SHUICHULI SHIYONG XINJISHU
YU ANLI

水处理实用新技术与案例

周国成　凌建军　主编

化学工业出版社

凌志环保股份有限公司

凌志环保股份有限公司创建于1997年，位于中国环保之乡宜兴市和桥镇南新东路，是致力于城市污水的BOT投资、污水处理厂的工艺设计和设备设计，污水处理总承包和成套设备的研发、制造的大型环保企业。

公司注册资金5000万元，通过了ISO9001-2000质量体系认证，具有环保工程二级专业承包资质，公司被评为重合同守信用企业、AAA级资信企业、AAA级信用企业、江苏省高新技术企业、江苏省百强民营企业及名优企业。

公司主要产品有高脱氮合建式奥鲍尔氧化沟、转碟曝气机、刮（吸）泥机、机械格栅、压滤机、微孔曝气器、滗水器等。

凌建军与国家建设部科技司司长韩爱兴的合影

凌志环保股份有限公司获得40多项专利。2002年公司自行研制开发的Φ1800推流式转盘曝气机填补了市场空白，在同等能耗下，充氧效果高，推流能力强，使得氧化沟工艺的工作水深开创性地实现了6.5m条件下仍可确保底部流速，推流能力则突破性地达到了55～90m。该专利通过了国家级鉴定，为企业发展奠定扎实的基础，是产品领先的象征；工艺专利“高脱氮合建式奥鲍尔氧化沟技术”及“一体化奥鲍尔氧化沟”获得国家发明专利，并获得国际PCT专利申请，是技术力量雄厚和领先的体现。这些专利无一不体现着凌志人的勤奋和睿智。

YHG 1800 型转碟曝气机碟片

Φ 1500 转碟曝气机

公司5000立方米实验池

高脱氮合建式奥鲍尔氧化沟

应用上述专利的部分业绩有：

（1）无锡城北污水处理厂三期，100000m³/d；
（2）河南许昌市诺贝卡污水处理厂 80000m³/d；
（3）河南周口市淮阳县污水处理有限公司，30000m³/d；
（4）河南方城凌海污水处理有限公司，25000m³/d；
（5）安徽砀山正源污水处理厂，40000m³/d；
（6）平顶山市污水处理一期技术改造工程150000m³/d；
（7）河南天冠污水好氧处理及回用水处理工程25000m³/d
……

这些发明产生巨大的社会效益，与以往的传统工艺相比其意义在于：（1）节约土地30%～40%；（2）更优异的除磷脱氮性能，减少污染物的排放；（3）配合Φ1800推流式转盘曝气机至少节约处理能耗5%～17%；（4）节约池容20%～30%，池体土建工程量减少20%～30%，（5）池体系统总水头动力损耗降低30%。上述优势正是凌志人为全社会全面实现节能减排做出的重大贡献！

公司产品服务热线：0510-87874418/87875848
公司产品服务传真：0510-87875000
产品质量监督热线：0510-87876655
http://www.lzhb.com.cn　　e-mail:lz@lzhb.com.cn

销售分类建议：环境/水处理
ISBN 978-7-122-08985-4
9 787122 089854 >
定 价：68.00元

SHUICHULI SHIYONG XINJISHU
YU ANLI

水处理实用新技术与案例

周国成　凌建军　主编
张岳清　刘立忠　蒋烈平　副主编

化学工业出版社
·北京·

目前我国城市污水处理任务仍然很重，全国很多小城镇和新农村的污水处理还处于起步阶段。本书主要针对不同特点的水处理工程进行客观的评述和总结，对从事水处理工作的一线人员有比较大的帮助。书中收集了40余项城市污水和工业废水处理工程的处理技术方案、施工设计等方面的典型案例与实例，涉及的内容主要有：太湖流域富营养化问题；城市污水处理厂升级改造与深度处理；焦化废水、造纸废水、淀粉废水、钢铁废水、制药废水、纺织印染废水、化工废水、制糖废水、味精废水、重金属废水、含油废水、皮毛废水、集约化牲畜养殖场废水等各种废水的处理；生态公厕微生物与水处理技术；Orbal氧化沟工艺与设备等。

图书在版编目（CIP）数据

水处理实用新技术与案例/周国成，凌建军主编．—北京：化学工业出版社，2010.11

ISBN 978-7-122-08985-4

Ⅰ．水…　Ⅱ．①周…②凌…　Ⅲ．①污水处理②废水处理　Ⅳ．X703

中国版本图书馆CIP数据核字（2010）第123131号

责任编辑：徐娟　　装帧设计：史利平

责任校对：边涛

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

印　　刷：北京市振南印刷有限责任公司

装　　订：三河市宇新装订厂

787mm×1092mm　1/16　印张20¼　彩插3　字数532千字　2011年1月北京第1版第1次印刷

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

网　　址：http://www.cip.com.cn

凡购买本书，如有缺损质量问题，本社销售中心负责调换。

定　价：68.00元

京化广临字2010——36号

前 言

国家环保总局发布，到2006年我国城市污水的处理率为57.1%，而城市生活污水的处理率为43.8%，以此处理能力和处理率与全国污废水排放总量相比，仍有56.2%的生活污水没有得到较全面的处理，全国每年仍有230.3亿吨城市污水，其中生活污水166.7亿吨，继续在污染环境。

国家提出2010年城市污水处理率达到70%以上，2004～2006年全国城市污水处理率由45.6%增长到57.1%，应该说，此增长率是比较高的。但我国城市污水处理任务还很重，全国广大的小城镇、乡镇和新农村的污水处理还处于起步阶段。城市污水是城市生活污水和工业废水的总和，一般中小城市，尤其是小城镇以生活污水为主，约占70%～80%，工业废水约占20%～30%，而大中城市一般工业比较发达，生活污水占30%～40%，而工业废水约占60%～70%，因此工业废水一般要经预处理或完全处理达到排入城市污水处理厂的水质标准，与生活污水合并排入并一起处理到所要求的排放标准，或经深度处理后回用于本厂生产工序或工段中，或回用于城市绿化中，达到节约水资源和节能减排的要求。

科学技术是第一生产力，我国的水污染防治也必须依靠科学技术的发展，近30年来国内外在水污染防治方面开展了大量的研究工作，取得了迅速发展。水污染防治技术的发展目的主要是获得尽可能高的水质，消耗尽可能少的资源和能源，并尽可能地采用适合地方条件的一些实用技术。一大批新技术、新设备陆续问世，很多新工艺、新流程已应用于生产实践，还出现了不少示范性的工程项目，值得仿效和推广应用。

笔者在工作和当技术顾问期间，接触到的污水、废水、循环冷却水等处理工程的技术方案比较、技术设计、施工设计等工作近百项。本书选取了一些有代表性的技术问题进行探讨。书中既有一定的技术阐述、评论，更着重于实用技术、实用工艺与设备等内容，并进行分析与探讨，以解决实际工程技术问题为主导。希望本书能对我国水污染防治工程的实施和发展发挥作用。

本书主要涉及：活性污泥的产生、试验研究、应用实践；厌氧处理理论和厌氧技术的应用与发展；太湖流域富营养化问题的讨论与防治；城市污水处理厂升级改造与深度处理工艺技术；合建式污水处理系统的探讨与工程实践；循环冷却水、补充水与再生水处理技术标准分析与探讨；焦化废水、造纸废水、淀粉废水、钢铁废水、制药废水、纺织印染废水、化工废水、制糖废水、味精废水、柠檬酸废水、重金属废水、稀土废水、含油废水、皮毛废水、集约化养殖场废水处理技术与工程实例；生态公厕处理技术；高密度水处理技术；Orbal氧化沟工艺与设备。

近30年来，我国的学者和工程技术人员在水处理方面取得了很多成果，同时也存在一些不足。如有些学者虽然在理论领域有研究，但很少接触水处理工程实际，缺乏工程实施经验，而有些工程技术人员从事实际水处理工程，工作经验比较丰富，但又因水处理理论基础和试验研究不足，导致水处理技术未能得到充分发展。作为水处理工作者应努力掌握这些方面的知识，把我国的水处理工作推向新的阶段。

在本书编写工作过程中，并没有对每个工程实例都介绍得很详细，而着重在处理技术本身、技术方案、工艺路线等内容，并增加了讨论、分析、研究与探讨等，使本书内容更有生命力、有实用价值。书中所提出的一些见解，希望与国内同行进行广泛的探讨与分析研究，并希望得到广大读者的指教。

参加本书编写的人员近百人，而为本书所涉及的新技术、新工艺付出辛勤劳动的工作者们更多，特别指出的是水污染防治工程界的同行、前辈，如张林生教授、袁惠新教授、董良飞教授、涂晓光博士、羊寿生教授、沈求祉教授、姜达君教授、吴阿兴教授、严宜怀教授、朱凤生教授、汪德仁教授、徐兴玉教授、过永祥教授、张福春教授、周金全教授、蒋平研究生等，企业家凌建军、王春林、王洪春、陈效新、王亚娜、杭浩忠、杭镇鑫、陆效庭、殷益明、蒋达敖、吴昊、王腊华、钱盘生、刘立忠、彭丰、张岳清、蒋烈平、姚茂红、施伟东、杭玉君、向阳、张兴福、王晓东、蒋伟群、朱列平、许小勇、吴梅芳、于星等对本书的鼓励和支持，以及化学工业出版社的领导和同志们的大力支持、帮助，在此特向他们致以深切的感谢！为了本书的系统性和完整性，在编写过程中引用了其他作者的工程实例和文献资料，谨向所引用文献的编者们表示诚挚的谢意和敬意！

限于编写人员的水平和能力，书中疏漏或技术方面的不完整之处在所难免，敬请读者批评、指正，由主编负责处理，在此深表感谢！

编者

2009 年 10 月

目 录

第一篇

活性污泥法的产生、试验研究与应用

一、活性污泥法、微生物群体与净化反应过程

1. 活性污泥法的历史与现状

自1913年在英国曼彻斯特建立了一座活性污泥法实验厂以来，采用活性污泥法处理污水至今已有90多年历史，近1个世纪以来活性污泥法处理技术有了较快的发展，已成为世界各国广泛采用的污水处理方法。

我国是世界上较早采用活性污泥法技术的国家之一，早在1921年上海建立了日处理3500m^3的北区污水处理厂，1926年上海又建成东区、西区污水处理厂。活性污泥法已成为我国城市污水处理的主要方法，至今我国已建有各类处理工艺的城市污水、生活小区污水处理厂近千座，其中大部分采用了活性污泥法。随着污水处理要求的不断提高和处理技术的不断发展，特别是近数十年来，在生物反应、净化机理、活性污泥法反应动力学、生物反应器等方法的研究上，已开发出多种活性污泥法，如普通（常规）活性污泥法、阶段曝气活性污泥法、吸附再生活性污泥法、延时曝气活性污泥法、高负荷活性污泥法、AB两级活性污泥法、完全混合活性污泥法、序批式活性污泥法、氧化沟、深井曝气活性污泥法、富氧或纯氧曝气活性污泥法、厌氧-好氧活性污泥法、缺氧-好氧活性污泥法、厌氧-缺氧-好氧活性污泥法、水解（酸化）-活性污泥法、SBR、CASS、CAST、ICEAS、DAT-IAT、UINETANK、MSBR等多种方法，目前已成为生活污水和工业废水的主要生物处理方法。

活性污泥法是一种应用最广泛的污水好氧生物处理法，由沉砂池、初沉池、曝气池、二沉池及污泥回流系统等组成，是在曝气池中将污水与活性污泥进行混合曝气，利用微生物代谢作用来去除污水中污染物的一种方法。被活性污泥去除的主要污染物质有含碳有机物、含氮有机物和含磷化合物等。

2. 活性污泥微生物群体与食物链

活性污泥微生物群体与食物链如图1-1所示。

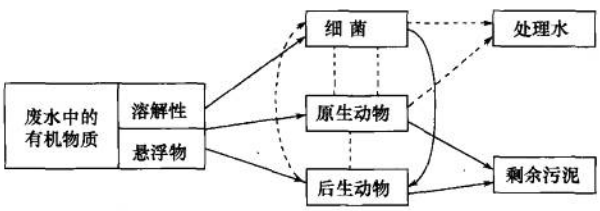


图1-1　活性污泥微生物群体与食物链

——食物的移动　……代谢产物的移动

活性污泥由细菌、菌胶团、原生动物、后生动物等微生物组成。细菌主要是菌胶团。原生动物由钟虫、小口钟虫、大草履虫、尾皮多虫、盖纤虫、片状漫游虫、裂口虫、表壳虫、贤形虫、循纤虫等组成。

