为高浓度混合有机废水首先经车间集水池汇集后，泵至催化氧化预处理系统，削减有机负荷，氧化产生的沉淀物排放至污泥浓缩池自然浓缩后再处置。经催化氧化反应后的废水进入综合调节池与其他生产废水混合后，由提升泵提升至兼氧生化池进行兼氧生化，控制在兼性氧条件下，微生物系统进一步分解大分子难降解有机物，出水再进入 CASS 好氧池进行好氧生化。

催化氧化过程是提高处理效果的关键。在催化剂作用下，废水中的有机物可以被强氧化剂氧化分解，有机物结构中的双键断裂，由大分子氧化成小分子，使 COD 大幅度下降，BOD/COD 比值提高，增加了废水的可生化性，然后经深度处理后可实现达标排放。由于制药工业废水往往含有较高浓度的有机污染物，采用催化氧化法可有效地破坏有机物分子的共轭体系。选择合适的催化剂和氧化剂是成功的关键。

4.7.11.2 技术发展水平

高级厌氧-好氧组合工艺中是当前发酵类制药、化学合成类制药工业中高浓度废水首选的典型处理技术。各企业工艺的差异主要在于预处理技术或后续深度处理技术的不同以及厌氧反应器或好氧反应器选择的不同。

催化氧化技术作为预处理技术越来越受到欢迎，因为与传统的化学氧化技术相比，催化氧化技术氧化能力更强，速度更快，同时药剂消耗更低。近年来已经有诸多实例选择催化氧化技术用于各类高浓度废水的预处理，在制药工业废水的处理方面，也逐步有成功的实例。

4.7.11.3 技术适用条件

- (1) 适用于抗生素发酵、化学合成类制药高浓度有机废水的处理。
- (2) 当废水 COD 高 ($>2000\text{mg/L}$ 以上)、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 在 100mg/L 以下效果更佳。
- (3) 废水 $\text{BOD/COD} < 0.3$ 。

4.7.11.4 实施建设内容

(1) 工艺流程

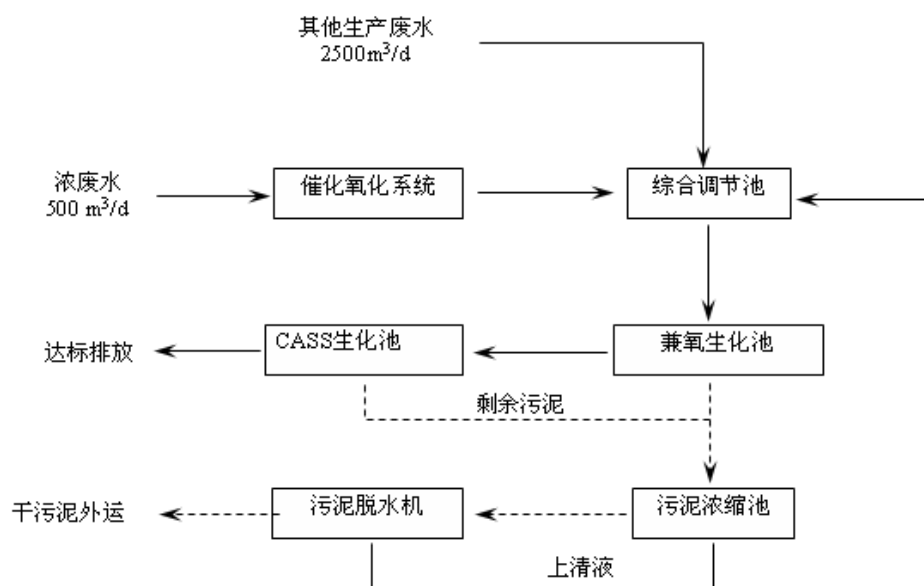


图 4.56 催化氧化-兼氧生化-循环式活性污泥法组合工艺流程

主要技术指标：组合技术的 COD、BOD、NH₃-N 处理效果均可达 90%以上。

4.7.11.5 节能减排效果

在进水 COD 20000mg/L、BOD 10000mg/L，NH₃-N200mg/L，出水可以达到 COD<200mg/L，BOD20mg/L，NH₃-N<20mg/L。水污染物 COD、BOD、NH₃-N 削减率分别达到 99%、>99%、90%以上。

表 4.31 催化氧化-兼氧生化-循环式活性污泥法组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	99%	15%
BOD	>80%	99%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	90%	30%

4.7.11.6 成本效益分析

单位投资成本：1 万元/（m³/d 废水）；

运行费用：5~8 元/m³。

环境效益：按照 2000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 100

万元。

4.7.11.7 技术应用情况

在我国，该技术已经在抗生素废水废水处理中得到了应用。随着最新制药工业水污染物排放标准的执行，催化氧化技术在制药废水处理中的应用将不断普及。目前本技术的普及率约为 2%，预计“十二五”末可提高到 4%。

4.7.11.8 技术知识产权情况

国内已有催化氧化、厌氧-CASS 组合工艺的专利。

4.7.12 四效蒸发-水解酸化-CASS-生物接触氧化-气浮组合技术

4.7.12.1 技术介绍

四效蒸发技术是针对高盐分废水的预处理技术。水解酸化-CASS 则是常规的生化组合工艺。本技术增加了生物接触氧化和气浮作为后续处理技术，进一步提高出水水质。

蒸发过程就是用液体混合物中各组分挥发度的差别，使液体混合物部分汽化并随之使蒸气部分冷凝，从而实现其所含组分的分离。多效蒸发就是加热蒸汽通入蒸发器，液体受热沸腾产生的蒸汽作为二次蒸汽加以利用引入下一级蒸发器，多个蒸发器依次连接形成多效蒸发。

循环式活性污泥法（Cyclic Activated Sludge System，简称 CASS），也称为 CAST（Cyclic Activated Sludge Technology，简称 CAST），属于 SBR 工艺的一种变型，在此反应器中按曝气与不曝气交替运行，将生物反应过程与泥水分离过程集中在一个池子中完成。CAST 反应池分为生物选择区、预反应区和主反应区，生物选择器设在池子首部，不设机械搅拌装置，反应条件在缺氧和厌氧之间变化，创造一个有利于磷释放的环境，这样促进聚磷菌的生长。主反应区在完全混合反应条件下运行，完成含碳有机物和包括氮、磷的污染物的去除。运行时通过控制溶解氧的浓度使其从 0 缓慢上升到 2.5mg/L 来保证硝化、反硝化以及磷吸收的同步进行。

气浮处理法就是向废水中通入空气，并以微小气泡形式从水中析出成为载体，使废水中的乳化油、微小悬浮颗粒等污染物质粘附在气泡上，随气泡一起上浮到水面，形成泡沫一气、水、颗粒（油）三相混合体，通过收集泡沫或浮渣达到分离杂质、净化废水的目的。气浮处理法主要用来处理废水中靠自然沉降或上浮难以去除的乳化油或相对密度接近于 1 的微小悬浮颗粒。

4.7.12.2 技术发展水平

水解酸化-好氧组合工艺是当前发酵类制药、化学合成类制药工业废水选择的典型处理技术，已经在制药工业废水中得到较为广泛的应用。

当前，水解酸化工艺发展的焦点在于水解酸化反应器的设计，比如 ABR 反应器的应用等。但单独水解酸化一般不能达标，需要与其他工艺联合，而且水解酸化对有毒物质较为敏感。CASS 工艺的前身是 ICEAS 工艺，由 GORONSZY 开发并分别在美国和加拿大获得专利。该工艺的发展关键是计算机控制系统的应用，该技术投资和运行费用低、处理性能高，尤其是优异的脱氮除磷效果，已广泛应用于城市污水和各种工业废水的处理中，全世界已经有 300 余座各种规模的 CASS 污水处理厂在运行或建造之中。接触氧化法是二级生化处理工艺中常用工艺，即使是厌氧-好氧组合工艺中，生物接触氧化法也是最主要的好氧工艺之一。技术发展的方向是针对不同的进水负荷控制曝气强度，以消除堵塞；其次是研究合理的氧化池池型和形状、尺寸和材质合适的填料。

4.7.12.3 技术适用条件

(1) 适用于抗生素发酵类制药、化学合成类制药工业高浓度有机废水的处理。

(2) 废水盐分比较高、COD 高 (>2000mg/L 以上)、NH₃-N 在 100mg/L 以下。

4.7.12.4 实施建设内容

(1) 工艺流程

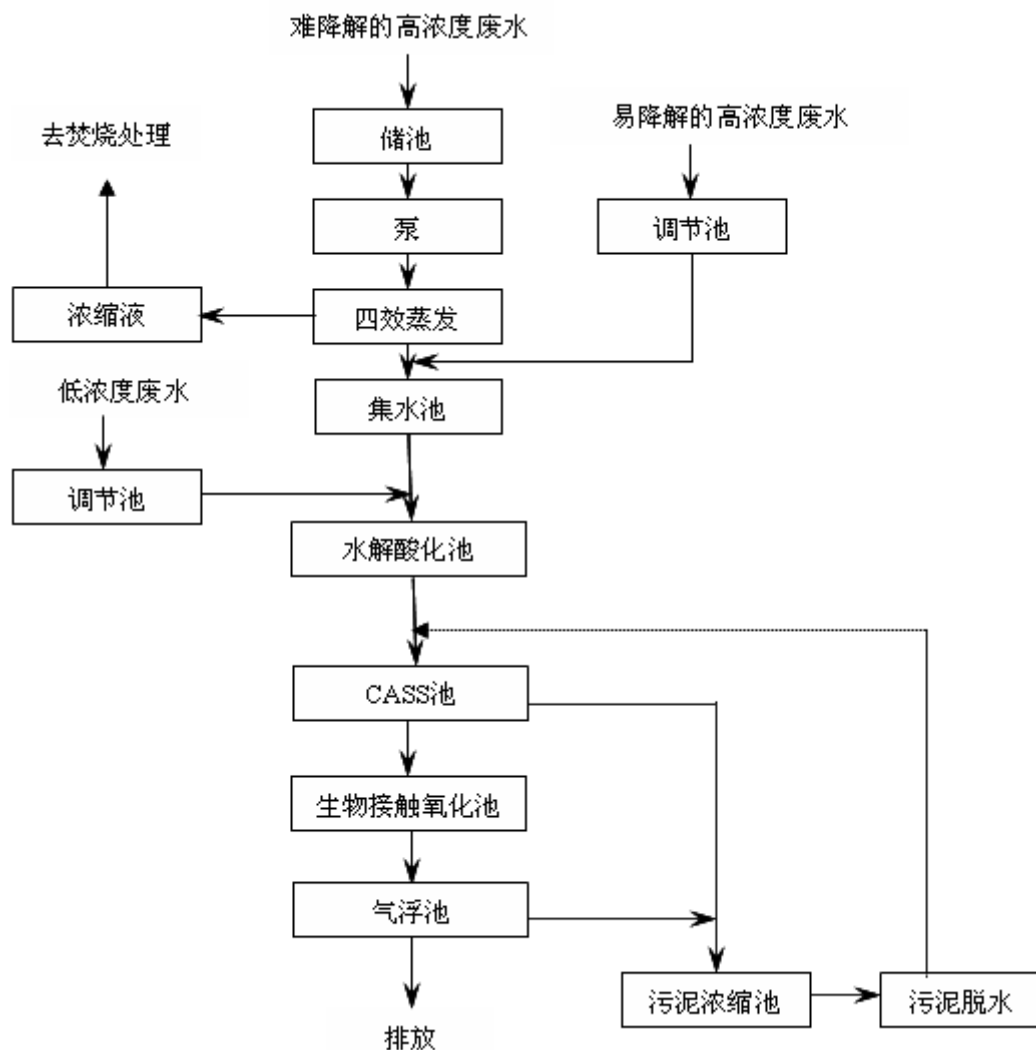


图 4.57 四效蒸发-水解酸化-CASS-生物接触氧化-气浮组合工艺流程

主要技术指标：组合技术 COD、BOD、NH₃-N 的削减率均在 90%以上。

4.7.12.5 节能减排效果

进水 COD 3500mg/L、BOD 1400mg/L，NH₃-N 62mg/L，出水可以达到 COD，BOD，NH₃-N 分别为<200mg/L，30mg/L，10mg/L。水污染物削减率分别达到 95%、98%、85%以上。出水水质可达到国家制药工业水污染物排放标准。