3. 活性污泥微生物净化反应过程

(1) 在好氧条件下，利用含碳有机物进行生物繁殖的异养微生物（包括细菌、原生动物和后生动物等）代谢、降解、净化含碳有机污染物质。

(2) 在好氧条件下，将氨氮氧化成亚硝酸盐后又将亚硝酸盐氧化为硝酸盐自养菌（包括氨氧化菌和亚硝酸盐氧化菌），反应过程称为硝化，细菌通称为硝化菌。

(3) 在缺氧条件下（基本上无溶解氧条件下），硝酸性呼吸或亚硝酸性呼吸的兼性厌氧菌（含异养菌，称为脱氮菌）进行脱氮。

(4) 在厌氧条件下（无溶解氧），与好氧交替作用（反应），积累大量的聚磷酸的细菌（含异养菌，称聚磷菌），进行厌氧条件下释放磷和好氧条件下吸收磷，最终在厌氧条件下，将磷转移至污泥中起到除磷作用。

活性污泥法的运行过程就是创造使上述4类微生物各自发挥最佳生理特性的条件，例如控制适宜的生物固体停留时间，使去除含碳有机物的微生物可顺利地进行反应，停留时间要既能满足去除含碳有机污染物，又能满足硝化菌生长繁殖，易进行氨氮的硝化（氨氮的氧化即硝化过程）。另外已进行硝化的活性污泥混合液（含亚硝酸盐和硝酸盐），在有机碳存在的条件下，在好氧状态下，则脱氮菌能进行脱氮，将氮气释放于大气；在厌氧条件下，具有聚磷菌的生长条件，则予以除磷，使污水得到净化处理。

4. 活性污泥法的净化机理

活性污泥法的净化机理包括活性污泥对有机物的吸附，被吸附有机物的氧化与同化，活性污泥繁殖、沉淀与分离、硝化、脱氮和除磷。污水开始与活性污泥接触的短时间内，有机物质被大量去除，亦称初期吸附，被吸附的有机物被水解成小分子物质，易降解、易吸收，被生物体摄入体内，在曝气池充氧条件下被氧化、同化、固化、净化。

5. 生物脱氮除磷技术

污水中的氮、磷会引起水体的富营养化，主要表现为藻类的过量繁殖，水体呈绿褐色，将影响水源水质，增加水处理成本，对生物产生毒性。利贝格最小值定律指出：植物生长取决于外界供给它所需要的养料中数量最小的那一种，这一定律同样适用于藻类生长。斯托姆曾对藻类的化学成分进行过分析研究，指出藻类的经验组成式为 $C_{106}H_{262}O_{110}N_{16}P$，据此可以计算这些元素占藻类分子量的质量分数为C35.8%，H2.4%，O49.6%，N6.3%，P0.9%。在研究了淡水湖泊水生植物平均化学元素组成后发现，有机物生长的水环境中氮和磷的含量最低，因此氮和磷是限制水生植物产生量的最主要的营养元素，氮和磷的浓度与藻类增殖存在着正比例关系。

生物除磷主要是利用厌氧段充分释磷，然后在好氧段活性污泥过量摄磷以去除废水中的磷，于污泥中经沉淀去除。在自然界中，氮化合物是以有机体的植物蛋白、动物蛋白、氨态氮（NH_3，NH_4^+）、亚硝酸盐氮（NO_2^-）、硝酸盐氮（NO_3^-）以及气态氮（N_2）形式存在的，在污水二级处理中，氮则是以氨态氮、亚硝酸盐氮和硝酸盐氮形式存在的。

二级处理技术对氮和磷的去除率是比较低的，它仅为微生物的生理功能所用，氮和磷同样都是微生物保持正常的生理功能所必需的元素，即用于细胞合成。活性污泥的营养平衡式为 BOD_5：N：P=100：5：1，现行的以传统活性污泥为代表的好氧生物处理法，其传统功能是去除污水中呈溶解性的有机底物，至于氮、磷，只能去除细菌细胞由于生理的需要摄取的数量，这样氮的去除率为20%～40%，而磷的去除率仅为10%～30%。

在自然界中存在着氮循环的自然现象，在采取适当的运行条件后，能够将这一自然现象适用在活性污泥系统中而去除废水中的氮。

二、水解酸化法

水解酸化法又可分为碱性水解法和酸性水解法。

1. 碱性水解法

有机磷农药废水在碱性条件下一般都不稳定，容易水解，采用碱性液体（NaOH）或石灰乳时，将废水 pH 值维持在 11 左右，在常温下搅拌 6h，进行碱性水解作用，COD 去除达 50%左右，有机磷去除 27%左右，当反应温度提高到 60～80℃，反应 30～45min，效果提高显著，COD 可去除 80%以上，但会产生很大的臭味。

2. 酸性水解法

酸性水解法处理有机磷农药废水时，可以将废水中的硫代磷酸酯水解成二烷基磷酸，再进一步水解成正磷酸与硫化氢，硫化氢从水中逸出与石灰乳中和，生成硫氢酸钙，正磷酸与石灰中和生成磷酸钙。

3. 水解（酸化）-好氧生物处理系统

酸化是一类典型的发酵过程，这一阶段的基本特征是微生物的代谢产物主要是各种有机酸：乙酸、丙酸、丁酸等。大量的研究表明：开发用水解酸化工艺在厌氧条件下的混合液系统中，即使严格地控制条件，水解与酸化也无法截然分开，这是因为水解菌实际上是一种具有水解能力的发酵细菌，水解是一种耗能过程，发酵细菌付出能量，进行水解的目的是为了取得能进行发酵的水溶性基质，使通过胞内的生化反应取得能源，同时排出代谢产物（厌氧条件下为各种有机酸），如果废水中同时存在不溶性和溶解性有机物时，水解和酸化更是不可分割地同时进行。实际工程中希望将产酸过程控制在最小范围，因为酸化使 pH 值下降太多时，不利于水解的进行，产酸相一般控制在 pH 值 6.0～6.5。要获得较高的水解速率时，一般 pH 值维持在 5.5～6.5 之间，产酸的微生物主要是厌氧菌群，但微生物的优势菌群随着控制氧化还原电位的不同而变化，当控制电位较低时，完成水解作用，产酸的微生物主要为厌氧菌群，当控制电位较高时，则完成水解产酸的微生物主要为兼氧菌群。总之水解酸化可将水中有机物降解为小分子污染物质，提高污水的可生化性，以利于后续的好氧生物处理。例如有关研究表明城市污水进行良好的水解酸化时，可使 COD 去除率为40%～60%，而先进行水解酸化时停留时间 2～3h，B/C 大幅度地提高，单水解酸化作用可使 COD 去除 40%左右；同样造纸中段废水 COD 在 500～2500mg/L，先进行水解酸化作用，同样也可取得较好的处理效果。

三、A /O 活性污泥生化处理工艺

A/O 生化处理工艺是目前广泛采用的厌氧-好氧生化处理或缺氧-好氧生化处理，它对废水中的有机污染物和氨氮有很高的去除率，通称为脱氮工艺，机理是一个两阶段的生物硝化脱氮的生物反应过程。第一阶段为硝化过程，分两步进行，首先氨氮在亚硝酸菌作用下，生成 NO_2^--N，其后 NO_2^--N 在硝化菌的作用下氧化成 NO_3^--N。第二阶段为反硝化过程，是完成生物脱氮的最后一步，NO_3^--N 在反硝化菌的作用下，以有机碳作为碳源和能源，以硝酸盐作为电子受体，将硝酸盐还原为气态氮逸出放至大气，所以 A 级生物池不仅具有去除有机物的功能，而且可以完成反硝化作用，最终消除氮的富营养化污染。O_2级生物池即好氧反应池，利用好氧微生物对有机物的降解作用，去除上一级残余的有机物，最终达到污水的处理要求，这是紧密相联的共同的净化作用，是不可分割的。为了取得 70%～80%的脱氮率，硝化反应需时较长，一般不能低于 6h，而反硝化所需时间短，在 2h 以内即可完成，硝化与反硝化时间比为 3∶1，总停留时间为 8～10h。A/O 工艺流程如图 1-2 所示。

A/O 与 A^2/O 工艺生物处理系统中，控制污水水温在 15～30℃，pH 值 7.5～8.0，为硝化菌与反硝化提供适宜的环境，厌氧段溶解氧在 0.5mg/L，最好在 0.2mg/L 以下，停留时间 2～4h，缺氧段溶解氧 0.5～0.7mg/L，好氧段溶解氧在 2.5～3.0mg/L，不低于 2.0mg/L，停留时间 6～10h，停留时间的多少取决于 BOD_5、COD_{Cr}与 SS、NH_3-N、TP 等的浓度，通常在城市污水处理

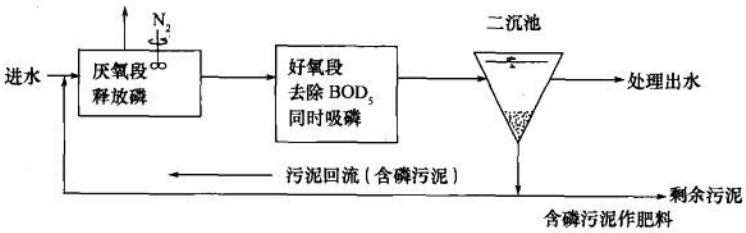


图 1-2　A/O（厌氧-好氧）工艺流程

中，COD_{Cr} 在 500mg/L 左右，BOD_5 在 200mg/L 左右，SS 在 250mg/L 左右，NH_3-N 在 30mg/L 时 A/O 与 A^2/O 的总停留时间不要超过 16h，否则就不经济了（其中好氧段为 8～10h）。如果城市污水浓度偏高，如青岛团岛污水厂 COD_{Cr} 900mg/L、BOD_5 450mg/L、SS 650mg/L、TKN 124mg/L、TP 10mg/L，总运行时间达 19.2h（其中缺氧 6.5h，厌氧 1.5h，厌氧-脱气段 1h，好氧段 10.2h）。又如浙江盛泽联合污水厂（以纺织印染废水为主），在 COD_{Cr} 1000～2000mg/L、BOD_5 200～400mg/L 的情况下，采用厌氧-两段好氧处理工艺，总停留时间为 23.5h（其中厌氧 8h，第一段好氧 6.2h，第二段好氧 9.3h）。

四、A^2/O 活性污泥生物处理工艺

其工艺流程如图 1-3 所示。A_1 为厌氧段，A_2 为缺氧段，O_2 为好氧段。A^2/O 工艺是高脱氮除磷工艺，其反应单元的功能与工艺特征如下。

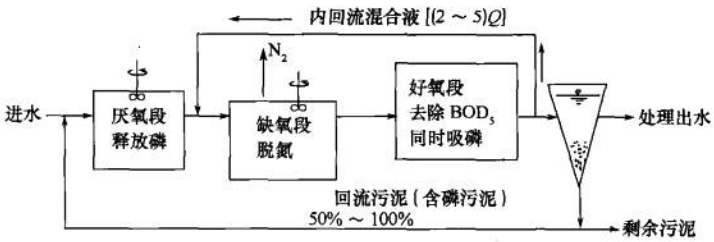


图 1-3　A^2/O（厌氧-缺氧-好氧）工艺流程

① 厌氧反应段的功能是释放磷。进入本单元的磷除厌氧水解外，还有从沉淀池排放的污泥。

② 缺氧段反应的首要功能是脱氮，由好氧反应段送出的内循环量为（1～5）Q（Q 为原污水处理总量）。

③ 好氧反应段是多功能的，在这主要进行去除 BOD、硝化和吸收磷等反应。

④ 沉淀池的功能为泥水分离，上清液作为处理水排放，部分污泥回流至厌氧段，在那里释放磷。

A^2/O 工艺除磷效率在 70%左右，脱氮率约为 70%～90%。

五、倒置式 A^2/O 活性污泥处理工艺

1. 倒置式 A^2/O 工艺

倒置式 A^2/O 工艺是由同济大学、清华大学、中国市政工程华北设计研究总院等单位研制

的，同时具有除磷和脱氮功能，是在 A^2/O 工艺的基础上增设一个缺氧区，使好氧区中的混合液回流至缺氧区使之反硝化脱氮（图 1-4）。倒置式 A^2/O 工艺将缺氧段放在厌氧段之前，厌氧和兼性厌氧菌可将大分子有机物转化为分子量较小的中间发酵产物，同时聚磷菌将其体内的聚磷酸盐分解，释放的能量供专性好氧聚磷微生物在厌氧的“压抑”环境中维持生存。在好氧区聚磷菌过量吸收溶解态磷，在二沉池污泥沉淀下来，从而达到除磷的目的。