表 4.32 四效蒸发-水解酸化-CASS-生物接触氧化-气浮组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	95%	10%
BOD	>80%	95%	10%

NH ₃ -N	50%~60%	95%	3020%
--------------------	---------	-----	-------

4.7.12.6 成本效益分析

单位投资成本：1 万元/（m³/d 废水）；

运行费用：9 元/m³。

环境效益：按照 2000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 100 万元。

4.7.12.7 技术应用情况

该技术已经在发酵类制药工业难降解废水的处理中得到了应用。目前的普及率约在 1%以下，主要原因是高效蒸发的成本比较高，预计“十二五”末可略有提高到 3%。

4.7.12.7 技术知识产权情况

国内有组合技术的专利。

4.7.13 厌氧-水解-生物接触氧化组合技术

4.7.13.1 技术介绍

水解酸化-生物接触氧化组合技术是制药工业中、低浓度废水的有效处理技术。为了适用于较高浓度废水的处理，本组合技术在水解酸化-生物接触氧化组合技术前增加了厌氧过程，通过控制在厌氧条件下，由厌氧菌种首先将废水中大分子污染物降解为小分子污染物，然后在进入到非严格厌氧下的水解酸化过程，进一步将复杂的大分子有机物进一步转为简单有机物，最后进入生物接触氧化法处理系统，利用兼有活性污泥法和生物膜法的特点，通过好氧的过程达到净化废水的目的。在水解酸化过程之前设置厌氧过程是本技术的特点，主要的目的是减轻水解酸化过程的负荷，预先降解大分子污染物的同时也进一步提高水解酸化的效率。

4.7.13.2 技术发展水平

水解酸化工艺已经成为当前中高浓度废水生物处理的最流行的预处理单元，适应性强。当前发展的焦点在于水解酸化反应器的设计，如 ABR 反应器的应用等。水解酸化具有较好的抗冲击负荷性能，同时通过合理设计，可达到降低污泥量的目的。当然，单独水解酸化一般不能达标，需要与其他工艺联合，而且水解

酸化对有毒物质较为敏感。

接触氧化法是二级生化处理工艺中常用工艺，即使是厌氧-好氧组合工艺中，生物接触氧化法也是最主要的好氧工艺之一。技术发展的方向是针对不同的进水负荷控制曝气强度，以消除堵塞；其次是研究合理的氧化池池型和形状、尺寸和材质合适的填料。

目前，厌氧反应器技术发展的重点在于高效厌氧反应器的开发，从 UASB、厌氧流化床（AFB）、厌氧序批间歇式反应器（ASBR）、上流式厌氧污泥床过滤器（UBF）、厌氧附着膨胀床（AAFEF）反应器、厌氧生物转盘（ARBC）等第二代厌氧反应器向膨胀颗粒污泥床（EGSB）、内循环反应器（IC）、厌氧折流板反应器（ABR）、生物膜气升悬浮床（BAS）等第三代厌氧反应器发展。

采用厌氧技术在前、水解酸化-好氧组合在后的组合技术是根据某些企业废水的特征而设置的，因此目前的应用尚不普遍。

4.7.13.3 技术适用条件

- (1) 适用于发酵类、化学合成类、提取类制药工业等难降解有机废水的处理。
- (2) 适用于 COD 在 1500~5000mg/L 的废水。
- (3) 碱度应该维持在较高水平。

4.7.13.4 实施建设内容

(1) 工艺流程

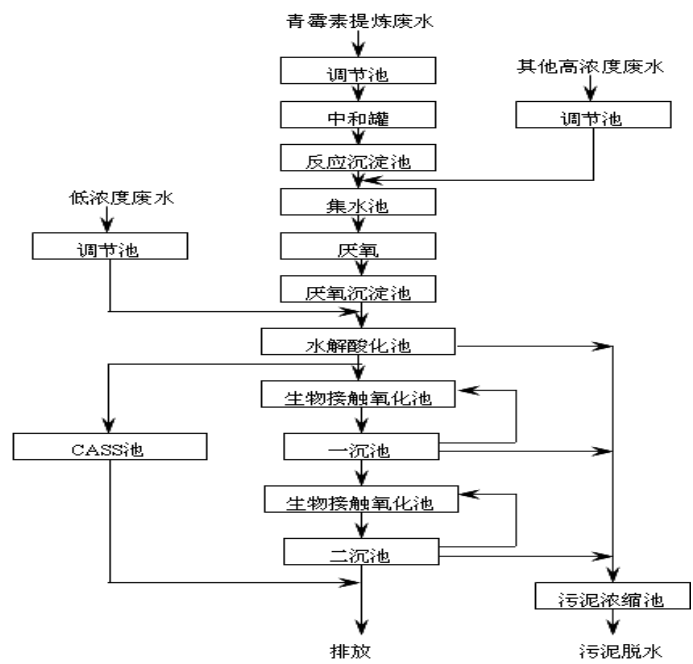


图 4.58 厌氧-水解-生物接触氧化组合工艺流程图

(2) 关键设备与参数

典型的生物接触氧化池的个数或分格数应不少于 2 个，并按同时工作设计。填料容积负荷一般采用 $1.0\sim 1.5\text{Kg BOD}_5/(\text{m}^3\text{d})$ ，污水在氧化池内的有效接触时间一般为 $1.5\sim 3.0\text{h}$ ；填料层总高度一般为 3 米（当采用蜂窝型填料时，一般应分层装填，每层高为 1m，蜂窝孔径应不小于 25mm），进水 BOD_5 浓度应控制在 $150\sim 300\text{mg/L}$ 范围内。接触氧化池中的溶解氧含量一般应维持在 $2.5\sim 3.5\text{mg/L}$ 之间，气水比为 $15\sim 20:1$ ，保证布水布气均匀。

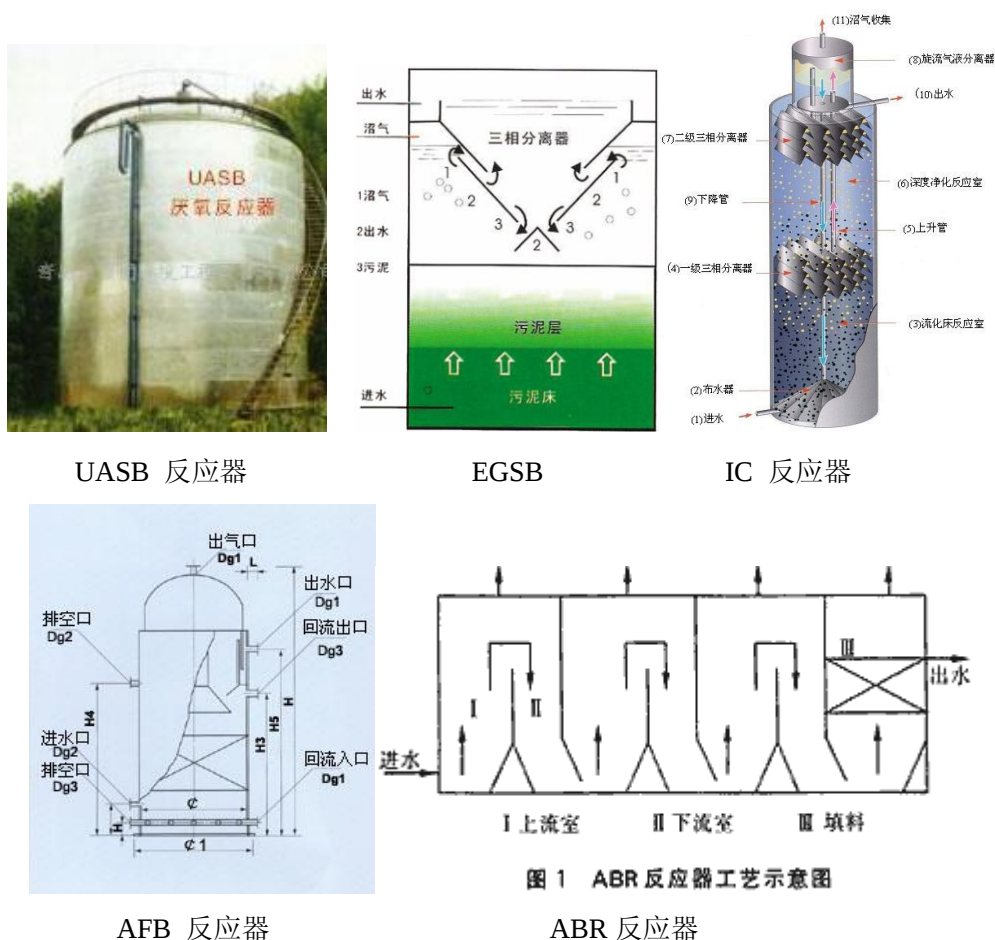


图 4.59 典型高效厌氧反应器示意图

主要技术指标：组合技术的处理效果 COD、BOD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 均为 90% 以上。

4.7.13.5 节能减排效果

COD、BOD 削减率可分别达到 97.5% 和 98%。

表 4.33 厌氧-水解-生物接触氧化组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	97%	15%

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
BOD	>80%	95%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	98%	30%

4.7.13.6 成本效益分析

单位投资成本：1 万元/（m³/d 废水）；

运行费用：9 元/m³。

环境效益：按照 2000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 100 万元。

4.7.13.7 技术应用情况

在制药废水中得到一定的应用，普及率约为 1%~2%，预计“十二五”末可达到 4%。

4.7.13.8 技术知识产权情况

国内有组合技术的专利。

4.7.14 混凝-厌氧-好氧组合技术

4.7.14.1 技术介绍

厌氧-好氧集成技术是制药废水处理技术的主流技术，包括厌氧-好氧活性污泥法（A/O），厌氧-缺氧-好氧活性污泥法（A²/O）、厌氧-二级好氧活性污泥法（A/O²、或 AAO）等。废水厌氧生物处理是利用厌氧微生物的代谢过程，在无需提高氧气的情况下把有机物转化为无机物和少量的细胞物质，这些无机物主要包括大量的沼气和废水。厌氧生物处理技术现已广泛应用于世界范围内各种工业废水的处理，特别是高浓度有机废水的处理，处理效果较好，BOD 去除率可达 90% 以上，COD 去除率可达 70%~90%。各企业在实际应用中可以采用不同的厌氧反应器和好氧反应器进行组合。

本技术采用混凝作为预处理技术。混凝法是常规的废水化学处理法之一，通过向废水中投加混凝剂，使其中的胶粒物质发生凝聚和絮凝而分离出来，达到净化废水的目的。混凝是凝聚作用与絮凝作用的合称，前者系因投加电解质，使胶粒电动电势降低或消除，以致胶体颗粒失去稳定性，脱稳胶粒相互聚结而产生；后者系由高分子物质吸附搭桥，使胶体颗粒相互聚结而产生。混凝剂可归纳为两

类：①无机盐类，有铝盐（硫酸铝、硫酸铝钾、铝酸钾等）、铁盐（三氯化铁、硫酸亚铁、硫酸铁等）和碳酸镁等。②高分子物质，有聚合氯化铝、聚丙烯酰胺等。

4.7.14.2 技术发展水平

厌氧-好氧组合技术是个具有普适性的技术，后续处理技术或前处理技术的丰富将有助于出水达到更好的标准，同时也可以达到同时去除 COD 和脱氮除磷的目的。COD、BOD、NH₃-N 的处理效果一般稳定为 90%以上

高效厌氧-好氧组合工艺是当前发酵类制药、化学合成类制药废水首选的典型处理技术，各企业技术的差异在于预处理技术或后续深度处理技术的不同以及厌氧或好氧反应器的不同。增加适当的预处理技术或后续深度处理技术是提高出水水质的重要方法。目前技术发展的重点在于高效厌氧反应器的开发，从 UASB、厌氧流化床（AFB）、厌氧序批间歇式反应器（ASBR）、上流式厌氧污泥床过滤器（UBF）、厌氧附着膨胀床（AAFEF）反应器、厌氧生物转盘（ARBC）等第二代厌氧反应器向膨胀颗粒污泥床（EGSB）、内循环反应器（IC）、厌氧折流板反应器（ABR）、生物膜气升悬浮床（BAS）等第三代厌氧反应器发展。另一发展方向是两相厌氧反应器的开发应用，即把厌氧的产酸相和产甲烷相分离，也就是将产酸菌和产甲烷菌分别置于两个反应器中，以便更好地控制反应条件，最大程度地保持产酸菌、产甲烷菌的活性，提高出水效果。与单相厌氧消化工艺相比，两相厌氧工艺更适用于有机物和悬浮物浓度高、含有毒有害物质及难降解物质的废水，而且处理效果也有明显提高。此外，复合式厌氧反应器也是重要的发展方向，其兼有活性污泥和膜反应器的双重特性，进而提高处理效果，如采用复合式厌氧反应器处理乙酰螺旋霉素生产废水时，在 COD 容积负荷为 8-13kgCOD/m³ d 的情况下仍可获得满意的出水水质。