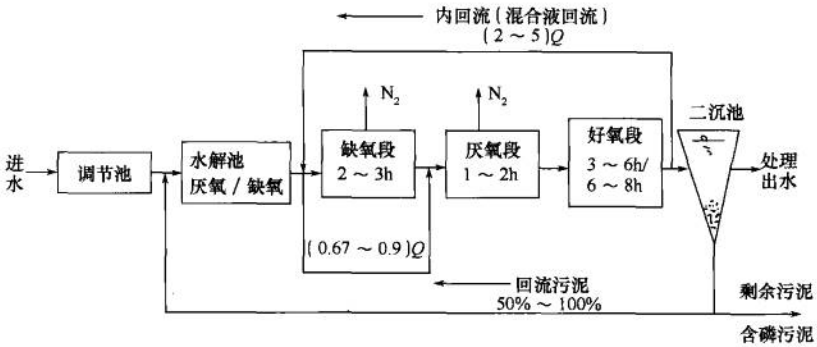


图 1-4　倒置式 A^2/O 工艺流程

注：一般城市污水处理厂可省去调节池

倒置式 A^2/O 工艺的主要特征如下。

① 脱氮与除磷同时进行，构筑物功能明确，在良好的除磷效果下不影响脱氮效果。

② 缺氧与好氧交替运行，丝状菌增殖受到抑制，无污泥膨胀之虑。

③ 聚磷菌在厌氧段释放磷后进入生化效率提高的好氧环境，在好氧状态下形成的吸磷能力可以得到充分利用。

④ 使所有的回流污泥全部经历完整的释磷、吸磷过程，使剩余污泥含磷量提高，确保了除磷效率。

⑤ 缺氧段位于工艺首端，使反硝化优先获得碳源，加强了系统的脱氮能力。

⑥ 省去了硝化过程的投碱和反硝化过程的投碳。

⑦ 倒置式 A^2/O 工艺在高速率条件下运行，其水力停留时间较短，泥龄较短，有利于除磷。

⑧ 倒置式 A^2/O 工艺将缺氧段放在厌氧段之前，在厌氧段，兼性厌氧菌可将大分子有机物转化为分子量小的中间产物，发酵产物进一步起到了水解酸化作用。

对于低碳高氮磷的污水尤其是生活污水要充分利用有限的碳源进行脱氮和除磷，短程硝化反硝化是一种能耗低、节约碳源的新工艺。

生物脱氮主要是在好氧段利用硝化菌进行生物硝化，使氨氮转化成硝酸盐氮，随之在缺氧阶段利用反硝化菌使硝酸盐氮转化为氮气逸出排入大气。生物除磷主要是利用厌氧段充分释磷，然后在好氧段活性污泥过量摄磷以去除污水中的磷。从生物脱氮除磷机理可看出，脱氮和除磷要求在工艺过程中是互相制约的。在湖州市菱湖污水处理项目中，COD_{Cr}、BOD_5、SS、氨氮、总磷等进水浓度较高，要求去除率较为严格，COD_{Cr}去除率要达到 88%以上，BOD_5去除率达到 88.2%以上，氨氮去除率达到 80%以上，总磷去除率达到 80%以上。采用倒置 A^2/O 工艺的各处理系统要有较长的停留时间，只要设计参数合理，此项目采用倒置 A^2/O 工艺是可行的、合理的。湖州市菱湖污水厂设计进水水质与排放标准见表 1-1。

表 1-1　湖州市菱湖污水厂设计进水水质与排放标准

项　目	COD_{Cr}	BOD_5	SS	NH_3-N	TP	pH 值（无单位）
进水/（mg/L）	500	130	240	40	5	6～9
出水/（mg/L）	60	20	20	8	1.0	6～9
去除率/%	88	84.6	92	80	80	

2. A^2/O 工艺的改进（改良式A^2/O 工艺）

为了解决 A^2/O 工艺中污泥回流硝酸盐影响能力不够强的弱点，中国市政工程华北设计研究总院开发了改良 A^2/O 工艺，流程如图 1-5 所示。该工艺在厌氧池前设置了厌氧/缺氧调节池，来自二沉池的回流污泥与 10%左右的进水进入该池，停留时间为 20～30min，微生物利用进水中的有机物去除所有的回流硝态氮，消除硝态氮对厌氧池的不利影响，从而保证厌氧池的稳定性。该院在山东省泰安市进行了现场试验研究，表明该工艺的处理效果优于普通的 A^2/O 法，并在泰安污水处理厂的设计与建设中得到了应用。

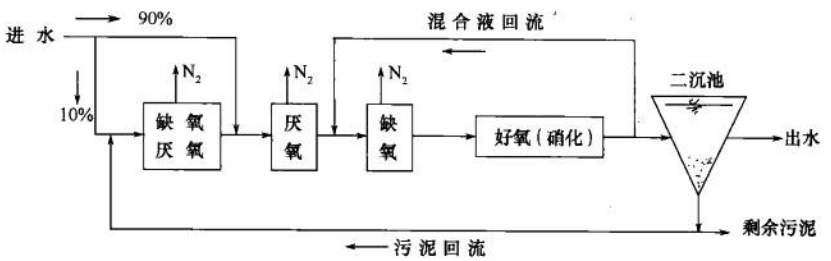


图 1-5　改良的 A^2/O 工艺流程

3. 国内外对 A^2/O 工艺改进的研究与实践

A^2/O 工艺的特点是利用原污水中可生物降解物质作为碳源，在去除污水中 BOD 物质的同时也去除氮和磷。随着对污水排放标准的提高，很多国家都把 A^2/O 工艺作为首选工艺，其理论研究更是日益深入，发展相当快，现已基本成熟并已发展了多种改进型，可适应不同条件的污水水质。当 TKN/COD 比值较小时，说明碳源不足，在此情况下，利用生物方法脱氮的同时，要达到好的除磷效果是比较困难的，这是因为原污水中碳源不足，导致 A^2/O 工艺缺氧段反硝化进行不充分，出水快速降解 COD，抑制了厌氧段磷的有效释放，从而使好氧段磷的吸收也几乎全无发生，导致除磷效果不佳。针对上述情况，对常规的 A^2/O 进行改良，下面列举几种改良型 A^2/O 工艺，这几种改良工艺的共同特点是在碳源不足或不十分充足、反硝化程度不高的情况下仍可获得较好的除磷效果。

(1) 国外几种代表性的改良型 A^2/O 工艺　其工艺流程如图 1-6、图 1-7 所示。这两种改良型工艺的运用条件和效果相近，但弗斯特利普法可节省污泥回流，可相应地节省部分建设费用和运行费用，因此在工程设计中广泛应用。

(2) 国内应用改良型 A^2/O 工艺实例

① 青岛市团岛污水处理厂：规模为 10 万吨/天。进出水水质见表 1-2，工艺流程见图 1-8。

表 1-2　青岛市团岛污水处理厂进水和出水水质

项　目	COD_{Cr}	BOD_5	SS	TKN	TP	NH_3-N
进水水质/（mg/L）	900	450	650	124	10	96
出水水质/（mg/L）	100	30	30		1	15

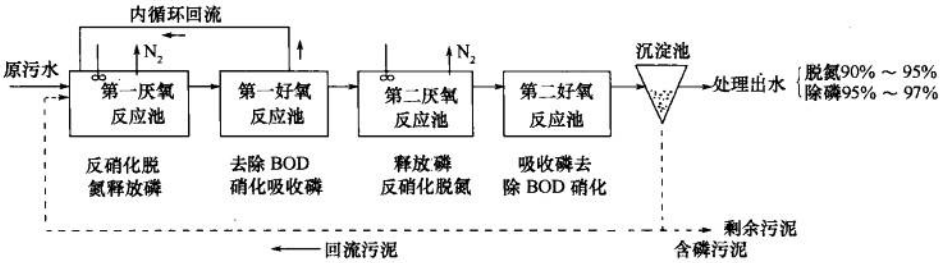


图 1-6　Bardenpho（巴登夫）脱氮除磷工艺

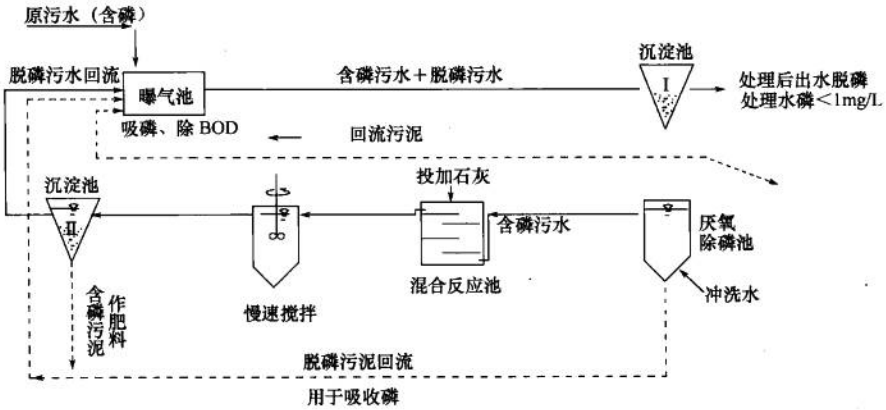


图 1-7　弗斯特利普除磷工艺

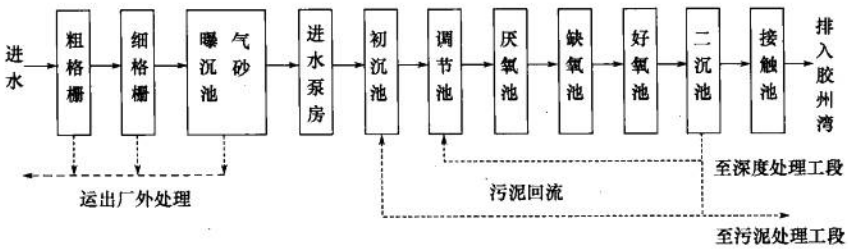


图 1-8　青岛市团岛污水处理厂工艺流程

②北京清河污水厂：规模为一期 20 万吨/天。进出水水质见表 1-3，工艺流程见图 1-9。

表 1-3　北京清河污水厂进水和出水水质

项　目	COD_{Cr}	BOD_5	SS	TKN	NH_3-N	TP
进水水质/（mg/L）	400	200	250	40	25	8
出水水质/（mg/L）	60	20	20		15	1

六、国内部分城市污水处理厂设计参数

国内部分城市污水处理厂选用 A/O、A^2/O、$A+A^2/O$、氧化沟、SBR 等工艺的主要设计参数见表 1-4。

表 1-4 国内部分城市污水处理厂选用 A/O、A^2/O、$A+A^2/O$、氧化沟、SBR 等工艺的主要设计参数

城市污水厂名与规模	处理工艺	污泥负荷/[$kgBOD_5/kgMLSS \cdot d$]	COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	SS/(mg/L)	NH_3-N/(mg/L)	TN/(mg/L)	TP/(mg/L)	A_1/h	A_2/h	O_2/h	总 HRT/h
青岛市团岛污水厂 10 万吨/日	A^2/O	0.08	900	450	650		124	10	1.5	6.5+1.2	10	19.2
青岛市海泊河污水厂 10 万吨/日	AB		1500	800	1100	100		8	0.8		4.2	5.0
西安市邓家村污水厂 16 万吨/日	A^2/O	0.09	560	275	265	11.3	50	11	1.5	0.75	10.58	12.83
天津东郊污水厂 40 万吨/日	A/O	0.25	450	210	120				1.19		7.71	8.9
泰安市污水厂 5 万吨/日	$A+A^2/O$ (AB)	0.2~0.3	500	255	200	40	45	7	0.76	2.37	3.02	6.65
兰州市七里河安宁污水厂 20 万吨/日	A/O 氧化沟	0.23	400	180	220		40	3.5	1.5		7.5	9.0
兰州市雁儿湾污水厂 16 万吨/日	A/O(常规)	0.25	380	150	200		40	3.5	0.6		4.0	4.6
新疆乌鲁木齐市河东污水厂 40 万吨/日	A^2/O(AB)	0.23	500	200	220	45	56	6	0.48	0.48	3.6	4.56
新疆乌鲁木齐市七道弯污水厂 10 万吨/日	A/O(卡)	0.10	400	200	220				2.34		10	12.34
新疆哈密市污水厂 10 万吨/日	A/O 氧化沟	0.092	360	190	250				0.5		11.5	12
甘肃临夏市污水厂 3 万吨/日	A^2/O	0.08	200~500	80~280	200~250	19~34		4	0.5	1.68	12.2	14.38
洛阳市涧西污水厂 20 万吨/日	A^2/O	0.12	350	160	150	25		1.31	0.5	1.5	6.64	8.64
长沙市第一污水厂 18 万吨/日	A/O 氧化沟	0.108	230	100	200	15	25	3	1.0		5.54	6.54
银川市污水厂 10 万吨/日	SBR	0.083	350	160	200				2		6.4	8.4

续表

城市污水 厂名与规模	处理工艺	污泥负荷 /[kgBOD$_5$/kgMLSS·d]	COD$_{Cr}$ /(mg/L)	BOD$_5$ /(mg/L)	SS /(mg/L)	NH$_3$-N /(mg/L)	TN /(mg/L)	TP /(mg/L)	A$_1$/h	A$_2$/h	O$_2$/h	总 HRT/h
宁夏自治区灵武县污水厂 3万吨/日	A^2/O氧化沟	0.08	300	140	160	30		4	1.5	2.25	9	12.75
常州市城北污水厂 15万吨/日	A^2/O	0.28	350	180	200	30		5	1.5	3	6	10.5
常州市戚墅堰污水厂 5万吨/日	A^2/O	0.20	500～600	180～250	200～250	30	40	5	2	4	8	14
无锡市芦村污水厂 20万吨/日	A^2/O	0.25	350	200	250	30		5	1.5	3	6	10.5
河南省南阳市方城县 污水厂2.5万吨/日	C-Orbal	0.25	350	200	250	30		5	1.5	3	6	10.5
江苏省淮阴市污水厂 3万吨/日	Orbal	0.25	350	200	250	30		5	1.5	3	6	10.5
山东省潍坊市污水厂 10万吨/日	Orbal	0.123	500	180	300	20	30	3				
河南安阳豆腐营污水厂 3万吨/日	Orbal	0.09	500	200	240	40	30	5				
广州市大坦沙污水厂 15万吨/日	A^2/O		500	200	250	30	40	5	1	2		8
北京清河污水厂 40万吨/日	倒置A^2/O	0.08	400	200	250	25		8	1.3	1.3	5	12.96
浙江吴江盛泽联合污水厂 3万吨/日	A/O		1000～2000	200～400	250～400				8	6.44	9.06	23.5
无锡市城北污水厂 20万吨/日	C-Orbal		600	200	300	25	40	4	0.7	4.2	8.5	15.2
无锡新沂工业园区污水厂 8万吨/日	Orbal		400	200	270	30	45	4.5				7
北京燕山石化污水厂 3万吨/日	Orbal	0.07	300	180	200	40						
新疆克拉马依南部污水厂 10万吨/日	Orbal	0.10	158～1048	140～288		15～37						

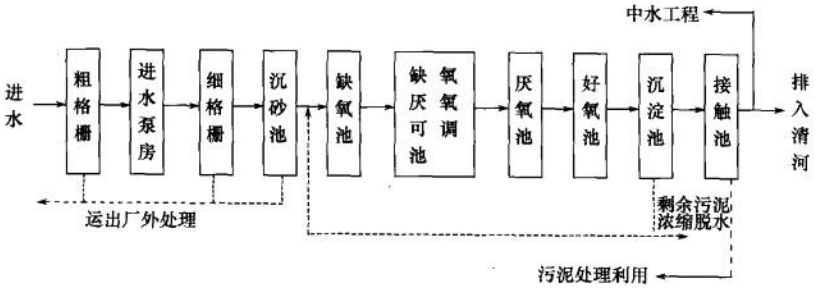


图 1-9　北京清河污水厂工艺流程

2003 年全国工业废水和城镇生活污水排放总量已达 460 亿立方米，比 2002 年增长 4.61%，但全国 660 个城市仍有 61.5%未处理，建成运行的污水厂 516 座，根据国家环境保护计划，到 2010 年所有城市的污水处理率不得低于 60%，直辖市、省会城市、计划单列城市和风景旅游城市的污水处理率不得低于 70%，要实施这个目标，全国污水处理能力要达到 5800 万吨/天，污水处理设施的建设，需要投入的资金将达 1200 亿元以上。

七、结语

活性污泥法源于英国，问世至今已有 1 个世纪，近百年来世界各国都在开展研究，为活性污泥法不断增加新的成果。本文在此基础上进行汇编。希望读者能掌握这个传统的污水处理方法，不断发展创新，应用于实践，将我国的城市污水处理和工业废水处理工作做得更好。

⊙ 本文作者：周国成，凌建军，姜达君，王洪春

第二篇

厌氧处理理论和厌氧技术的应用与发展

一、概述

早在 19 世纪，人们就利用厌氧工艺处理废水废物，直到 19 世纪 60 年代，厌氧消化工艺基本上只用于污水处理厂产生的剩余污泥的稳定化处理。随着厌氧生物处理工艺的发展，各种各样新型高效厌氧反应器得以开发。在这些反应器中，厌氧流化床、厌氧膨胀床工艺以水力停留时间短、出水水质好而被认为是最高效的反应器，处理效果稍差一点的是上流式厌氧颗粒污泥床（UASB）和厌氧生物滤池，但是因厌氧膨胀床和厌氧流化床能耗大、建造困难、操作复杂等而没有得到广泛的应用。UASB 以其构造简单、基建投资低、操作费用低等而被认为是最有前途的厌氧反应器。目前在热带、亚热带地区，UASB 以及在其基础上开发的膨胀颗粒污泥床（EGSB）已成功地应用于城市生活污水处理。

二、厌氧生物处理基本原理

1. 厌氧生物处理过程理论解说之一

厌氧生物处理又称厌氧消化，是在厌氧条件下由多种微生物共同作用，使有机物分解生成 CH_4 和 CO_2 的过程。这种过程广泛地存在于自然界中，直到 1881 年法国报道了 Louis Mouras 发明的自动净水器，人类才开始利用厌氧消化处理污水，至今已有一百余年了。

20 世纪 60 年代前人们认为厌氧消化的过程为两个阶段。第一阶段称发酵阶段或产酸阶段，在此阶段中，不溶性的复杂有机物先在微生物作用下得到水解，继而被转化为简单的有机物，如脂肪酸、醇类、CO_2 和 H_2 等，这一阶段起作用的微生物统称为发酵细菌或产酸细菌。第二阶段称为产甲烷阶段，在此阶段中由产甲烷菌将第一阶段的产物转化为 CH_4 和 CO_2。人们在对厌氧消化过程及厌氧微生物的深入研究中发现，上述两个阶段学说并没有全面反映厌氧生物处理过程的全貌与本质。研究表明，产甲烷菌能够利用甲酸、乙酸、甲醇、甲基胺类，在厌氧微生物方面的新发现基础上，1979 年布利安特等人提出了厌氧消化的三阶段理论（图 2-1）。

图 2-1　三阶段理论

三阶段理论认为，厌氧消化过程是按以下步骤进行的。

第一阶段可称为水解发酵阶段，与两阶段理论相同，亦是在微生物的作用下复杂有机物进行水解和发酵的过程，多糖先水解为单糖，再通过酵解途径进一步发酵成乙醇和脂肪酸，如丙酸、丁酸、乳酸等，蛋白质则先水解为氨基酸再经脱氨基酸作用产生脂肪酸和氨。

第二阶段称为产氢、产乙酸阶段，是由一类专门的细菌称之产氢、产乙酸菌，将丙酸、丁酸等脂肪酸和乙醇转化为乙酸、H_2 和 CO_2。

第三阶段称为产甲烷阶段，由产甲烷菌利用乙酸和 H_2、CO_2 产生甲烷（CH_4）。研究表明，厌氧生物处理过程中约有 20% CH_4 来自乙酸的分解，其余少量则产自 H_2 和 CO_2 的合成。

至今三阶段理论已被公认，是对厌氧生物处理过程较全面和较正确的描述。

厌氧废水处理是将环境保护、能源回收与生态良性循环结合起来的综合系统的核心技术，是具有较好环境效益和经济效益的污水处理技术。主要体现在以下几个方面。

① 能量需求量大大降低，还可产生能量。这是因为厌氧生物处理不需要供给氧气，相反却能生产出含有 60%～70% CH_4 的沼气，有较高的热值（约为 21000～25000kJ/m^3），是优质的气体能源。为去除 1kgCOD，好氧生物处理约需消耗 0.5～1.0kW·h 电能，而厌氧生物处理每去除 1kg COD约能产 0.4～0.5m^3 沼气，1m^3 沼气发电 1.8～2.2kW·h。

② 污泥产量低。这是因为微生物的增殖速率比好氧微生物低得多，一般厌氧消化中产酸细菌的产率 Y 为 0.15～0.34kgVSS/kgCOD，产甲烷菌产率为 0.03kgVSS/kgCOD 左右，混合菌体产率约为 0.17kgVSS/kgCOD，而好氧微生物的产率约为 0.35～0.6kgVSS/kgCOD。因此好氧生物处理的污泥约为 250～600gVSS/kgCOD（去除），而厌氧生物处理的污泥产量仅为 20～180gVSS/kgCOD（去除）。

③ 对温度、pH 值等环境因素更为敏感。厌氧细菌可分为高温菌和中温菌两大类，其适宜的温度范围分别为 55℃左右和 35℃左右，若温度降至 10℃以下，厌氧微生物的活动能力将非常低下，而好氧微生物对温度的适应性较强，在 5℃以下的温度条件下也能发挥作用，产甲烷菌的最

适宜 pH 值范围也较好氧菌为小。

④ 处理后废水有机物浓度高于好氧处理。厌氧系统规模灵活，设备简单，易于操作，无需昂贵的设备和设施。

⑤ 厌氧微生物可对好氧微生物所不能降解的一些有机物进行降解（或部分降解）。

⑥ 反应过程较复杂。如前所述，厌氧消化是由多种不同性能、不同功能的微生物协同工作的，一个连续的微生物学过程远比好氧生物处理中的微生物过程复杂。

⑦ 厌氧系统的菌种可在终止供给废水和营养的情况下，保留其生物特性与良好的沉淀性能半年至一年，甚至一年以上。

2. 厌氧生物处理过程理论解说之二

复杂物料的厌氧降解可以分为四阶段，即水解阶段、发酵阶段、产乙酸阶段和产甲烷阶段。

(1) 水解阶段　高分子有机物因分子量巨大，不能透过细胞膜，因此不可能为细菌直接利用。它们在第一阶段被细菌胞外酶分解为小分子，例如纤维素被纤维素酶水解为纤维二糖，葡萄糖、淀粉被淀粉酶分解为麦芽糖和葡萄糖，蛋白质被蛋白酶水解为短肽和氨基酸等。这些小分子的水解产物能够溶解于水并透过细胞膜为细菌所利用。