采用混凝作为厌氧-好氧组合技术的预处理技术比较普遍，为了保证较好的出水水质，开发应用高效混凝剂是当前技术发展的主要方向。

4.7.14.3 技术适用条件

- （1）适用于发酵类、化学合成类制药工业高浓度有机废水处理。
- （2）适用于 COD 在 1000mg/L~5000mg/L 的废水。

4.7.14.4 实施建设内容

- （1）工艺流程

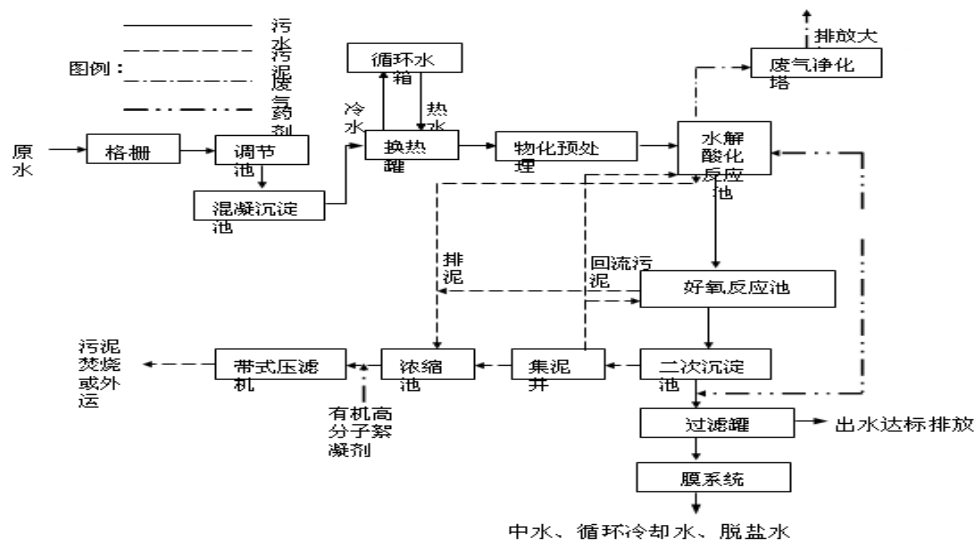


图 4.60 混凝-厌氧-好氧组合工艺流程

(2) 关键设备

第二代或第三代厌氧反应器均可选择，水解酸化和生物接触氧化的设备也是目前常规污水处理设备。

主要技术指标：组合技术的处理效果 COD、BOD、NH₃-N 均可达 90%以上。

4.7.14.5 节能减排效果

COD 去除率 94.24%、BOD 去除率 98.3%、SS 去除率 90.5%。

表 4.34 混凝-厌氧-好氧组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	94%	15%
BOD	>80%	98%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	90%	30%

4.7.14.6 成本效益分析

单位投资成本：1.8 万元/（m³/d 废水）；

运行费用：1.7 元/m³。

环境效益：按照 2000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 100 万元。

4.7.14.7 技术应用情况

技术是在现有的厌氧-好氧技术的基础上，针对制药工业高浓度废水的特点而进行改进后的技术。组合技术在制药及其类似行业中都已经有所应用，技术普及率约为 2%，预计“十二五”末可达到 4%。

4.7.14.8 技术知识产权情况

国内有组合技术的专利。

4.7.15 水解-接触氧化-消毒组合技术

4.7.15.1 技术介绍

本技术中的水解酸化过程不同于厌氧发酵过程的水解段以及 A/O 系统的水解段，工艺控制在兼性条件下，系统中的优势菌群也是厌氧微生物，但以兼性微生物为主，将其中的难生物降解物质转变为易生物降解物质，提高废水的可生化性，以利于后续的好氧生物处理。完成水解酸化过程的微生物主要为厌氧（兼性）菌，但最终产物为低浓度有机酸，个别情况下还有极少量的甲烷。然后再利用生物接触氧化工艺对有机物进一步降解。

生物接触氧化法（biological contact oxidation process）是从生物膜法派生出来的一种废水生物处理法，即在生物接触氧化池内装填一定数量的填料，利用吸附在填料上的生物膜和充分供应的氧气，通过生物氧化作用，将废水中的有机物氧化分解，达到净化目的。基本原理与一般生物膜法相同，生物接触氧化池内的生物膜由菌胶团、丝状菌、真菌、原生动物和后生动物组成。在活性污泥法中，丝状菌常常是影响正常生物净化作用的因素，而在生物接触氧化池中，丝状菌在填料空隙间呈立体结构，大大增加了生物相与废水的接触表面，同时因为丝状菌对多数有机物具有较强的氧化能力，对水质负荷变化有较大的适应性，所以是提高净化能力的有力因素。生物接触氧化法具有以下优点：净化效率高，处理所需时间短，对进水有机负荷的变动适应性较强，不必进行污泥回流，同时没有污泥膨胀问题，运行管理方便。目前存在的问题主要是池内填料间的生物膜有时会出现堵塞现象，尚待改进。

随着生物工程类制药的不断发展，废水处理装置末端设置消毒处理单元，以满足国家最新制药工业水污染物排放标准中关于水质急性毒性指标的要求。

4.7.15.2 技术发展水平

水解酸化工艺已经成为当前中高浓度废水生物处理的最流行的预处理单元，

适应性强。当前发展的焦点在于水解酸化反应器的设计，如 ABR 反应器的应用等。水解酸化具有较好的抗冲击负荷性能，同时通过合理设计，可达到降低污泥量的目的。当然，单独水解酸化一般不能达标，需要与其他工艺联合，而且水解酸化对有毒物质较为敏感。

接触氧化法是二级生化处理工艺中常用工艺，即使是厌氧-好氧组合工艺中，生物接触氧化法也是最主要的好氧工艺之一。技术发展的方向是针对不同的进水负荷控制曝气强度，以消除堵塞；其次是研究合理的氧化池池型和形状、尺寸和材质合适的填料。

随着生物工程类制药企业的不断增加，对于该类制药企业排水的生物安全性的担心推动了消毒技术在废水中的应用，因此水解酸化-接触氧化-消毒组合技术越来越受到亲睐和重视。目前应用比较广泛的消毒技术有加氯消毒、二氧化氯消毒、次氯酸钠消毒、紫外消毒、臭氧消毒等技术。

4.7.15.3 技术适用条件

(1) 适用于部分发酵类、提取类制药工业废水和大部分制剂类、生物工程类、中药类制药工业废水的处理。

(2) 对 COD 在 5000mg/L 左右及以下的废水，技术的优势更为明显。

4.7.15.4 实施建设内容

(1) 工艺流程

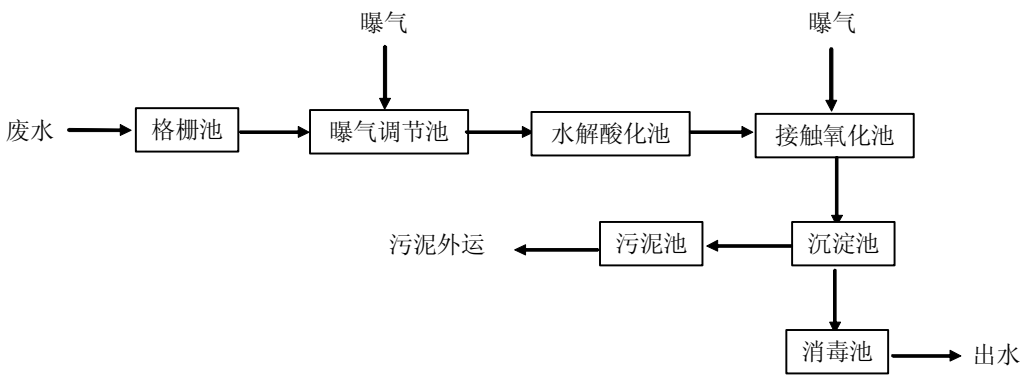


图 4.61 水解-接触氧化-消毒组合工艺流程

(2) 关键设备主要技术指标：

典型的生物接触氧化池的个数或分格数应不少于 2 个，并按同时工作设计。填料容积负荷一般采用 $1.0\sim1.5\text{Kg BOD}_5/(\text{m}^3\text{d})$ ，污水在氧化池内的有效接触时间一般为 $1.5\sim3.0\text{h}$ ；填料层总高度一般为 3m（当采用蜂窝型填料时，一般应分层装填，每层高为 1m，蜂窝孔径应不小于 25mm），进水 BOD_5 浓度应控制在

150~300mg/L 范围内。接触氧化池中的溶解氧含量一般应维持在 2.5~3.5mg/L 之间，气水比为 15~20: 1，保证布水布气均匀。组合技术的 COD、BOD、NH₃-N 处理效果均可达到 95%以上，出水水质急性毒性指标达到排放标准要求。

4.7.15.5 节能减排效果

对于废水 330m³/d 情况下，进水 COD、NH₃-N 分别为 6688mg/L、29.6mg/L，出水水质分别可达到 76.8mg/L、2.94mg/L。

表 4.35 水解-接触氧化-消毒组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	90%	5%
BOD	>80%	90%	5%
NH ₃ -N	50%~60%	90%	5%

4.7.15.6 成本效益分析

单位投资成本：1.25 万元/（m³/d 废水）；

运行费用：1.4 元/m³。

环境效益：按照 2000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 50 万元。

4.7.15.7 技术应用情况

水解酸化-生物接触氧化组合技术得到了广泛使用，当前，生物工程类制药企业在工业废水处理中已经逐步增加消毒技术，提高出水水质。目前普及率约 10%，预计到“十二五”末可达到 15%。

4.7.15.8 技术知识产权情况

国内有组合技术的专利。

4.7.16 絮凝气浮-上流式厌氧污泥床-接触氧化组合技术

4.7.16.1 技术介绍

厌氧-好氧集成技术是制药废水处理技术的主流技术，包括厌氧-好氧活性污泥法（A/O），厌氧-缺氧-好氧活性污泥法（A₂/O）、厌氧-二级好氧活性污泥法

(A/O²、或 AAO) 等。废水厌氧生物处理是利用厌氧微生物的代谢过程, 在厌氧条件下把有机物转化为无机物和少量的细胞物质, 这些无机物包括大量的沼气和水, 有较高的有机废水处理效果。UASB 反应器处理工艺是目前研究较多、应用广泛的新型污水厌氧生物处理工艺, 具有其他厌氧处理工艺(厌氧流化床、厌氧滤池)难以比拟的优点, 不仅可以实现污泥的颗粒化, 使生物固体的停留时间可达 100 天, 而且使气、固、液的分离实现了一体化。

絮凝沉淀是常规的应用普遍的废水预处理技术。通过向废水中投加混凝剂, 使其中的胶粒物质发生凝聚和絮凝而分离出来, 达到净化废水的目的。混凝是凝聚作用与絮凝作用的合称, 前者系因投加电解质, 使胶粒电动电势降低或消除, 以致胶体颗粒失去稳定性, 脱稳胶粒相互聚结而产生; 后者系由高分子物质吸附搭桥, 使胶体颗粒相互聚结而产生。混凝剂可归纳为两类: ①无机盐类, 有铝盐(硫酸铝、硫酸铝钾、铝酸钾等)、铁盐(三氯化铁、硫酸亚铁、硫酸铁等)和碳酸镁等。②高分子物质, 有聚合氯化铝、聚丙烯酰胺等。气浮也是经常采用的预处理技术, 向废水中通入空气, 并以微小气泡形式从水中析出成为载体, 使废水中的乳化油、微小悬浮颗粒等污染物质粘附在气泡上, 随气泡一起上浮到水面, 形成泡沫一气、水、颗粒(油)三相混合体, 通过收集泡沫或浮渣达到分离杂质的目的。

4.7.16.2 技术发展水平

高效厌氧-好氧组合工艺是当前发酵类制药、化学合成类制药废水首选的典型处理技术, 各企业技术的差异在于预处理技术或后续深度处理技术的不同以及厌氧或好氧反应器的不同。目前技术发展的重点在于高效厌氧反应器的开发, 从 UASB、厌氧流化床(AFB)、厌氧序批间歇式反应器(ASBR)、上流式厌氧污泥床过滤器(UBF)、厌氧附着膨胀床(AAFEB)反应器、厌氧生物转盘(ARBC)等第二代厌氧反应器向膨胀颗粒污泥床(EGSB)、内循环反应器(IC)、厌氧折流板反应器(ABR)、生物膜气升悬浮床(BAS)等第三代厌氧反应器发展。另一发展方向是两相厌氧反应器的开发应用, 即把厌氧的产酸相和产甲烷相分离, 也就是将产酸菌和产甲烷菌分别置于两个反应器中, 以便更好地控制反应条件, 最大程度地保持产酸菌、产甲烷菌的活性, 提高出水效果。与单相厌氧消化工艺相比, 两相厌氧工艺更适用于有机物和悬浮物浓度高、含有毒有害物质及难降解物质的废水, 而且处理效果也有明显提高。此外, 复合式厌氧反应器也是重要的发展方向, 其兼有活性污泥和膜反应器的双重特性, 进而提高处理效果, 如采用复合式厌氧反应器处理乙酰螺旋霉素生产废水时, 在 COD 容积负荷为 8-13kgCOD/m³d 的情况下仍可获得满意的出水水质。

高效厌氧-好氧组合技术是适用性很广的技术，通过增加后续处理技术或预处理技术，将进一步提高出水水质，并可以达到同时去除 COD 和脱氮除磷的效果。COD、BOD、NH₃-N 的处理效果一般稳定为 90%以上。采用混凝作为厌氧-好氧组合技术的预处理技术比较普遍，为了保证较好的出水水质，开发应用高效混凝剂是当前技术发展的主要方向。

4.7.16.3 技术适用条件

- (1) 适用的废水水质条件：COD 较高（1000mg/L-10000mg/L）、水量比较低（<1000m³/d）的情况下更为经济。
- (2) 适用于水温 15~40 ℃（低或高需采取加热或冷却措施）。
- (3) 通常要求废水中 SS 含量不能过高。

4.7.16.4 实施建设内容

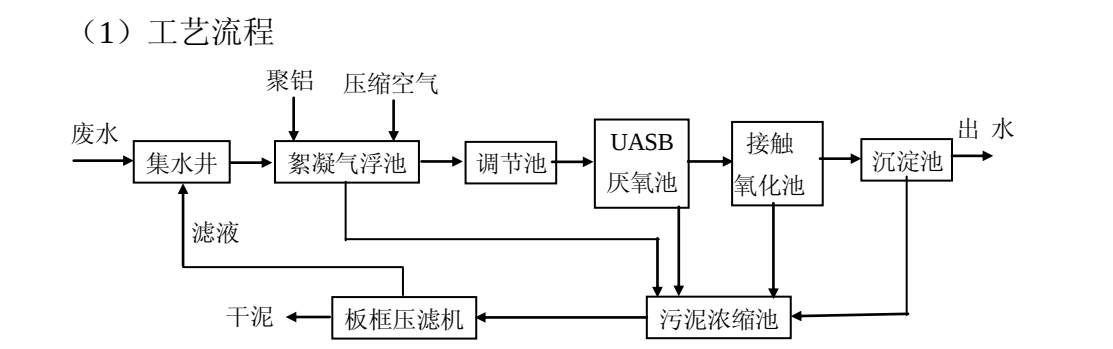


图 4.62 絮凝/气浮-上流式厌氧污泥床-接触氧化组合工艺流程

- (2) 关键设备
- 主要技术指标：组合技术的处理效果 COD、BOD、NH₃-N 均为 95%以上。

4.7.16.5 节能减排效果

厌氧和接触氧化池 COD 处理效率均在 90%以上，综合处理效率在 99%左右。

表 4.36 絮凝/气浮-上流式厌氧污泥床-接触氧化组合技术节能减排效果

指 标	传统活性污泥法	本技术	节能量（减排量）
COD	70%~80%	98%	15%
BOD	>80%	99%	15%
NH ₃ -N	50%~60%	94%	30%

4.7.16.6 成本效益分析

单位投资成本：1.2 万元/（m³/d 废水）；

运行费用：5~20 元/m³。

环境效益：按照 2000m³/d 的处理规模排污收费间接核算年环境效益约为 80 万元。

4.7.16.7 技术应用情况

组合技术已经在一些提取类制药工业废水处理中得到了应用，普及率约为 1%左右，预计到“十二五”末可达到 2%~3%的比例。

4.7.16.8 技术知识产权情况

国内有组合技术的专利。

4.7.17 酸碱废气三级降膜吸收洗涤技术

4.7.17.1 技术介绍

吸收法是常规的废气处理方法，利用有机溶剂的物理和化学性质，使用水或化学吸收液吸收气态有机污染物。为了提高吸收效率，考虑到不同设备的阻力不同以及操作难易程度不同，有时经常选择多种设备的联合吸收，以降低二次污染，避免废弃物再处置问题。

吸收装置有很多类型，如喷淋塔、填充塔、气泡塔、筛板塔、洗涤器等。降膜式吸收器是一种特殊吸收装置，首先使气、液两相均处于连续流状态，吸收剂顺着管壁形成一层液膜，由于重力作用而往下流动，原料气则以一定的流率逆流向上，两相在管壁中进行传质过程，产生的吸收热通过管壁传给冷凝剂，不断被冷凝剂带走。常用降膜吸收器是石墨膜式吸收器，近年来，也有一些改性降膜吸收器出现，如石墨改性聚丙烯降膜式吸收器等，经过改性后，提高了耐腐蚀性，还有重量轻、不易结垢、适用范围广泛等优点，可以用于氯化氢、H₂S、SO₂、NH₃ 等气体的吸收。

酸碱喷淋塔是典型的吸收装置，一般采取逆流的方法，通过喷淋碱液吸收酸性气体，喷淋酸液吸收碱性气体。吸收液则回到废水处理单元，进一步处理。



图 4.63 降膜吸收器示意图

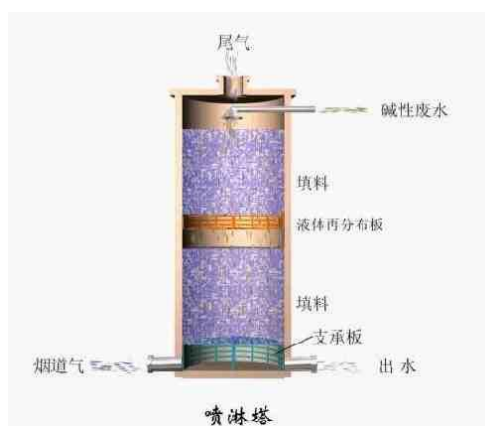


图 4.64 喷淋塔

4.7.17.2 技术发展水平

吸收是一个传统而成熟的工艺，降膜吸收器因为操作稳定、腐蚀性低、适用范围大而逐步得到广泛应用。吸收器的关键部件是膜的开发和使用，目前使用较多的是石墨膜吸收器，但发展较快的则是石墨改性聚丙烯降膜式吸收器等，改性后的吸收器利用聚丙烯做外壳，提高了耐腐蚀性，同时降低了重量（仅为传统石墨膜吸收器的 1/3~1/4），提高了耐高温性，采用列管式构造减少了结垢现象，有时采用并流式操作方式，可适用于大流量气体的处理，避免了液泛现象。

4.7.17.3 技术适用条件

适用于高浓度酸性或碱性气体的净化，尤其适用于氯化氢废气的净化。

4.7.17.4 实施建设内容

(1) 工艺流程

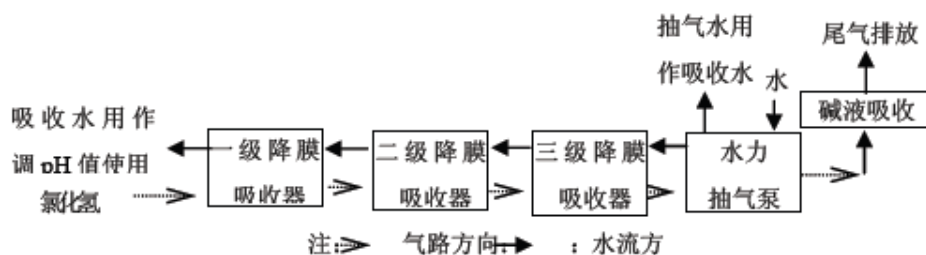


图 4.65 三级降膜吸收-碱（酸）吸收废气洗涤技术工艺流程

以水做吸收剂，使用降膜式吸收器吸收废气中可溶解性酸性气体污染物。氯化氢废气首先进入冷凝装置冷凝，然后进入三级降膜吸收装置吸收处理，吸收效率达 99% 以上。吸收液回用于生产，而吸收器排放的含微量 HCl 的废气进入碱液喷淋塔喷淋洗涤，确保排气 HCl 达到国家大气污染物排放标准。

(2) 关键设备

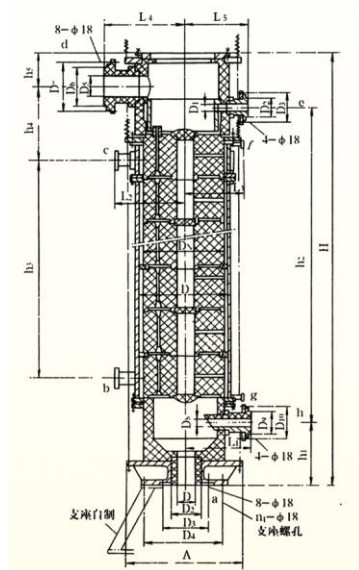


图 4.66 石墨降膜吸收器构造示意图

主要技术参数：允许压力：纵向 $\leq 0.1\text{MPa}$ 、横向 $\leq 0.4\text{MPa}$ ，吸收液用量 $\leq 0.16\text{t/H}\cdot\text{m}^2$ ，成品酸浓度 $\leq 35\%$ ，进气温度 $\leq 170^\circ\text{C}$ ，冷却水消耗量 $\leq 2\text{t/H}\cdot\text{m}^2$ ；成品酸产量约为 $5\text{t/H}\cdot\text{m}^2$ 。

主要技术指标：HCl 的处理效果可稳定达到 99% 以上。主要缺点是：吸收后的 HCl 进入废水处理系统，仍需要进一步处理。

4.7.17.5 节能减排效果

HCl 的削减率约在 99%以上。与传统碱液吸收相比，本组合技术一方面可提高 HCl 吸收效率，另一方面可提高设备的稳定性，降低设备损耗。出口排气可达国家大气污染物综合排放标准。

表 4.37 三级降膜吸收-碱（酸）吸收废气洗涤技术节能减排效果

指 标	传统单独吸收法	本技术	节能量（减排量）
HCl	95%	99%	4%

4.7.17.6 成本效益分析

单位投资成本：30~50 万元/(万标 m³/h)；

运行费用：200~400 元/万标 m³。

4.7.17.7 技术应用情况

该技术在众多行业的 HCl 废气处理方面得到了应用，也逐步应用在制药行业废气处理。目前普及率约在 2%~3%左右，预计到“十二五”末可达 4%~5%。

4.7.17.8 技术知识产权情况

国内已经有相关专利。

4.7.18 异丙醇-HCl 废气的水-二级碱吸收处理技术

4.7.18.1 技术介绍

异丙醇是制药工业常用的溶剂之一，与 HCl 的混合废气也是常见的制药工业废气。本技术采用水吸收-二级碱液吸收技术，首先采用较为便宜的水吸收易溶解于水的异丙醇气体，然后通过二级碱液吸收装置吸收 HCl，确保尾气排放达到国家大气污染物综合排放标准。

吸收法是常规的废气处理方法，利用有机溶剂的物理和化学性质，使用水或化学吸收液吸收气态有机污染物。为了提高吸收效率，考虑到不同设备的阻力不同以及操作难易程度不同，有时经常选择多种设备的联合吸收，以降低二次污染，避免废弃物再处置问题。酸碱喷淋塔是典型的吸收装置，一般采取逆流的方法，通过喷淋碱液吸收酸性气体，喷淋酸液吸收碱性气体。吸收液则回到废水处理单元，进一步处理。