(2) 发酵（或称酸化）阶段　上述小分子的化合物在发酵细菌（即酸化菌）的细胞内转化为更为简单的化合物，并分泌到细胞外。这一阶段的主要产物有挥发性脂肪酸、醇类、乳酸、二氧化碳、氢气、氨、硫化氢等。与此同时，酸化菌也利用部分物质合成新的细胞物质，因此用酸化厌氧处理时会产生更多的剩余污泥。

(3) 产乙酸阶段　这一阶段中，上阶段的产物被进一步转化为乙酸、氢气、碳酸和新的细胞物质。

(4) 产甲烷阶段　这一阶段中，乙酸、氢气、碳酸、甲醇和甲酸等被转化为甲烷、二氧化碳和新的细胞物质。

在以上阶段中，还包含着以下过程。①水解阶段里有蛋白质水解、碳水化合物的水解和脂类水解。②发酵阶段包含氨基酸和糖类的厌氧氧化以及较高的脂肪酸与醇类的厌氧氧化。③产乙酸阶段中从中间产物形成乙酸和氢气，由氢气和二氧化碳形成甲烷。④除以上过程外，当废水含有硫酸盐时，还会有硫酸盐还原过程。复杂有机物厌氧降解的全过程可以用图 2-2 来表达。

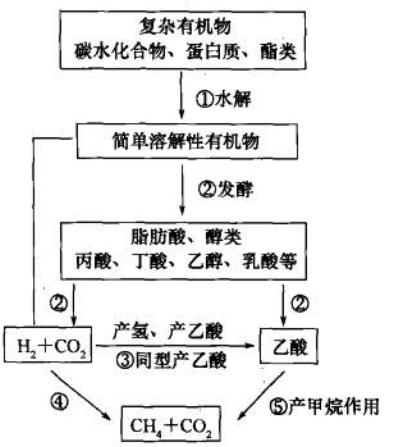


图 2-2　复杂有机物厌氧降解的全过程示意
（三段四种群学说）

总之，厌氧消化是一个多种群、多层次的混合发酵过程，在这个复杂的过程中，细菌种群之间存在着互相依存、互相影响和互相制约的关系，其代谢产物之间在系统内也存在着动态平衡。厌氧生物处理的方法和基本功能有两个，酸发酵的目的是为进一步进行生物处理提供易生物降解的基质，甲烷发酵或称厌氧发酵的目的是进一步降解有机物质，在净化污染源的同时产生优质的气体燃料。

从厌氧消化基本原理创始时的两阶段发展到三阶段，直到当代的四阶段学说，说明厌氧消化的基本原理是随着时间和时代的进程在不断完善和不断深化的。

三、厌氧消化工艺的发展及其应用

1. 厌氧消化技术的发展

厌氧消化技术已有百年以上的悠久历史，其发展过程大概可分为三个时期。

① 从 1881 年至 20 世纪 20 年代是厌氧消化应用于废水处理的初级阶段，其中有法国的自动净水器（1881 年），英国孟克列夫（Moncriff）设计的装有填料的升流式反应器（类似于现在的厌氧滤池，1891 年），英国的化粪池（1895 年）和德国的殷霍夫（Imhoff）池（双层沉淀池，1905 年）。此阶段厌氧消化技术应用于污水处理的特点是在处理污水的同时，亦处理污水所产生的污泥。前几种构筑物由于污水和污泥不分隔而影响出水水质，双层沉淀池做了改造，设上层沉淀池和下层消化池，由于厌氧消化的运行条件如温度等均未得到良好的控制，这些初级的厌氧处理设备均需很长的停留时间，出水水质也较差，但化粪池和双层沉淀池曾在美国、德国、法国等国家得到较大的推广，并沿用至今。在我国很多中小城市、城镇和乡村仍有不少化粪池在运行使用。

②随着活性污泥法、生物滤池等好氧生物处理工艺的开发和应用，厌氧生物处理被认为效率低、需时长和受温度影响大而不再被普遍应用于污水处理。同时由于沉淀和活性污泥法的应用，污泥数量日益增多，其稳定化处理的主要手段仍是厌氧消化。因此采用厌氧消化于污泥的稳定处理，并设置单独消化污泥的消化池，是厌氧消化第二阶段的主要特征。1927 年首次在消化池中装上了加热装置，使产甲烷化速率显著提高，沼气的利用也发展得很快。后来有人在污泥消化池中设置了机械搅拌器。20 世纪 50 年代又开发了利用沼气循环的装置，使细菌和物料接触充分，消化速率进一步提高，这种带有加热和搅拌装置的消化池，得到了广泛的应用，至今仍是城市污水处理中污泥处理的主要技术和手段。

③ 1985 年契西泼特（Schreepter）参考了活性污泥法流程开发了厌氧接触法，它采用二沉池和污泥回流系统，厌氧消化池中生物固体浓度得以提高，污泥泥龄得以延长，因此停留时间大大缩短，处理能力大大提高。它最初被应用于食品包装废水处理，取得了很好的效果。至今人们公认厌氧接触法的诞生标志着厌氧消化工艺的发展进入了一个更新的阶段。

在该阶段中，出现了一系列先进的高效厌氧消化反应器，其中有美国的杨和麦卡特（Young 和 McCarty）开创的厌氧滤池（1972 年），荷兰的莱廷格（Lettinga）等人开创的升流式厌氧污泥床反应器（1979 年），美国杰维尔（Jewell）等人开发的厌氧附着膜膨胀床（1980 年），以及后来出现的厌氧流化床等。这些高效厌氧消化反应器的共同特点是保持很高的生物固体浓度，生物固体在反应器中停留时间很长。在这些反应器中，微生物不再是悬浮生长状态，而是呈附着生长状态。在厌氧滤池、厌氧膨胀床、厌氧流化床中，微生物附着生长在载体的表面。在升流式厌氧流化床反应器中，微生物互相黏结缠绕，形成紧密的颗粒，这种颗粒污泥产甲烷活性高，沉淀性能好。

新型反应器的上述特点，使其有机物负荷大大提高，反应时间显著缩短，因此厌氧消化又重新被应用于废水处理。首先是用以处理高浓度有机工业废水，如食品工业废水、酒精工业废水、发酵工业废水、造纸废水、制药废水、屠宰废水等，并取得了良好的效果。不仅可在几小时或数天的停留时间内，去除 80%以上的有机物质，还可产生大量的沼气，回收大量的生物能源——沼气。因此在能源危机严重的当今，厌氧消化十分受人重视。近年来人们又着手研究厌氧消化在城市污水处理中的应用，已进行了大量的试验研究工作，并应用于 A/O、A^2/O 工艺等，结果表明新一代的厌氧反应器完全能够应用于城市污水的处理。研究还表明厌氧过程与好氧过程的串联配合使用，还可起到生物脱氮、除磷的作用，对含有生物难降解有机物的工业废水，可以显著地提高处理效果。厌氧过程还有利于控制活性污泥系统中的污泥膨胀。

总之，经过不断的研究、实践，厌氧消化工艺取得了很大的发展和进步，其应用范围越来越广阔。

2. 厌氧消化工艺的应用范围

厌氧消化工艺的应用范围主要包括：①用于城市污水处理厂污泥的稳定化和无害化处理；②用于高浓度有机工业废水的处理；③用于城市污水的处理，包括去除有机物、脱氮除磷；④用于含难降解有机物的工业废水处理；⑤用于复杂物料的厌氧处理（厌氧酸化水解）等。

四、厌氧反应器技术的发展

许多学者为了充分发挥升流式厌氧污泥床（UASB）与厌氧滤池（AF）的优点，采用了将两种工艺相结合的反应器结构，称为复合反应器（UASB+AF），也称为 UBF 反应器，一般将厌氧滤池置于污泥床反应器上部，认为这种结构可发挥 AF 和 UASB 的优点，改善和提高运行效果。1984 年加拿大 Guiol 等人首次提出了 UBF 反应器概念，而在意大利由 Garavini 等人进行了大量的研究，他们报道了用 2450m³ 的生产规模装置在高温（58～60℃）下处理酒精废水，其中滤床体积为 800m³，置于反应器中部，距池底 1.7～6.5m，反应器总高 15.7m，尽管进水 pH 值很低（3.3～3.7），但是由于采用了出水回流，并不需要加碱。Garatti 等人同样采用中温复合反应器（2×2150m³）处理酒精废水，填料置于池上部 1/3 处，在 COD 负荷 3.0kg/(m³·d) 下，取得了 87%的去除率。

三代厌氧处理工艺发展概况见表 2-1。各种厌氧处理工艺的优缺点见表 2-2。第三代厌氧反应器的主要技术性能见表 2-3。

表 2-1　三代厌氧处理工艺发展概况

类别	厌氧处理工艺	设计停留时间(HRT)	主要处理对象	设计负荷率	开发年代	应用情况	运行温度/℃
第一代反应器	化粪池	半年～1 年（污泥）	生活污水和污泥		1885	生产	常温
	隐化池	46～80d（污泥）	生活污水和污泥	0.5kgVSS/(m³·d)	1906	生产	常温
	普通消化池	20～30d	污泥	1～1.5kgVSS/(m³·d)	1920	生产	中温
	高速消化池	2～10d	污泥	3～3.5kgVSS/(m³·d)	1850	生产	中温
	厌氧接触消化池	0.5～6d	有机废水	1.8～4.0kgVSS/(m³·d)	1955	生产	中温
第二代反应器	厌氧生物滤池	0.9～8d	有机废水	3～10kgCOD/(m³·d)	1967	生产	中温
	升流式厌氧污泥床反应器	6～20h	有机废水	6～15kgCOD/(m³·d)	1974	生产	中温
	厌氧膨胀床	6～24h	有机废水	4.0kgCOD/(m³·d)	1978	试验	常温
	厌氧流化床	0.5～4h	有机废水	9～13kgCOD/(m³·d)	1979	试验	常温
	厌氧生物转盘	8～18h	有机废水	8～33kgCOD/(m³·d)	1980	试验	常温
	厌氧折流反应器	6～24h	有机废水	8～36kgCOD/(m³·d)	1982	试验	常温
第三代反应器	UASB+AF(UBF)		有机废水	10～15kgCOD/(m³·d)	1982	生产性 COD 去除 80%以上	中温
	IC		有机废水	20～30kgCOD/(m³·d)	1985	生产性	中温
	EGSB	2～2.5h	有机废水	8.8～14.6kgCOD/(m³·d)	1984～1985	浙江省环科院	
	塔式折流反应器	2～2.8h	有机废水	15～17kgCOD/(m³·d)	1985	陈季平等开发	高温 55℃
	沸腾式厌氧颗粒污泥床（AnaEG 反应器）		有机废水	15～25kgCOD/(m³·d)	2000 年以来	上海交通大学开发	50～55℃

表 2-2　各种厌氧处理工艺的优缺点

工艺类型	优点	缺点	对 COS、SS 的要求
厌氧塘	造价便宜，实际基本不要维护	需要大量土地，有臭气出现问题，不产沼气	
厌氧消化池	系统较复杂，但可适应高 SS 浓度	低负荷，需要较大池容	SS≤5000mg/L，也有学者提出≤10000mg/L
厌氧接触工艺	适应中等浓度 SS	中等负荷，需要运行经验	SS≤5000mg/L，也有学者提出≤10000mg/L
厌氧滤池	运行简单，适应高或低浓度 COD	不适于废水 SS 含量高时，会发生堵塞危险	SS≤500～1000mg/L，也有学者提出≤200mg/L
UASB	运行简单，适应高或低浓度 COD	解决运行问题需要技巧，不适应废水具有高 SS 的情况	SS≤5000mg/L，(6000～8000mg/L 无法正常运行)
第三代 EGSB：水解＋EGSB	可以适应高或极高负荷	目前是厌氧最新技术	COD≤5000mg/L，SS≤5000mg/L
IC	运行负荷高，实际上是两级 UASB 组合形式	上面一级是低负荷，下面一级是高负荷	15～30kgCOD/(m³·d)，约是 UASB 反应器的 1 倍(名义上 2～3 倍)
水解＋UASB 或 UBF	组合工艺，可发挥水解作用	应用有局限性，增加了水解池	