4.7.18.2 技术发展水平

吸收是一个传统而成熟的工艺，降膜吸收器因为操作稳定、腐蚀性低、适用范围大而逐步得到广泛应用。

4.7.18.3 技术适用条件

适用于无机酸性气体和易溶性有机废气混合废气的净化。

4.7.18.4 实施建设内容

(1) 工艺流程

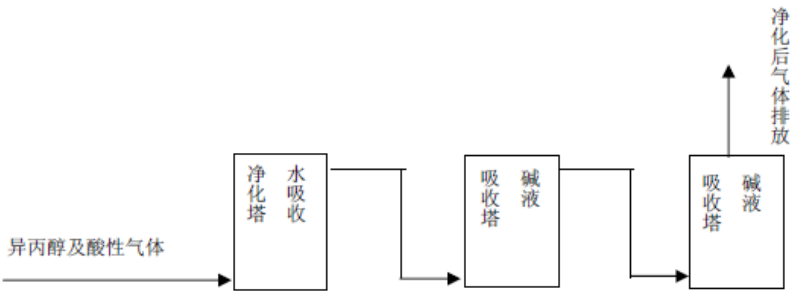


图 4.67 异丙醇-HCl 废气的水-二级碱吸收处理技术工艺流程

(2) 关键设备

主要技术参数：进气温度 $\leq 100^{\circ}\text{C}$ ，停留时间约控制几秒到 1 分钟。

主要技术指标：异丙醇和 HCl 的处理效率均可达到 95%以上。主要缺点是：HCl 和异丙醇进入废水，仍需要进一步处理。

4.7.18.5 节能减排效果

异丙醇和 HCl 的削减率均可达 95%以上。

表 4.38 异丙醇-HCl 废气的水-二级碱吸收处理技术节能减排效果

指 标	传统单独吸收法	本技术	节能量（减排量）
HCl	95%	95%~99%	2%
异丙醇	85%	95%	10%

4.7.18.6 成本效益分析

单位投资成本：30~50 万元/(万标 m^3 /h)；

运行费用：200 元/万标 m^3 。

4.7.18.7 技术应用情况

组合技术在众多行业废气处理中逐步得到了应用。在制药行业废气处理中，

也有应用实例。目前普及率约为 2%~3%左右，预计到“十二五”末可达 4%~5%。

4.7.18.8 技术知识产权情况

国内已经有相关专利。

第五章 重点关注的新技术

5.1 分子蒸馏技术

(1) 技术介绍

分子蒸馏技术是一种在高真空（0.1~10 Pa）条件下进行的特殊的液-液分离技术，具有操作温度低、受热时间短、分离程度高、系统能耗低等特点，特别适用于分离高沸点、热敏性和易氧化的物质。近年来分子蒸馏在食品、化妆品、石油化工和中药有效成分提取等领域得到推广应用。

传统液体混合物的分离，一般都是利用物质系统的沸点差通过蒸馏或精馏来实现的，分子蒸馏技术依靠不同物质分子运动平均自由程的差别实现物质分离，不同于常规蒸馏。

分子蒸馏属于高真空下的单程连续蒸馏技术，在高真空操作压力下，蒸发面和冷凝面的间距小于或等于被分离物质蒸汽分子平均自由程，由蒸发表面逸出的分子毫无阻碍地奔射并凝集在冷凝表面上。这样利用不同物质分子平均自由程不同使其在液体表面蒸发速率不同，从而达到分离目的。

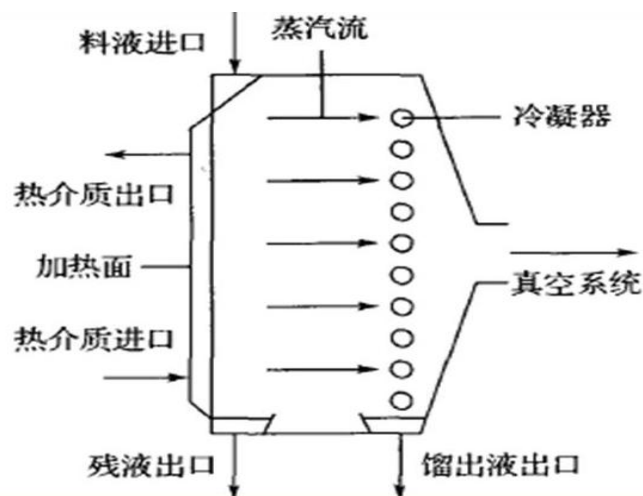


图 5.1 分子蒸馏示意图

分子蒸馏器是分子蒸馏技术的关键设备。分子蒸馏器有简单蒸馏型与精密蒸馏型之分，目前采用的装置多为简单蒸馏型。简单蒸馏型又可分为静止式、降膜式、离心式等几种。

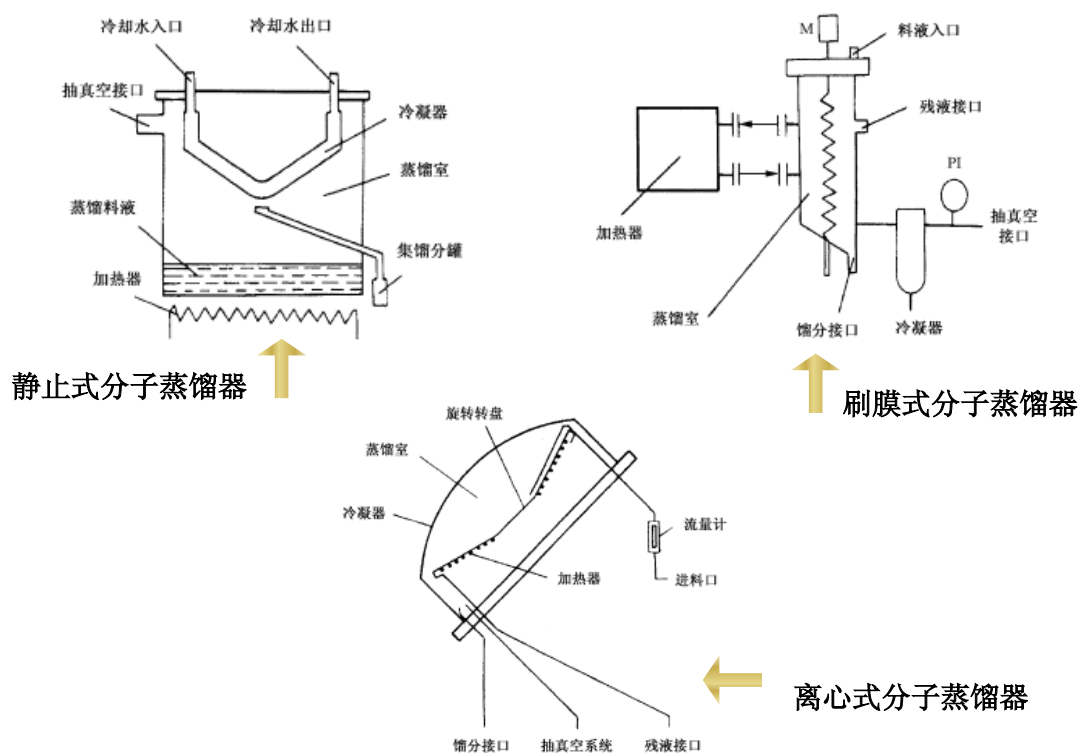


图 5.2 不同分子蒸馏器结构示意图

从分子蒸馏的技术原理及设备设计的型式来看，分子蒸馏技术与常规蒸馏或减压蒸馏技术相比，是一种温和的分离技术，具有如下一些特点：

①真空度高。常规蒸馏装置由于存在填料或塔板的阻力，所以系统很难获得较高的真空度，一般仅达 5 kPa。而分子蒸馏装置内部结构比较简单，压降极小，所以极易获得相对较高的真空度（0.1~100Pa），更有利于进行物料的分离。

②蒸馏温度低。常规蒸馏是在物料沸点温度下进行操作，而分子蒸馏是利用不同种类的分子逸出液面后的平均自由程不同的性质来实现分离的，在远低于沸点的温度下进行操作，物料并不需要沸腾，操作温度比常规真空蒸馏可低 50~100℃。由此可见，分子蒸馏技术更有利于节约能源，特别是一些高沸点热敏性物料的分离更适宜采用。

③物料受热时间短。常规蒸馏过程中，被分离组分从沸腾液面逸出到冷凝馏出，由于所走的路程较长，所以受热的时间较长，而分子蒸馏过程中，由于气态分子从液面逸出到冷凝面冷凝所走的路径要小于其平均自由程，距离较短，所以物料处于气态这一受热状态的时间短，一般仅为 0.05~15 s。

④分离程度高。分子蒸馏常常用来分离常规蒸馏不易分离的物质（不包括同分异构体的分离）。对用两种方法均能分离的物质而言，分子蒸馏的分离程度更

高。

分子蒸馏技术的不足之处在于：

①由于分子蒸馏的加热面积受设备结构的限制，生产能力不大。且分子蒸馏是在低于沸点情况下操作，其汽化量相对于在沸腾下操作的常规蒸馏要小得多。

②若混合物内各组分的分子平均自由程相近时，则可能分离不开。因此，主要用于不同组分分子平均自由程相差较大的混合物的分离。

③分子蒸馏的工作条件决定了其需要高真空排气装置、高真空动静密封结构等辅助系统，这就导致生产技术难度大、整体机组设备费用较高、维修费用较高，生产成本随着相应增加。

（2）技术试验示范效果

分子蒸馏作为一种温和、高效、清洁的分离技术，受到国内外科研工作者的青睐，研究工作已经覆盖天然产物、塑料、化妆品和油脂工业等领域。分子蒸馏在医药领域中的应用主要包括：

①中草药有效成分的提取分离。目前，中药现代化面临的瓶颈问题之一是有有效成分的分离提纯，中药有效成分中常常含有高沸点、热敏性、易分解的物质，分子蒸馏正适合于对这类物质的分离提纯。利用超临界 CO_2 萃取-分子蒸馏技术对独活化学成分进行了分离提纯的研究，结果表明，超临界萃取产物经过分子蒸馏分离后，化学成分明显减少，分子蒸馏产物中药用有效成分的相对含量也明显提高。采用分子蒸馏技术对川芎的超临界萃取产物进行了提取和分离研究，与川芎的超临界萃取物相比，经分子蒸馏得到的川芎挥发油的化学成分明显减少，挥发油中的主要成分 2, 3-丁二醇、 α -蒎酸、桉烯等含量明显提高。

②医药中间体的分离提纯。采用分子蒸馏法分离合成抗组胺药的重要中间体对乙酰氨基苯乙酸乙酯，以改变对位和间位同分异构体产物的比例，为后续的结晶除杂奠定基础。通过 4 级分子蒸馏操作，使间位和对位产物的质量比由 0.948 降到 0.405，达到了结晶分离技术对同分异构体两组分相对含量的要求。应用刮膜式分子蒸馏装置对帕罗西汀的提纯进行了研究，得到提纯帕罗西汀的最适宜工艺条件，通过初步估计，以年产 1000 kg 帕罗西汀计算，可产生利润约 7000 万元，体现了分子蒸馏技术在高附加值产品中的应用价值。

③天然维生素 E 的提取。维生素 E 又称生育酚，绿色化学的兴起，使天然维生素 E 的需求量不断增加，工业上普遍采用从油脂真空脱臭的馏出物中提取，但是溶剂萃取法收率和产品纯度较低，超临界萃取一次性投资太大，化学处理法又存在有机物残留的问题。国外学者从上世纪 90 年代开始对分子蒸馏提取天然维生素 E 的工艺进行研究，并在工业化应用上取得突破。将辛酸甘油酯同低纯度的维生素 E 混和后采用分子蒸馏进行分离，使维生素 E 含量大幅度提高。通过

酶催化酯化反应和酯交换反应从棕榈脂肪酸中提取生育酚和生育三烯酚,然后采用分子蒸馏去除轻酯组分,并用阴离子交换树脂纯化,得到的产物色泽纯度都很好。

(3) 技术应用前景分析

采用分子蒸馏技术生产出来的产品具有纯度高、无污染、不变质的优点,同时分子蒸馏技术本身也是绿色技术,对环境几乎没有不良影响,很多产品采用分子蒸馏后可以简化工艺流程,故分子蒸馏有利于提高生产自动化。但目前工业上应用的整套分子蒸馏设备的成本仍然偏高,从经济上考虑,其工业化还仅局限于一些高附加值的产品上。同时,基础理论研究和传质传热机理研究的落后大大制约了分子蒸馏技术的推广。