五、厌氧反应器设计参数及应用

1. 厌氧消化与厌氧接触消化反应器

厌氧消化容积负荷 1～3kgCOD/(m³·d)，HRT＝15～30d，污泥浓度 3～10gVSS/L，污泥投料回流比 0.8～2.0(不低于 0.8～1.0)。

厌氧接触消化反应器容积负荷 2～6kgCOD/(m³·d)，HRT＝10～20d，污泥浓度 6～10gVSS/L，回流比 0.8～2.0，沉淀池表面负荷 0.1～0.5 m³/(m²·h)。纸浆造纸混合污水容积负荷 3～5 kgCOD/(m³·d)，HRT＝3d，COD 去除率 48.7%，BOD 去除率 86.4%。

表 2-3　第三代厌氧反应器的主要技术性能

反应器技术指标	EGSB	IC	UFB
反应器高度/m	12～16	18～24	12～14
流速(包括回流)m/L	2.5～12	6～16	2～8
回流比/%	20～300	20～300	5～100
进水 SS/(g/L)	50～100	45～92	40～85
出水 SS/(mg/L)	10～60	20～50	10～45

2. UASB——上流式厌氧反应器

目前国际上较大的 UASB 是荷兰为加拿大建造的，处理造纸废水 COD 185t/d，池容 15600m³。

荷兰用于制糖废水(甜菜制糖)的 UASB 容积负荷 12.5～17kgCOD/(m³·d)，COD 去除率 80%左右，池容 200～1700m³，温度 30～35℃。另外德国容积负荷 9.12kgCOD/(m³·d)，300～1500m³；奥地利容积负荷 8kgCOD/(m³·d)，池容 3040m³。

处理酒精废水，荷兰容积负荷 16kgCOD/(m³·d)，德国 9kgCOD/(m³·d)，美国 7kgCOD/(m³·d)，温度中温(30～35℃)。

处理造纸废水，德国容积负荷 4kgCOD/(m³·d)，荷兰 5～6kgCOD/(m³·d)，温度20～25℃。

我国部分半生产及生产性 UASB 反应器应用实例与运行数据见表 2-4。

表 2-4 我国部分半生产及生产性 UASB 反应器应用实例与运行数据

废水种类	温度/℃	反应器容积/m^3	COD容积负荷/[kg/(m^3·d)]	进水 COD/(mg/L)	COD去除率/%	研究或应用单位
味精废水	30～32	4.6	5.5	12150	88.5	中科院广州能源所
酒精过滤液	高温	24	22.3	900～2800	91	北京市环科院、山东酒精总厂
溶剂废醪	52	53	14.8	19870	88	无锡环保监测所、无锡溶剂总厂
印染漂炼废水	35	13	3.5～5.0	5000～11000	52.6～62.5	江苏省环科院、常州东方红印染厂
糖蜜酒精废水	32	130	13.6	34060	81	平沙糖厂
柠檬酸废水	35	6	20.3	20000～36000	90	常州环境工程设计研究所
玉米淀粉废水	20～25	380	2～10	10000	80	连云港红旗化工厂
涤纶聚酯废水	20～25	240	9.2	9460～11650	80～94	哈尔滨建筑大学
纤维源废水	20～25	351	5.52	8044～20998		北京市环科院
醋酸废水	20～35	46.21	5.6	6644～8531		北京市环科院
屠宰废水	20～35	20	3.0	1141		北京市环科院
酿造废水	常温	64.8	4.2	2000～6000	82.4	北京市环科院、通县酿造厂
丙丁废醪	35	200	6～8	25000	90	华北制药厂
啤酒废水	常温	6.7	9～13	2000～3000	85	清华大学、北京啤酒厂
柠檬酸、庆大霉素、螺旋霉素废水	35～38	4×200	11.75	23450	91.2	无锡第二制药厂
苯二甲酸废水	常温	4×3000	3			扬子江石化公司
啤酒废水	常温	800	4.5	2000	78	合肥啤酒厂、清华大学
啤酒废水	常温	8×240	6～8	1500～3000	78～85	北京啤酒厂、清华大学
淀粉废水	20～35	12.51	10.2	17000		武汉能源所
洗毛废水	20～35	57.21	18.9	37880		浙江省环科院
啤酒废水	23.1	521	5.5	6072		中国市政工程西南设计研究总院
酒精+溶剂废水	50	71.51	9.64	15190～25552		北京市环科院、华北制药厂
丙酮丁醇废水	43	1401	8～9	6280～15400	80	北京市环科院、华北制药厂
屠宰废水	常温	250	4.2	1000	77	成都北郊肉联厂
味精废水	中温		10.8	11800	80.8～86.7	武汉能源所
造纸废水		中试		20000	65～70	中科院成都生物所
造纸黑液+糠醛混合废水	30	中试	4.5	7000～9000	70～75	广东东莞糖厂、中科院广州能源所
啤酒废水	常温		5～7	2300～3300	75.9～80.5	山东三孔啤酒厂
酒精废水	高温	2000	8～10	30000～50000	85	徐州房亭酒厂
酒精废水		500	3.5	52000	85	山东诸城酒精厂
禽畜废水	常温	480	4.0	8000	80～85	奉贤县华欣种畜场
玉米酒精废水	50	8×400	7.0	12500	85	山东九九有限责任公司

3. AF——厌氧滤池反应器

某甜菜制糖废水 COD 9～40g/L，HRT=1d，T=35℃，反应器容积 50～100m^3，COD 去除

率 70%左右。

某酒精废水 COD 42～47.08g/L，容积负荷 5.4kgCOD/(m^3·d)，HRT＝8d，T＝55℃，COD 去除率 70%～80%。

4. IC 厌氧反应器

沈阳雪花啤酒厂 70m^3 容积 IC 反应器处理 400m^3 废水，COD 去除率约 80%，容积负荷 20～24kgCOD/(m^3·d)，H＝16m；上海富士达酿酒公司 IC 反应器容积负荷 15kgCOD/(m^3·d)，H＝20.5m；罗氏中亚(无锡)柠檬酸厂也采用 IC 厌氧反应器处理该厂废水。

国外用于啤酒废水容积负荷一般 20～24kgCOD/(m^3·d)。IC 反应器在国外的部分应用见表 2-5。

表 2-5　IC 反应器在国外的部分应用

废水种类	进水 COD 浓度 /(mg/L)	COD 去除率/%	COD 容积负荷 /[kg/(m^3·d)]	反应器体积 /m^3	时间
土豆加工废水	3000～8000	80～95	20～30	17	1985 年
葡萄糖废水	7900	60～85	31	1100	1995 年
奶酪废水	1550	40～60	8～24	400	1999 年
食品加工废水	4500	70～90	5～42	400	1999 年
啤酒废水	13000	70～90	20～40	200	1999 年
柠檬酸废水	2000～3000	70～90	20～30	1000	1998 年

5. UBF(UASB＋AF)复合床厌氧反应器

国内某制药厂乙酰螺旋霉素废水量 2500m^3/d，进水 COD 7761mg/L，出水 706mg/L，去除率达 90.4%，容积负荷为 5.0 kgCOD/(m^3·d)，填料分别设于三相分离器下层称 UBF-a 型，设于三相分离器上层称 UBF-b 型，可以开发 a、b 型两种产品。无锡第二制药厂、无锡溶剂总厂、大连龙泉酒厂(处理酒精糟液)也应用了 UBF 厌氧反应器处理本厂废水。

加拿大湖景水污染控制工程建有 2 套 UBF 反应器，每个 27m，容积 2710m^3，处理废水量 3290m^3/d，COD 由 10744mg/L 降至 5372mg/L，HRT＝38h，COD 去除率 71%，BOD 去除率 80%，同时产沼气 CH_4 含量 68%，平均 12600m^3/d。

某厂用 UBF 处理糖蜜酒精废水，容积负荷 13.6kgCOD/(m^3·d)，进水 COD 34060mg/L，HRT＝2.5d，COD 去除率 81.1%，T＝32℃，V＝130m^3。

某厂用 UBF 处理糖蜜味精废水，容积负荷 17kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率 70.3%，HRT＝1d，T＝34℃。

6. 厌氧接触-UASB 两相厌氧反应器

处理甜菜制糖废水中试，进水 COD 6000～7000mg/L，去除率 90%～92%，其中 UASB 容积负荷 20kgCOD/(m^3·d)，处理能力 45kgCOD/(m^3·d)。

处理酵母废水中试，进水 COD 28000～32000mg/L，COD 去除率 67%～72%，其中 UASB 容积负荷 21kgCOD/(m^3·d)，处理能力 135kgCOD/(m^3·d)。

处理柠檬酸废水，COD 42574mg/L，UASB 容积负荷 15～20kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率 70%～80%，处理能力 120kgCOD/(m^3·d)。

处理亚麻废水 COD 6500～7000mg/L，UASB 容积负荷 9～12kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率

85%～90%，处理能力 350kgCOD/(m^3·d)。

我国援建孟加拉糖蜜废水处理能力 200m^3/d，采用三级厌氧、两级好氧工艺等。

7. ABR+UBF 两相厌氧系统的设计参数

河南某制药厂废水处理采用 ABR+UBF 两相厌氧，酸性相：甲烷相隔室之比(容积比)1：(3～5)，停留时间酸性相 4～16h，甲烷相 12～48h，容积负荷酸性相 25～50kgCOD/(m^3·d)，甲烷相 12.25kgCOD/(m^3·d)，pH 值酸性相 4～5.5，甲烷相 7～8，温度 T=35℃，系统去除率 COD 80%～90%，BOD 大于 90%，产气率为 0.45～0.55m^3CH_4/kgCOD。

ABR(折流式厌氧反应器)有单 ABR 型与 ABR+AF 型两种类型，现对 ABR 用于几种废水的试验研究结果摘录如下。

① 处理糖蜜废水。进水 COD 11.5g/L，容积负荷 12.25 kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率 82%，产气 372L/d。当废水浓度增加到 990g/L 时，容积负荷为 28kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率下降至 50%，产气 741L/d，反应器内污泥浓度也从 40g/L 增加到 68g/L。

② 当进水浓度 COD 4000mg/L，T=35℃，HRT=20h，容积负荷=4.8kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率达 98%左右，当浓度增加到 8000mg/L，容积负荷 9.6kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率无明显改变，但当 COD 提高到 15000mg/L，容积负荷为 18kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率下降至 90%，HRT=10h 又降至 5h，容积负荷 19.2kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率为 52%，当 HRT=1h，容积负荷 96kgCOD/(m^3·d)，去除率趋向于 0。

③ 含酚废水的试验研究：用 ABR 5 室，废水浓度 COD 2200～3192mg/L，容积负荷 1.67～2.5kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率 83%～94%，HRT=24h，T=21℃。

④ 处理葡萄糖废水：5 个室，V=6L，进水 COD 浓度 1000～10000mg/L，容积负荷 2～20kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率 72%～99%，HRT=12h，T=35℃。

⑤ 处理含蛋白质废水：4～8 室，pH 值 6.3～10.4，进水 COD 浓度 4000～8000mg/L，T=25～35℃，容积负荷 2.5～36kgCOD/(m^3·d)，HRT=48～84h，COD 去除率 52%～98%。

⑥ 处理生活和工业废水：8 个室，394m^3，进水 COD 264～906mg/L，容积负荷 0.85kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率 70%，HRT=10.3h，T=15℃。

⑦ 处理糖蜜废水：3 个室，75～150L，进水 COD 浓度 100000～990000mg/L，容积负荷 4.3～28kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率 49%～98%，HRT=138～850h，T=37℃。

⑧ 处理蔗糖废水：11 个室，75L，进水 COD 344～500mg/L，容积负荷 0.7～2.0kgCOD/(m^3·d)，T=13～16℃，HRT=6～12h，COD 去除率 85%～93%。

⑨ 处理制药废水：5 个室，10L，进水 COD 20000mg/L，容积负荷 20kgCOD/(m^3·d)，COD 去除率 36%～68%，HRT=24h，T=35℃。

⑩ 处理抗生素废水：两相厌氧处理抗生素废水的设计参数，产酸相 ABR 进水 COD 9000 mg/L，出水 COD 8100mg/L，COD 去除率 10%，容积负荷 18kgCOD/(m^3·d)，HRT=12h，有效容积 1250m^3；产甲烷相 UBF 进水 COD 8100mg/L，出水 COD 1215mg/L，COD 去除率 85%，容积负荷 5.0kgCOD/(m^3·d)，HRT=39h，有效容积 4100m^3。

8. 各种厌氧工艺的相关参数

各种厌氧处理工艺的有机物负荷与水力停留时间见表 2-6。水解酸化工艺用于不同废水的设计参数见表 2-7。厌氧工艺在不同温度下的设计容积负荷见表 2-8。EGSB 反应器在国外的应用见表 2-9。UASB 和 IC 反应器的工艺和颗粒污泥特性见表 2-10。厌氧工艺对可降解 COD 的容积负荷见表 2-11。

表 2-6　各种厌氧处理工艺的有机物负荷与水力停留时间

厌氧工艺	有机物负荷/[kgCOD/(m³·d)]	水力停留时间
普通消化池	0.5～2.0	15～30d
接触消化池	2～4(1.5～6)	>24h
厌氧滤池	3～10(5～10)	>10h
UASB	5～15(8～20)	4～8h(<10h)
厌氧内循环反应器 IC	15～40(15～30)	1～5h
AF+UASB	4～6	2d(COD 去除率 90%)
AF+UASB	14.8	1d(COD 去除率 88%)

注：有机物负荷括号内为常用负荷，水力停留时间括号内为常用停留时间。

表 2-7　水解酸化工艺用于不同废水的设计参数

废水种类	COD 去除率/%	SS 去除率/%	BOD/COD	水力停留时间/h	污泥水解/%
生活污水	30～50	>80	提高	2～4	30～50
造纸综合废水	30～50	>80	大为提高	4～6	
印染废水	<10	很低	大为提高	6～10	50
焦化废水	<10	80	大为提高	4	30～50
啤酒废水	40～50	80～90	基本不变	2～4	30～50
屠宰废水	30～50	80～90	基本不变		

表 2-8　厌氧工艺在不同温度下的设计容积负荷

温度/℃	设计容积负荷/[kgCOD/(m³·d)]	温度/℃	设计容积负荷/[kgCOD/(m³·d)]
高温(50～55)	20～30	常温(20～25)	5～10
中温(30～35)	10～20	低温(10～15)	2～5

表 2-9　EGSB 反应器在国外的应用

反应器容积/m³	处理对象	温度	COD 负荷/[g/(L·d)]	水力负荷/[m³/(m·h)]	备注
4×290	制药废水	中温	30	7.5	荷兰
2×95	发酵废水	中温	44	10.5	法国
95	发酵废水	中温	40	8.0	德国
275	化工废水	中温	10.2	6.3	荷兰
780	啤酒废水	中温	19.2	5.5	荷兰
1750	淀粉废水	中温	15.2	2.8	美国

表 2-10　UASB 和 IC 反应器的工艺和颗粒污泥特性

废水及反应器类型 反应器技术指标	啤酒废水		土豆加工废水	
	UASB	IC	UASB	IC
容积/m³	1400	50	2×1700	100
停留时间(HRT)/h	6	2.3	30	4.0
废水 COD/(kg/m³)	1.7	1.6	12	6～8
COD 去除率/%	80	85	95	85
污泥活性 COD/VSS	1.10	1.40	1.08	1.83
平均直径/mm	0.60	0.84	0.51	0.87
相对强度	0.83	0.32	0.71	0.53

表 2-11　厌氧工艺对可降解 COD 的容积负荷
(以 COD 去除 80%～90%计)

处理工艺	容积负荷/[kgCOD/(m³·d)]		
	15～25℃	30～35℃	50～55℃
厌氧活性污泥	1～3	3～10	5～15
厌氧接触法	0.5～2	2～6	3～9
厌氧生物滤池	1～3	3～6	5～9
厌氧生物转盘	1～3	2～8	5～10
厌氧膨胀率床	3～6	9～22	10～30
厌氧流化床	3～8	10～25	12～33

六、体会与建议

① 从厌氧技术的发展来看，第一代厌氧消化池乃至沼气池，虽然是传统的工艺技术，但是并不是落后了时代而不能选用，具体要看应用于何种行业，何种废水、污水、污泥。例如传统消化池和厌氧接触工艺，国内仍广泛地应用于城市污水处理厂的污泥处理；日本将厌氧接触法用于糖蜜废液的厌氧处理，规模 6000m³，进水 COD 47800mg/L，温度 54℃，HRT=10d，COD 去除率达 61.6%，使废水 COD 降至 18400mg/L，起了很大的前级处理作用，如果再加上一级厌氧接触工艺，则可使废水中 COD 降至 10000mg/L 以下，然后用 UASB 或 UBF 等再次厌氧，出水 COD 有望降至 2000mg/L 以下，再进入好氧阶段及过滤等工序，使处理出水达标排放是有把握的。这说明传统的厌氧消化工艺并不落后，利用其优点发挥其特点，仍然是可以选用的。

② 各类工业废水处理中应用最广泛的是 UASB 和 AF 或 UASB+AF、UBF，因为它们适应性强，至少比 IC 广阔。如进水 COD 可达 50000mg/L 左右，SS 可达 4000～5000mg/L 等，且 IC 进水浓度只是 UASB 的 1/10 左右，局限性很大，而且还要建立大量的内回流及外回流稀释，增加了能耗。目前国内仅应用于啤酒及柠檬酸行业。山东临清造纸厂用 IC 处理黑液等混合废水，COD 去除率只有 40%，还不及国外造纸废水应用 UASB 的去除率(50%～70%甚至更高)，因此可以说用到造纸行业(黑液+中段废水)是不太成功的。但由于 IC 反应器基本上是两段 UASB 的高度，布置上可节约地方，因此用地紧缺的建设单位，当处理啤酒废水或柠檬酸废水等还是可以考虑的。

③ 从工艺技术、适应性、开发周期、产生效益等方面进行综合考核和评选，环保企业可以考虑先开发 UASB、UBF 等类型的厌氧反应器，尤其是 UASB，荷兰等国具备成熟的技术、成熟的工艺，主要应在开发应用和改进提高上下功夫，开发制造出能赶超国外水平的 UASB 和 UBF 等厌氧装置。

④ IC 和 EGSB 等是厌氧装置中的第三代，是具有当代高水平的厌氧技术与装置。国内环保企业最好能组合力量，加大力度、加快速度，早日开发出此类产品，推向市场。

⑤ 开发水解+UASB 和水解+UBF 等厌氧工艺，促进厌氧技术的发展，尤其是对那些难或较难处理的、难降解的有机工业废水，如果前级加上水解段(或水解池)，就可将难降解的大分子有机物质通过水解作用转变成小分子，即易降解或较易降解的有机物质，再进入厌氧装置可较顺利地将有机物通过发酵酸化，转化降解后再进入好氧处理，这样对厌氧和好氧的顺利进行都是有益的，这个工艺尤其对难降解的高浓度有机废水更有好处。从水解酸化工艺对不同废水的设计参数中可以看出，虽然水解酸化作用对印染、焦化废水等的 COD 去除率不高，但通过水解酸化阶段后，BOD/COD 提高或大为提高，因此开发水解酸化+厌氧装置组合工艺是有发展前途的。

⊙ 本文作者：周国成，陈静英

第三篇

太湖流域富营养化问题的讨论与防治

一、太湖流域水体污染现状

1. 太湖流域概况

太湖是我国第三大淡水湖，面积 2400km²，流域面积 36895km²，是上海和苏州、无锡、常州、

杭州、嘉兴、湖州七城市的“心脏”，纵横交错的河网，是维系该地区生存、发展的各类“血管”。

以行政区划分，太湖流域涉及江苏、浙江、上海、福建、安徽五省市，以占全国不到3%的土地面积、8%的人口创造了全国14%的国内生产总值和财政收入。

改革开放以来，太湖流域成为我国经济增长最快、城市群密度最高的区域之一，工业废水和城市生活污水大量增加，加上农业规模化经营中农药化肥大量使用，使太湖地区水资源污染问题变得更加突出，流域上下游、左右岸间在治污排污上的矛盾日益突出。

尽管有烟波浩渺的太湖，有纵横密集的河网，本不该为水而发愁的太湖流域及其周边地区已经成为我国最为典型的水质型缺水地区。太湖是江苏南部、浙江北部和上海市生产与生活用水的主要来源。因污染严重，太湖被列为我国重点治理的“三河三湖”之一。

太湖流域居住人口4000余万，每人每天排水至少分摊为100多升污水，以国内生产总值计算，太湖流域人均近5000美元，相当于我国平均水平的近5倍。关于太湖水质有个生动的描述：(20世纪)50年代淘米洗菜，60年代洗衣灌溉，70年代水质变坏，80年代鱼虾绝迹，90年代身心受害。自80年代以来，太湖流域水质平均每10年下降一个等级，根据最近水资源评价初步成果表明，太湖流域有近一半地区的饮用水水源地的水质不合格(劣于Ⅲ类水质，相当于Ⅳ～Ⅴ类水质)，合格日供水量仅为600.7万吨，占日供水量的52.5%，也就是说日供水近一半水源水是不合格的。

2. 水污染“触目惊心”

太湖水污染的特征是重富营养化，其中60%的污染与人类直接有关，然而大量的人体排泄物、洗涤排放、餐饮业用水、生活污水及生活垃圾，继续威胁着太湖水质，并成为太湖污染“雪上加霜”的主要原因。

太湖污染问题已引起国家高度重视，2002年12月科技部启动了国家“十五”重大水专项——太湖水污染控制与水体修复技术及工程示范课题，成立了太湖湖泊治理有限责任公司，课题组通过河网区面源污染控制，水源地水质改善，重污染水体生态重建等方面的关键技术集成和工程规模的示范，为太湖水污染控制与水体修复提供了可行性技术方案。

2007年5月中旬太湖蓝藻再次暴发，严重地影响了无锡市及周边地区的供水水源，引起了党中央国务院的高度重视，发出了要把太湖治理好的号召。

造成太湖及太湖流域河系富营养化的根本原因，是太湖流域4000余万居民生活污水约70%左右未经处理或未处理好而直接排入太湖流域水系，汇流入太湖。由于生活污水中以粪尿为主的污染源，含有很高的氮、磷成分，是造成富营养化的主要根源。

经近10年的治理，目前太湖水体中14%是劣于Ⅴ类水标准，60%以上属于Ⅳ类、Ⅴ类水，而只有8%的水体达到或者优于Ⅲ类水。

二、防治对策

太湖流域造成富营养化的原因，客观地分析应该是多方面的，大体上有：太湖流域范围内70%未经过处理或未处理好的大量生活污水的直接排入；流域范围内处理不彻底的大量工业废水的排入，尤其是高浓度有机废水的排入；流域范围内未经处理的禽畜养殖场废水的排入；流域范围内的水域，尤其是网箱养鱼的食料过多地投加及鱼类排出的粪便；大运河和隔湖等水域航运船只员工未经处理的生活污水的排入等。以未经城镇污水处理厂处理的3000余万人口来计算，得出排入太湖流域的生活污水中的主要污染物质有：COD 1500t/d、54.75万吨/年，BOD 750t/d、27.375万吨/年，SS 750t/d、27.375万吨/年，氨氮60t/d、2.19万吨/年，磷30t/d、1.095万吨/年，如此大量的污染物质的排入，大大超过了太湖流域水体的自净能力，这是导致太湖流域富营养化加剧的根源所在。

为了在较短时间内解决太湖水域富营养化问题，防治富营养化的继续蔓延及加快消除富营养化问题，现提出如下几点对策，供广大读者研究与参考。

(1) 太湖流域城市和建制镇均应尽快规划建设城镇污水处理设施。达标排放工业废水应纳入城镇污水收集系统并与生活污水合并处理。对排入城镇污水收集系统的工业废水应严格控制重金属、有毒有害物质、高浓度有机物，并在厂内进行预处理，使其达到国家和行业规定的排放标准。对不能纳入城镇污水收集系统的居民区、旅游风景点、度假村、疗养院、机场、铁路车站、经济开发区等分散的人群聚居地排入的污水和独立工矿区的工业废水，应进行就地处理达标排放，甚至向深度处理发展和实施。