5.2 β -内酰胺类抗生素绿色酶法生产技术

(1) 技术介绍

β -内酰胺类半合成抗生素,是指青霉素 G 母核经化学法或生物法进一步合成侧链或改变局部结构而衍生出来的一系列不同作用特点的抗生素,青霉素 G 母核前体比较容易通过大规模的细菌发酵获得。由于是经过生物过程与化学合成共同完成而非全化学合成,故称半合成抗生素。

目前,工业化生产过程是以青霉素 G (又称青霉素工业盐)经固定化青霉素酰化酶催化水解青霉素产生 6-氨基青霉烷酸(简称 6-APA),或青霉素 G 被水解成扩环酸后经酶催化水解产生 7-氨基-3-脱乙酰氧基头孢烷酸(简称 7-ADCA)。酰化酶还能以 6-APA 或 7-ADCA 为母核,催化合成各种不同的半合成青霉素(如氨基苄西林、阿莫西林等)或头孢菌素(头孢氨苄、头孢羟氨苄等)。尽管青霉素很容易通过发酵而大量生产,但在半合成抗生素中起到至关重要作用的酶却并不容易生产。因此近 20 年来,固定化酰化酶的工业化生产和应用,成为酶工程研究领域中的一个重要方向。目前,我国酶法工业化生产过程只到 6-APA 这一段,之后酰化酶的应用尚不能达到传统化学合成法的质量水平,工业化生产还不能实现。这主要是因为酶的活性、稳定性以及合成下游产品的理化指标达不到最佳水平,再加上酶的价格高,不能体现酶法技术应用后工艺上的优势。

近年,荷兰 DSM 集团推出了“绿色酶法技术”,与传统合成技术不同,该技术不需要在有机溶剂的条件下进行化学合成,也不需要经过工艺过程中中间体结晶处理(即青霉素工业盐结晶、6-APA 结晶和 7-ADCA 结晶),而是直接在青霉素发酵菌液条件下,经酶的作用分步实现各级结构改变生产半合成下游产品。也就是常说的“一步直通法”。这样就大减少了工艺步骤和有机溶剂的使用。由于酶的专一性,也提高了产品的收率,降低了杂质的存留。

酶法技术具有三大优势：

(1) 绿色环保。与化学合成法相比，新酶法的生产过程几乎不使用溶剂，简化了生产步骤，既降低了成本，又提高了效率。这种环保概念体现在生产过程中有机溶剂的使用和生产步骤的简化。在传统的生产工艺中，化学反应以及在化学反应之后进行的产品纯化和结晶过程都需要使用溶剂，而使用新酶法生产将不再使用有机溶剂，而是使用生化酶来连接 6-APA 或者 7-ADCA 分子侧链，这些程序都不需要溶剂和任何水介质。另一个环保方面的改进就是减少了生产步骤，比如头孢氨苄的生产，使用酶法技术，可以将以前 7 步的生产过程减少到 3 步。生产步骤越少，能源和其它材料消耗也就相应减少，给环境带来的负担就越少。

(2) 提高产品质量。新酶法的第二大优势就是可以优化生产过程，提高生产效率。比如，酶法生产获得的产品纯度是化学法无法达到的。同时，酶法合成可保证活性成分的长期稳定性。高纯度、高稳定性这两个指标无论对于制剂企业还是用药患者都是最有价值的提升。①新酶法生产的阿莫西林每千克产量增加 1%，即相当于 16 粒胶囊；②新酶法生产的原料药使用减少 1%，即相当于每 1000 个胶囊少用 50 克原料；③低粉尘性，当把原料药加入机器的时候，由于粉尘的形成，也可以导致阿莫西林的产量减少 2%，使用新酶法生产的阿莫西林原料，它是一种低粉尘性结晶，就在很大程度上也可以避免这一损失。④新酶法技术可延长活性成分的有效期。由于该法的高稳定性，因此，在药典的规定范围内进行的成分化验表明，其拥有更长的保存期。这就意味着在制剂中所需要的有效成分的保存期也相应延长。制剂生产者可以通过减少额外的使用抗氧化剂或其它延长有效期活性的物质来实现这一优点。⑤使用新酶法，用于检测和管理成本投入也会明显降低。一个原因是使用新酶法技术可以使每批生产量达到以前化学方法的 10 倍以上，自然而然就减少了批检验的次数，第二个原因是，由于药品杂质的降低也可以减少在每批产品上的抽样量。⑥新酶法产品的一个典型特征就是杂质减少。在药政部门的注册过程中，制剂成品药常常需要提供一些有关活性成分杂质方面的资料。新酶法产品的杂质比化学方法生产出的产品少得多，因此，在已有 DMF 文件基础上的新注册和补充所投入的费用和工作量就可以大大降低了。⑦此外，新酶法技术有可能减少在流通环节上的损失。由于从原料到制剂都有比较长的有效期，使得在生产及流通各环节的有效期延长，也就减少了药品在流通环节失效而报废的可能性。

(2) 技术应用情况

在化学法半合成头孢菌素的生产中，要使用大量的有机溶剂和化工原料。而这些有机溶剂和化学原料多为有毒的、刺激性的物质。

目前已有国内企业采用酶法工艺进行阿莫西林产品的生产。DMS 公司采

用生物活性酶催化技术来生产半合成青霉素和半合成头孢菌素产品，其在国内的企业以采用酶法工艺生产出头孢氨苄等多个产品。

这是一个革命性的创新技术，化学溶剂及特殊化工原料的使用量降低了 90%。以生产 1 吨头孢氨苄为例，“绿色酶法工艺”可减少使用二氯甲烷、甲基异丁基酮等有机溶剂近 7000 公斤；减少四甲基胍、乙酸乙酯、特戊酰氯等化工原料近 1500 公斤。“酶法工艺”有机溶剂的挥发量只有化学法工艺的 1/10，COD 产生量只有化学法工艺的 20%。

目前，我国的中化集团获得了帝斯曼全球抗生素业务 50% 的股权，在香港成立了合资公司，计划将其先进的绿色酶法专利技术引入国内，将进一步推动国内抗生素产业技术水平的提升。

5.3 高温发酵处理中药药渣有机肥制备技术

（1）技术介绍

中药药渣来源于中成药、植物提取物的生产，以及中药饮片的加工与炮制。随着中医药卫生事业的发展，中药的应用日益广泛，植物提取物出口规模也不断扩大，因此，中药渣产生量日渐增加。据统计，我国每年消耗的植物类药材约 70 万吨左右，产生药渣高达数百万吨。中药渣一般含水量较高且含有一定营养成分，极易腐败，并对环境造成污染。早期中药药渣处理的形式主要包括填埋、焚烧、固定区域堆放等，不仅占用大量的土地资源，企业为此每年要缴纳大量的排污费，而且还会污染土地及地下水，造成了资源的浪费及环境污染。因此研究开发能将中药渣生态化利用，为制药企业带来良好的经济效益，同时又对环境不造成危害的资源化利用技术是目前医药、化学和环境科学领域的一个重要课题。利用中药渣可以制作成食用菌栽培料、肥料、燃料和动物保健饲料等副产品，使中药渣得到了综合利用，不仅给企业带来经济效益，而且也避免了废药渣产生的大量污水、异味带给环境、生态的影响，降低了企业的排污治理费用。

采用高温发酵处理中药药渣制备有机肥，是目前中药药渣生态化、资源化的一种有效方法。整个发酵工艺在密闭的反应罐中进行，备料、粉碎等工艺操作在带负压排气的密闭车间进行，系统外加除臭除尘设备，采用最佳的生产工艺、严格的污染处理的考核和管理措施，不仅能减少有机原料及其养分的损失、保证有机肥的质量，还能解决臭气、粉尘、蚊蝇等引起的环境污染问题。

（2）技术试验示范效果

中温发酵方式目前已在国内成功开发和应用，一般需要 20 天以上的堆肥时间，期间细菌的滋长和“恶臭”气体的问题不能得到有效解决。与中温发酵相比，

高温发酵方式不仅不需要堆肥，而且整个发酵工艺在 4~48 个小时内完成，有效节约了企业生产成本

(3) 技术投资及效益分析

年药渣处理规模为 5~10 万吨的项目，投资规模约为 2000 多万元，主要设备包括密闭式发酵反应罐，以及粉碎、除臭除尘等配套设备，可年产有机肥约 15 万吨左右。目前市场有机肥市场价格在每吨 500~1200 元不等，所制备的有机肥料更可创造 9000 万元的年产值。制备有机肥产生的人力、水电及添加剂的成本约为 300 元/吨。

(4) 技术应用情况

目前，广东一力集团制药有限公司在引进台湾台中又华股份有限公司的国际先进技术，共同开发出了高温发酵处理中药药渣制备有机肥技术。由于中药渣来源的多样性，再利用时需根据其所含成分、实际情况等因素确定开发利用途径，要充分考虑其安全性，防止二次污染。

5.4 抗生素菌渣无害化处理及综合利用技术

(1) 技术介绍

抗生素发酵生产所用的原料主要有葡萄糖、玉米浆、花生饼粉等，微生物利用这些物质进行发酵后，产生的抗生素菌渣中，含有粗蛋白、粗纤维、粗脂肪等物质，在抗生素菌丝干渣中，含有大量的蛋白质、脂肪，以及少量的抗生素及其它生理活性物质，同时含有多种氨基酸。

表 5.1 2009 年我国主要发酵类抗生素产品产量及菌渣产生情况

产品名称	产品产量（吨）	湿菌渣量（吨）	折干量（吨）
青霉素	33914.22	400213.48	80042.7
链霉素	1928.74	22021.09	4404.22
土霉素	19872.01	168759.04	50627.71
四环素	2946.54	23196.41	4639.28
林可霉素	2321.42	159452.4	39863.1
庆大霉素	311.22	9459.68	1891.94
万古霉素	2.575	156.06	31.21
7-ACA	4145.13	25020.27	7506.08
菌渣合计	—	808223.83	188995.32

表 5.2 主要抗生素菌渣成分及含量

单位：%

	粗蛋白	粗纤维	粗脂肪	干物质	抗生素残留
青霉素菌丝	43.72	4.77	1.90	93.50	0.187
链霉素菌丝	44.91	4.40	1.77	94.70	0.653
土霉素菌丝	48.90	1.94	1.30	94.20	0.968
四环素菌丝	50.20	1.85	5.50	94.70	0.267
林可霉素菌丝	38.59	7.97	3.80	95.70	0.088

表 5.3 氨基酸成分及含量情况

	青霉素菌丝	土霉素菌丝	四环素菌丝	林可霉素菌丝	链霉素菌丝
天门冬氨酸	3.758	3.786	2.821	2.005	2.960
苏氨酸	2.123	2.129	1.674	1.155	1.936
丝氨酸	2.098	2.034	1.187	0.765	1.294
谷氨酸	5.762	5.768	4.025	2.931	4.623
甘氨酸	1.859	2.350	1.665	1.161	2.297
丙氨酸	2.655	2.771	2.691	2.080	3.632
胱氨酸	0.966	0.616	0.520	0.458	0.569
缬氨酸	2.872	4.771	2.246	2.423	3.247
蛋氨酸	0.601	1.151	0.560	0.668	0.468
异亮氨酸	2.300	2.300	1.188	0.953	1.472
白氨酸	2.879	3.753	2.905	1.988	1.747
酪氨酸	1.359	1.652	1.112	0.999	1.035
苯丙氨酸	1.821	1.863	1.250	0.946	1.631
赖氨酸	2.055	1.346	1.161	0.824	1.270
氨	0.899	1.311	1.039	0.509	0.585
组氨酸	0.966	0.766	0.942	0.427	0.864
精氨酸	2.375	4.197	2.753	2.482	2.762
脯氨酸	1.851	1.813	1.628	1.007	1.676
总蛋白质	39.199	44.377	31.309	23.781	34.086

（2）技术试验示范效果

目前，国内主要抗生素生产企业在抗生素菌渣无害化处理和综合利用方面作了大量的研究。

其中，张家口制药集团与荷兰 DSM 公司的合资企业张家口吉斯特-布罗卡德斯制药有限公司，采用 DSM 公司先进的青霉素灭活和降解技术利用青霉素废渣生产蛋白饲料研究，青霉素残留达到“未检出”水平，在此基础上，开展了菌体蛋白饲喂猪、鸡安全性试验研究，经农业部畜禽产品质量监控检验检测中心检验，青霉素残留均未检出。石家庄曙光饲料有限公司与河北省畜牧兽医研究所合作进行土霉素菌渣的开发利用研究，2004 年通过河北省科技厅组织的科技成果鉴定。此外，石药集团中润制药有限公司进行了青霉素菌渣无害化处理加工生物肥料技术的开发。

（3）技术投资及效益分析

张家口制药集团与荷兰 DSM 合资企业张家口吉斯特-布罗卡德斯制药有限公司采用 DSM 公司青霉素灭活和降解技术，每吨青霉素菌渣的处置成本为 1910 元。

表 5.4 青霉素菌渣灭活和降解技术治理费用表

序号	项目名称	金额（元）
1	蒸汽	900
2	电	195
3	原材料费	135
4	设备维修及折旧费	230
5	包装费	150
6	人工费	200
7	运输费	100
	合计	1910

石药集团采用青霉素菌渣无害化处理加工生物肥料技术，进行青霉素菌渣的处置成本为 679 元/吨。

表 5.5 青霉素菌渣无害化处理加工生物肥料技术治理费用表

序号	项目名称	金额（元）
1	污泥运输费	30
2	辅料	246

序号	项目名称	金额（元）
3	电	35
4	煤	16
5	设备维修及折旧费	154
6	包装费	55
7	人工费	40
8	税费	103
	合计	679

石家庄曙光制药集团土霉素饲料加工技术，每吨土霉素菌渣的处置成本为1265 元。

表 5.6 土霉素菌渣无害化处理加工生物肥料技术治理费用表

序号	项目名称	金额（元）
1	煤	630
2	电	135
3	人工费	200
4	设备维修及折旧费	100
5	包装费	50
6	运输费	100
7	管理费	50
	合计	1265

（4）技术应用前景分析

发酵类抗生素是我国化学原料药的重要组成部分，而且已经发展成为我国在全球制药行业的优势领域。我国主要抗生素产品发酵生产每年产生的菌渣总量在100 万吨以上，根据2008 年6 月6 日国家环保部发布的《国家危险废物名录》规定，将抗生素发酵菌渣统统按“危险废物”进行焚烧处理。根据河北省测算，每吨湿菌渣的焚烧费用大约为3800~4000 元，据此推算全每年的焚烧费用将达到43-45 亿元，巨额的焚烧处理成本企业难以承受，而且将大幅增加产品成本。同时，由于危险废物的焚烧必须由有资质的单位承担，以石家庄为例，日产湿菌渣1200~1500 吨，具有资质的单位仅为3 家，日焚烧量仅为25~30 吨，采用焚烧方式难以处理。抗生素菌渣中的残留抗生素仅为千分之一至千分之几，主要由粗蛋

白、粗纤维、粗脂肪、未完全利用的培养基（碳水化合物）和钙、磷等矿物质构成，是很好的可再生利用资源。如果能够用科学的手段细化《国家危险废物名录》中 HWO2271-002-02 “化学药品原料药生产过程中的母液及反应基或培养基”和 HWO217-002-02 “化学原料药生产过程中脱色过滤（包括载体）物”等条款，按照抗生素、维生素和氨基酸等不同品种、生产工艺、原辅材料、生产助剂等因子，分类处理。根据不同类型抗生素菌渣，所含抗生素种类、耐药性强弱、无害化处理的难易及无害化处理后抗生素降解的相关物质，区分对待，能综合利用的尽量利用，不能的再焚烧处理。目前，由河北省医药行业协会牵头，组织华北制药集团、石药集团、张家口制药集团和华曙制药集团等企业，对青霉素、土霉素等发酵菌渣无害化处置工艺技术的科学性、实用性，以及安全性和相关因子的评价进行了研究，并起草了《河北省抗生素菌渣焚烧处置技术规范》、《土霉素菌渣无害化处理技术规范》和《青霉素（头孢霉素）菌渣无害化处理规范》三个标准，由河北省发改委、省农业厅、省质监局、省环保局、省畜牧局等部门，联合邀请中国环境科学院、农业部、农业部饲料研究院、中国化学制药工业协会、河北省环科院、河北省农业厅土肥站、河北省农科院等有关专家进行了评价和论证。

5.5 发酵过程优化与放大技术

（1）技术介绍

发酵工程不仅是工业生物技术的核心部分，也是生物技术产品产业化的关键。20 世纪以来，随着生命科学与生物技术研究的突飞猛进，发酵工程及相关领域研究也越来越活跃。

传统发酵工程研究的基本方法是采用以宏观动力学为基础、以最佳工艺控制点为依据的静态操作方法，这种方法用在以活细胞代谢为主体的发酵过程优化与放大时有很大的局限性。随着生命科学和生物技术的发展，对发酵过程中的细胞代谢生理特性和微观过程研究得越来越清楚。随着科学之间的不断交叉和渗透，微生物学家开始用数学、动力学、化工过程原理、计算机技术对发酵过程进行综合研究，逐步改变完全靠周而复始的人工经验摸索、逐级生产放大方法的过程优化局面，使得对发酵过程的控制更为合理。

基于细胞生理特性与发酵罐流场特性相结合建立起来的发酵过程优化与放大技术，对不同规模生物反应器装置进行专门设计，并对不同发酵产品进行研究，对传统发酵工艺进行了创新，开发了清洁生产新工艺，取得显著成果。例如以鸟苷、味精、柠檬酸和各种抗生素、维生素、基因工程产品等重要产品为研究对象，从反应器宏观代谢流分析发现了微观尺度细胞代谢流的迁移，实现跨尺度测量与

控制，最终指导工艺改进，使生产水平大幅提高。目前，该技术已在医药、食品、轻工、农业、环保，甚至冶金、石油等行业开发应用，对提高我国发酵行业整体水平，增加企业市场竞争能力，缩短国际差距起重要作用。

（2）技术试验示范效果

该技术应用在我国红霉素发酵工业生产上，形成了节能减排的全新生产工艺，使 372m³ 发酵罐发酵单位大幅提高。新工艺实施前，平均单位产量 COD 产生量为 13.5kg/kg，新工艺实施后，平均单位产量 COD 产生量为 7.3kg/kg，减少了 45.6%。同时新工艺的实施减少了污染物的产生量，降低了后续污染物处理难度，经处理的 COD 排放量由 0.11 kg/kg 减少至 0.08kg/kg，减少了 30%。通过原辅材料的替换与合理使用，超大容积发酵罐产业化放大提升生产效率，尾气回收产品技术的应用，以及空气与动力的合理使用，使原材料消耗降低了 18.2%，电单耗下降 14.6%，烟煤单耗下降 33.9%。

在头孢菌素 C 发酵生产上，从引进适应国外条件的生产工艺入手，解决了 160m³ 头孢菌素 C 发酵放大问题，发酵单位提高了 20% 以上，成功实现了生产成本最低的复合淀粉代替豆油的全新工艺，在头孢菌素 C 到 7-ACA 的过程中又实现了酶法绿色转化。在维生素 B₁₂ 好氧发酵技术上，发现了重要的氧调控机制，针对不同原材料形成了相应的发酵新工艺，发酵单位大幅提高；在阿维菌素发酵应用中，成功解决了发酵过程剪切与供氧的矛盾，开发了全新补糖工艺，使工业规模阿维菌素的产率提高了 10% 以上。利用基因工程毕赤酵母表达干扰素、植酸酶等产品，已实现产业化。工程菌表达疟疾疫苗、人血清白蛋白、胰岛素等产品，产量均提高 10 倍以上。

（3）技术应用前景分析

多年来，国家生化工程技术研究中心暨生物反应器工程国家重点实验室开展微观代谢流与面向生物过程的系统生物学研究，建立了基于生物信息处理的实时数据处理计算机局域网和生物过程实验室，并对重大微生物发酵产品进行过程优化与放大技术的深入研究，取得了重要研究成果。具体表现为：在菌种改造上，把基因工程改造与发酵全局调控相结合，与有关合作单位成功地实现了受多基因调控的红霉素工业生产菌株基因工程改造，在国际上首次通过代谢工程改造获得了有效组分含量提高的红霉素工业生产菌株，进而优化了发酵液红霉素组分并提高了产量。在发酵过程放大时，针对生物反应器内部实际上是一个多相流体不均匀流场分布的特点，提出基于生物反应器流场特性与细胞生理代谢特性相结合的放大技术与方法，并具体引入计算流体力学（CFD）用于流场特性研究，克服了凭人工经验等放大方法的不足，成功的实现红霉素发酵放大到 370m³ 规模，成为目前世界上规模最大的耗氧发酵装置，整体技术达到了国际先进水平。

上述平台技术还推广到头孢菌素 C、维生素 B₁₂、阿维菌素、克拉维酸等十多个产品取得重大进展,使企业提升了生产技术水平,降低生产成本和节能减排,提高了国内外市场竞争能力。先后推广到包括一些大型企业集团和研究单位近 40 家,产生的可统计经济效益已达 30 亿元以上。

(4) 技术知识产权情况:

国家生化工程技术研究中心暨生物反应器工程国家重点实验室从事微生物药物、轻工食品等发酵产品的工程化生产研究 40 多年,形成了一套以多尺度参数相关分析为基础的发酵优化与放大方法和装备研究体系,推进了我国发酵产品生产技术的工艺、工程、装备一体化研究。应用流场特性与生理特性相结合的过程动态控制及集成最新技术,已在多种重大微生物药物发酵生产上取得突破,促进了我国微生物发酵工程技术进步。先后 3 次获国家科技进步二等奖,6 次省部级科技进步一等奖。在装备技术领域,在多尺度参数相关机制研究基础上,研制了具有 14 个检测参数的实验室和工业发酵装置,实现发酵过程关键参数检测与分析,先后在三十多个产品的发酵优化与放大应用上取得突破,并在全国推广应用一百多台。此外,还开发了代谢流测量与大容量计算机相结合的发酵中试系统、带 pH 测量与补料控制的摇床、发酵过程数据分析软件包与远程诊断等发酵工程所急需的发酵装备和技术,为提升我国发酵工程装备技术水平提供了重要基础。

5.6 铁微电解-UASB-MBR 组合技术

(1) 技术介绍:

随着铁炭微电解技术的成熟,铁炭微电解作为前处理技术得到了应用。而铁炭微电解技术与 UASB 厌氧技术-膜生物反应器的应用的得到了试验。利用 UASB 的高效处理能力和 MBR 的微生物富集及截留作用,有效处理抗生素废水。

膜生物反应器因为有诸多优势而备受青睐。在实际工程应用中,虽然得到了一定程度的采用,但膜生物反应器仍由于成本高、膜污染等原因受到了限制。目前应用的膜生物反应器都为分置式反应器,而一体式膜生物反应器具有运行能耗低、不因循环泵的剪切对污泥絮体造成不良影响的优点。

(2) 技术试验示范效果

试验结果表明: COD 在 2000~8000mg/L 时,出水稳定得到 85%以上,出水达到 300mg/L。虽然出水尚未达到国家制药工业水污染物排放标准中的新建企业标准要求,但该技术随着大型化的运转、技术参数优化,应该有潜力。

(3) 技术投资及效益分析

技术投资将在 2~3 万元/(m³/d 废水),运行成本为 5~8 元/吨废水。

（4）技术应用前景分析

在当前土地面积越来越紧缺，减少占地面积的废水处理系统是一个重要的发展方向，而膜生物反应器是解决生物技术的一个重要途径。**MBR** 反应器还具有富集微生物的功能，同时采取不同的膜，对生物反应出水还有超滤和纳滤的功能，对出水达标，特别是水污染物特别排放限值的要求具有很好的应用前景。

（5）技术知识产权情况

MBR 技术多为国外专利。但国内经过改良后的专利也很多，针对特种废水的专利尚很少。集成技术有利于形成国内专利技术。

5.7 涡凹气浮-工程菌-MSBR 组合技术

（1）技术介绍

涡凹气浮（**CAF**）技术是美国 **Hydrocal** 环保公司的专门去除油脂和 **SS** 而设计的系统，具有国外专利技术。原理是通过独特的涡凹曝气将微小气泡注入废水中，对废水的有机物、油脂、**SS** 的去除效率可以达到 26% 以上。处理中采用的工程菌兼氧池，是通过一次性投入到大量的工程菌（0.4%），该菌是专门为处理抗生素废水而培养的。**MSBR** 是 A^2/O 工艺与 **SBR** 的串联而成，并集中了两者的优势，处理废水的出水稳定、高效。

该技术已经在部分企业得到了试验性应用。如浙江新昌制药厂抗生素废水的处理。

（2）技术试验示范效果

该技术解决了原来混凝-厌氧-A/O 处理工艺出水在 150~300mg/L 的现状，达到了出水 <100mg/L 的要求。

（3）技术投资及效益分析

技术投资将在 1~2 万元/（ m^3/d 废水），运行成本为 3~5 元/吨废水。

（4）技术应用前景分析

该技术的涡凹气浮技术已经很成熟，属于国外技术，应用前景广泛。**MSBR** 在市政污水处理中也得到了有效的应用和案例。主要应用的制约性因素在于工程菌技术的应用。工程菌的开发历史已经较长，但最主要的需要解决如何长期有效地维持工程菌的活性，以降低工程菌的投加成本。

（5）技术知识产权情况

为国外专利技术。

5.8 超临界水氧化法组合技术

(1) 技术介绍

其技术原理为：把水的温度和压力升高到临界点（ $T_c=374^{\circ}\text{C}$ 、 $P_c=22.1\text{MPa}$ ）以上，水处于一种既不同于气态也不同于液态和固态的新的液体态——超临界态，水也成为超临界水，水中的氢键也不存在，超临界水中通入氧气后，氧与超临界水能极好的溶解，有机物的氧化可以在富氧的均一相中进行。同时，极高的反应温度（ $400\sim 600^{\circ}\text{C}$ ）也使反应速度加快，可在几秒钟内使废水中有机物达到很高的破坏效率，且反应完全彻底。可使有机物转化成二氧化碳、氮气、氢气和水，氯转化成氯离子的金属盐，而硝基物转化成氮气，硫转化成硫酸盐。同时，超临界水氧化，在某种程度上与简单的燃烧法过程相似，在氧化过程中放出大量的热，一旦运行正常，反应热不但能满足废水加温的需要，还可产生大量热能，可用于生产。这种处理工艺，有机物去除率可达 99.99%。因此，它与传统的处理方法相比，具有高效、节能、无二次污染等明显的优点，是一种有发展前途的高浓度有机废水处理技术。80 年代以来，国外发展较快，得到广泛应用。国内应用的实例比较少，主要处于中试示范阶段。此外，以超临界水氧化技术为中心的组合作基础也是值得期待的技术，一方面可以降低成本，一方面可以确保高水平的出水效果。

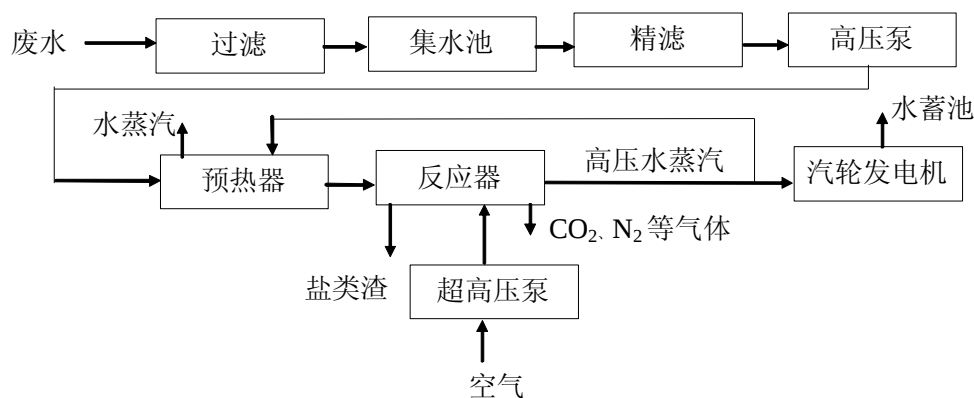


图 5.3 超临界水氧化法处理工艺

(2) 技术适用条件：该技术适用于高浓度发酵、化学合成类制药废水的处理，特别是对排放浓度执行水污染物特别排放限值标准时。

(3) 节能减排效果：可达到 $\text{COD}<50\text{mg/L}$ 的要求。

(4) 成本效益分析：投资在 65 万元左右，运行成本 6.5 元/m^3 废水。

(5) 技术推广应用情况：该处理技术河北省轻工设计研究院已采用此技术和设备，对高浓度有机废水示范成功，同时中科院生态所、东北制药总厂、福建农药厂已在示范应用。。大面积推广需要跟其他技术进行有效地组合和集成，在集成技术方面需要加以关注。

(6) 技术知识产权情况：国内专利。

5.9 BCB 处理难降解有机废水技术

(1) 技术介绍

BCB 组合工艺的特点：首先，通过生物预处理除去高浓度难降解有机废水中绝大部分易生物降解的有机物，避免这些物质在随后的高级氧化单元中与难降解有机物竞争氧化剂。然后，通过高级氧化作用改善生物预处理单元出水的可生化性。最后，再通过生物后处理使废水达到相关排放标准。采用 BCB 组合工艺可以最大限度的减少氧化剂的用量，降低废水处理成本。具体如图所示。

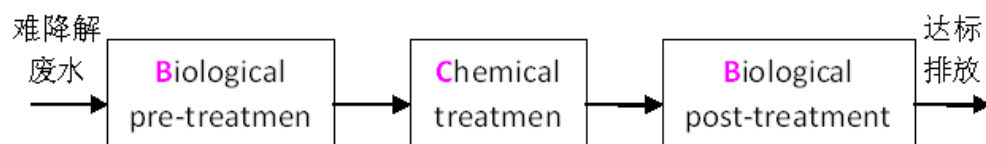


图 5.4 BCB 组合工艺示意图

(2) 技术试验示范

在化学合成制药废水和发酵制药废水处理中得到了初步应用和示范。

实例 1：BCB 组合工艺处理化学合成类制药废水

山东某化学合成药厂主要生产甲氧苄氨嘧啶（TMP）、磺胺甲基异恶唑（SMZ）、三甲氧基苯甲醛（TMB）等数十种医药原料药和医药中间体，各车间排出的不同水质的废水多达 40 多股。不多水质的废水经适当预处理后，进行生化预处理，COD 由 4500~5000mg/L 降至 500~600mg/L。然后，用 Fenton 试剂进行高级氧化处理，改善可生化性。最后，再通过生化后处理，COD 降至 80mg/L 左右。

实例 2：BCB 组合工艺处理发酵制药废水

河南某药业公司发酵分厂现有发酵吨位 6000 立方米，生产的品种主要有乙酰螺旋霉素、螺旋霉素碱、硫氰酸红霉素、吉他霉素和洛伐他汀等。

COD=8000~12000mg/L 发酵制药废水经“水解+UASB 厌氧生化+CASS 好氧生化”工艺处理后 COD 降至 500~800mg/L。然后，用 Fenton 试剂进行高级氧化处理，改善其可生化性。最后，再通过生化后处理，COD 可降至 100~120mg/L。

(3) 技术投资和效益分析

技术投资将在 1~2 万元/ (m³/d 废水), 运行成本为<1 元/吨废水。

(4) 技术应用前景分析

该技术针对高浓度难降解废水提出了一个新的技术理念, 而且在制药、石化废水中得到了一定程度的应用, 这对当前制药废水排放标准的严格程度, 该技术具有很好的应用前景。

(5) 技术知识产权情况

华东理工大学、上海伟业环境工程有限公司已申请国内专利, 专利号为 ZL 200510024314.6。

5.10 “阻消泡沫、增加产量、保护环境和降低能耗” 四合一技术

(1) 技术介绍

生物发酵属于高技术行业, 一般大中型企业都建在城市近郊, 生产过程中大量排气中散发的恶臭味使居民苦不堪言, 一个 120 立方罐平均每小时排出含有大量恶臭味的尾气就达到 3000 多立方。为解决生物制药和食品发酵行业高排放、高污染和高能耗的共性关键技术难题, “阻消泡沫、增加产量、保护环境和降低能耗” 四合一技术装备已研发并初获成功。该项技术利用发酵工艺中自有的一部分无菌空气进气作为回流动力源, 确保泡沫料和蒸发水的回流速度和回流量大于泡沫上溢速度和溢罐量的回流技术。自动控制回流气源进气时段和进气量达到临界最佳值, 使反应器装料量达到理论极限。并通过特殊装置和温差控制使气液逆向回流的阻力降低率接近零。具体的原理图如图所示。

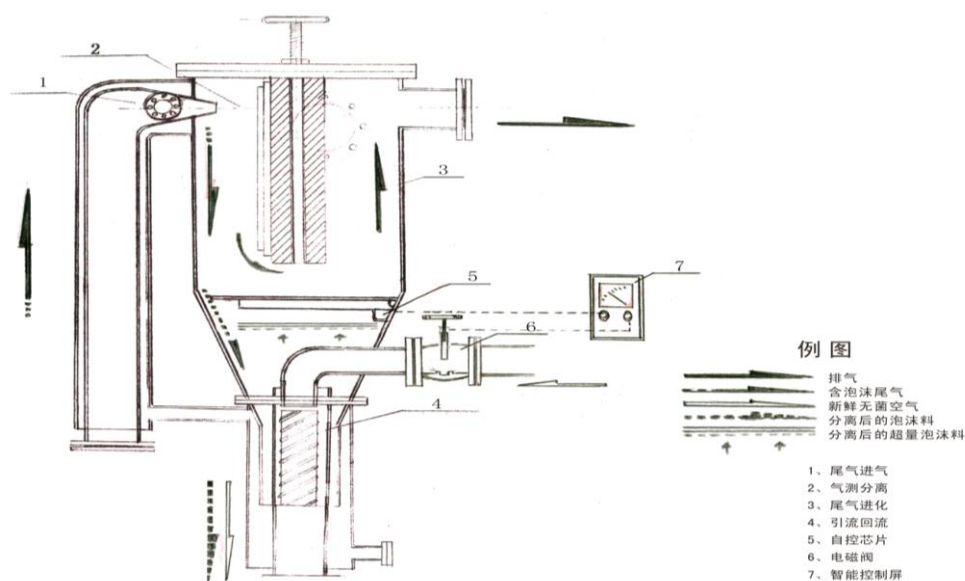


图 5.5 四合一技术装备示意图

（2）技术试验示范

项目产品投放市场以来，为用户带来了实实在在的效益，也为消除环境污染、节能减排展现了显著的效能。2009 年 12 月 12 日，项目前期产品在宁夏通过国家“科技成果鉴定”。专家一致认为，该项目技术成熟，已在多家企业进行生产性应用。与现有技术相比具有显著进步，对提高生物发酵罐的容积率、增产增效以及节能减排具有重要的技术支撑作用。对推动我国生物发酵产业的技术进步有重要的支撑作用。

（3）技术投资和效益分析

项目产品不仅能够使生物发酵阻消泡沫不用化学消泡剂和植物油彻底分离回收随排气带出的全部泡沫，而且连排气含有未形成雾点的发酵蒸发水分子也能够滴化回流送回发酵罐，已经通过国家科技成果鉴定的项目前期产品对蒸发水的回收率为 37.5%，用于抗生素发酵时 120m^3 罐每批回收蒸发水 9 吨。已经定型量产的项目第四代产品对蒸发水的回收率达到 60%。可从源头基本消除恶臭味对城市空气的污染。应用中还能按工艺需要回收利用 10% 的无菌空气，即减少 10% 的制造无菌空气的能源消耗，该技术用于生产阿维菌素每批次可以减少制造无菌空气用电 1.13 万度，仅此一项一套设备一年可节约用电 33 万度。



图 5.6 四合一技术装备图

通过智能化的改造，“清洁节能型生物反应器”发明专利申请也已获国家知

识产权局初审通过，为发酵行业节能减排提供了可靠的技术支撑。小型试验装置在增加装料量 27.5%的条件下，比不增量对照罐的运行负荷降低了 45A，用电量减少 31%，使对照罐每立方发酵容积耗能从目前的 2.43KW/H 下降到 1.2KW/H。如果加以技术的进一步完善，在更大的生产罐能够得以应用，一台 120 立方罐全年可节约用电 100 万度。

（4）技术应用前景

发酵罐本身的尾气带有一定的臭气味道，对周边环境的影响比较大，同时处理难度高，发酵罐本身的改造后可以从源头上减少恶臭气体的产生，同时回收了水。具有很大的应用前景。

（5）技术知识产权情况

本技术为国内专利，为宁夏励达生物技术有限公司与华东理工大学共同拥有。