(2) 设市城市重点流域及水资源保护的建制镇，必须建设二级污水处理设施，可分期分批实施。受纳水体为封闭或半封闭水体时，为防治富营养化，城市污水进行二级强化处理，增强除磷脱氮的效果。

对于早期建成的城市污水处理厂，当时没有考虑脱氮除磷工艺的应在改扩建中切实解决。

(3) 太湖流域的广大农村，在目前还不可能村村或几个村联合建设污水处理设施时，在没有完成乡村规划和改造前的过渡办法是抓紧建设一家一户或几家几户联合的化粪池，实现预处理和初级处理后排放，尽可能地削减污染物质的威胁。三格式化粪池可以起到预处理和初级处理的目的，作为一种过渡方式逐步向村镇污水处理厂的建设接轨。化粪池可用砖砌、钢筋混凝土或玻璃钢材质的，不必强求某一材质，只要保障建设质量，其处理效果基本上能达到。事实上农村化粪池的建设是农村生活污水处理的雏形，是向高一级处理标准的过渡形式。

(4) 随着农村区域与住宅规划的集中，城市化的进程以及乡镇企业的发展，应以镇为中心将乡镇企业所排出的工业废水与临镇农村居民的生活污水一并规划建设乡镇污水处理厂。做到规划先行，合理确定污水处理设施的布局和设计规模，并应优先安排建设乡村污水收集系统。

当前有条件的村、镇、学校、机关、团体、风景点、旅游区、度假村、疗养院、机场、铁路、车站、广场可发展建设绿色环保生态厕所，彻底消除粪便污染。

(5) 工业废水处理站尤其是出水直排太湖流域水系或太湖的，应在原来二级排入标准的状态下提高处理水平，通过改扩建和处理工艺的完善，使处理出水达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 一级标准，甚至向深度处理的高标准努力。

(6) 加强禽畜养殖场的污水处理，凡养殖场的污水直排太湖流域或水域者，必须建立污水处理设施，宜选用粪水经固液分离、厌氧处理、沉淀、好氧处理、后处理或深度处理后达标排放，排放标准应按《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 一级标准要求，对粪尿冲洗水也应进行厌氧消化处理后浇灌农田，干粪作农肥或生产有机复合肥料。

(7) 压缩太湖流域和太湖本身网箱养殖业，在较短时期内彻底取缔网箱养殖业和与其相似的水产网箱养殖，堵截此类水生动物人工投放饲料和动物大量排泄物对水体的直接污染。

(8) 据统计京杭运河上每天有 4 万多只船只通航，因此应堵截太湖流域水上航运船只的生活粪便与生活污水直接排入水体。对每艘船只，必须建立生活污水处理装置，将生活污水处理到 GB 18918—2002 一级标准才能在太湖流域水域航运，水政部门要通过相关的航运许可证加以控制。

(9) 应堵截太湖流域城镇向太湖流域河道及太湖本身倾倒垃圾等污染物质，太湖流域管理局应建立常设机构，进行监督。

(10) 太湖流域的广大农田要合理施肥，要加强研究和制定合理的水肥管理措施，在不影响农作物单产的前提下，最大限度地减少农田化肥用量，尽量减少农业污染太湖流域及太湖的压力。

(11) 太湖湖底底泥沉积严重，要根据底泥厚度和严重性分批疏浚、清挖，彻底清除湖底污染源，为清除污染源控制奠定基础。

(12) 对太湖流域的河道及本身应用生物修复技术治理污染水体，太湖流域的水体污染相当严重，大部分城市河道常年处于黑臭状态，池塘、河流、湖泊的富营养化程度也是逐年升高趋势。结合太湖流域水体特点，广泛开展生物修复技术，主要是利用特定的生物（微生物、植物等）在可控环境条件下，将原有的和不断排入的有害污染物转化为无害物质的技术。较之传统的化学方法，生物修复法具有费用省、效果好、对外界干扰少以及没有或很少二次污染等诸多优点，已成为环保工作者和水利工作者研究的热点、应用的焦点。

三、太湖治理初见成效

2007 年 5 月太湖蓝藻大面积暴发，严重影响了无锡市及周边地区的供水水源水质。太湖经过三年多的治理，有显著成效。首先是 2008 年与 2009 年春夏季节太湖未发生大面积蓝藻。其次是蓝藻发生次数和面积明显减少，水质持续改善，尤其是居民饮用水安全得到有效保障，水源地和自来水厂正常运行。下面将无锡市的全面治理太湖作为一个缩影加以介绍。

在党中央、国务院及省市各级领导的重视下，无锡市环保局等各级部门协同贯彻落实科学发展观，坚定不移地执行国家、省有关环境保护方面文件和会议精神，围绕太湖污染防治节能减排和小康指标考核艰巨任务，认真贯彻实施市委、市政府治理太湖保护水源“6699”行动和环保优先“八大”行动方案，狠抓生态市创建、污染物减排、太湖水污染防治等重点工作，以铁的决心、铁的手腕、铁的纪律强势推进治太保源和生态重建，环境保护工作呈现出良好的发展势态，太湖治理取得新进展，主要污染物减排实现新突破，生态建设获得新成效，监督能力得到新提高。

2008 年 13 条主要入湖河流总体水质有所改善，其中处于Ⅱ～Ⅳ类水平的有 9 条，占总数的 69%，处于Ⅴ～劣Ⅴ类水平的有 4 条，分别为新渎港、殷村港、漕桥河和直湖港，占 31%，主要污染因子为氨氮；无锡市饮用水源地出入湖河流水质、湖体富营养化程度均得到不同程度的改善，37 个“小康社会”考核断面达标率比较稳定，全年达标率为 81%，比去年同期提高 65 个百分点；64 条河（湖、库、荡、氿）9 个“河长制”考核断面达标率为 78%，较 2007 年上升了 16 个百分点。

1. 全面进行水环境综合整治

(1) 全面封堵入湖入河排污口。沿湖 37 家单位的排污口完成了封堵任务。同时，重点排查了 48 条入湖河道，共排查出沿河 394 家排污单位、323 个排污口。

(2) 加快实施城区河道整治及沿岸排污单位截污工程。第一轮 88 条小河浜，24 条河道的综合整治和城区河道沿岸 180 家企业截污工程已经完成。同时，分期分批对污水管网覆盖范围内的城区实施雨污分流和截污（含管网铺设有困难的城区）。

(3) 积极实施清淤和调水。对沙渚、小湾里水源地组织清淤，完成城乡河道清淤量 3227 万立方米，全面实施五里湖、梅梁湖水环境综合整治和水生态修复工程，同时积极实施梅梁湖泵站调水，2008 年通过常熟枢纽，累计抽引长江水 21.6 亿立方米。

(4) 积极实施污水集中处理。无锡市共建成 61 座城镇污水处理厂，日处理能力达 140 万吨。新铺设污水管网 1310km，污水管网累计达 4078km。市区生活污水处理率达 80%。

(5) 全力开展主要河道断面水质达标工作。市委、市政府办公室出台了《无锡市河（湖、库、荡、氿）断面水质控制目标及考核办法（试行）》，把全市 79 个考核断面分解到各市（县）、区领导班子成员，挂牌负责，按照“一河一策”的要求，加快落实各项治理措施，严格监管重点污染企业，率先推动了直湖港、梁溪河、望虞河和漕桥河等一批重点河道的综合整治，并制定了“河长制”及监测方案。

2. 进一步明确总量减排指标

(1) 压缩存量。有序引导产业梯度转移，开展化工、印染、电镀、冶金、酸洗等行业专项整

治。2007年无锡地区关停规模以下化工企业775家，关停化工之外的“五小”企业和“三高两低”企业31家，整改34家，关停砖瓦窑厂142家，实现节能80万吨标准煤，减少二氧化碳排放2000t左右。同时对省下达的重点流域92家限排企业和太湖流域26家限排单位，严格落实限排措施，对望虞河沿线17家企业，责令停业排放含氮污水。

(2) 严控增量。实行严格的环境准入制度，严格执行《无锡市产业结构调整指导目录（2008年)》和《无锡市太湖保护区建设规划》中的各项控制、限制、禁止规定；从严控制氮磷污染物项目的实施方案，提出了4条禁止和限制开发的政策意见。对全市128个已批在建排放氮磷项目全面进行清理，重点污染企业和污水处理厂都加测氮磷指标；全市已基本停止审批新建热电厂、印染和重污染的化工企业，劝退或否决了一批不符合准入门槛的工业企业。

(3) 完成减量。调整减排计划和工程，减排工程项目由原来的195个增加到220个；加大生活污水接管和提标减排力度，无锡市锡山区、惠山区加快推进污水处理厂新建和扩建。无锡市区和江阴市的污水处理厂正在按照《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002）表1中的一级A标准和《太湖地区城镇污水处理厂及重点工业行业主要水污染物排放限值》(DB 32/T 1072—2007）加快技术改造。江阴市投资近8000万元，重点实施中水回用工程46个，取得了明显的减排效益。

2009年8月10日《现代快报》上刊出温总理在江苏考察时提出的太湖治理效果比预期要好的结论。说明太湖有望在近期恢复和达到“太湖美，美就美在太湖水”的诗情画意。

⊙本文作者：张岳清，周国成，凌建军，张方山，王盘君，蒋烈平，王洪春，姜达君，倪晓虹

第四篇

城市污水处理厂升级改造与深度处理工艺技术

一、城市污水处理厂升级改造背景介绍

2007年春末夏初以来，我国三大湖泊之一的太湖水域相继发生了大面积的蓝藻暴发蔓延，给以太湖水为水源的无锡市及其周边地区造成了严重的威胁，使浩荡的太湖水源不能使用。党中央和国务院对此十分重视和关怀。温总理来江苏视察并召开会议，发表了10条治理太湖的根本措施，其中对城市污水治理要求严格执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002）一级A标准，为此已建的原按照《污水综合排放标准》(GB 8978—1996）中的一级标准或GB 18918—2002一级B标准建成的城镇污水处理厂和新建的城镇污水处理厂均要按GB 18918—2002一级A标准执行实施，因此在2007年下半年至今，在太湖流域范围内，对原有城镇污水处理厂均要升级或进行深度处理，对正在设计的、即将建设的城镇污水处理厂则一步到位，南水北调沿线的城市污水处理厂亦要按升级标准进行建设和技术改造。

二、城镇污水处理厂升级处理工艺技术

1. 原建厂

太湖流域城镇污水处理厂的各种工艺流程如下。

(1) 二级出水→提升泵→混凝反应沉淀→过滤→消毒→出水

(2) 二级出水→提升泵→微絮凝反应→过滤→消毒→出水

(3) 二级出水→提升泵→两级曝气生物滤池→混凝反应→磷沉淀池→消毒→出水

(4) 二级出水→提升泵→MBR 工艺系统→消毒（视情况可省或备用）→出水（亦可将 MF 板式膜置于原曝气池内组合成 MBR 工艺系统）

(5) 二级出水→提升泵→絮凝澄清池→过滤→消毒→出水

(6) 二级出水→提升泵→接触氧化与沉淀组合→过滤→消毒→出水

(7) 二级出水→提升泵→溶气气浮→过滤→消毒→出水

(8) 二级出水→提升泵→混凝反应→高密度澄清过滤组合→消毒→出水

(9) 二级出水→提升泵→过滤→臭氧氧化→加氯消毒→出水

(10) 二级出水→提升泵→接触氧化→沉淀→过滤→活性炭吸附→加氯消毒→出水

(11) 二级出水→提升泵→接触氧化→混凝沉淀→过滤→活性炭吸附→加氯消毒→出水

(12) 二级出水→提升泵→D 型滤池（纤维过滤）→加氯消毒→出水

2. 新建厂

(1) 选用 A^2/O 工艺及 A^2/O 改良工艺　A^2/O 工艺的优点是厌氧、缺氧、好氧交替运行，可以达到同时去除有机物、脱氮、除磷的目的，而且这种运行状态丝状菌不易生长繁殖，基本不存在污泥膨胀。A^2/O 工艺流程较简单，总水力停留时间少于其他同类工艺，并且一般不需要外加碳源，厌氧缺氧段只需进行慢速搅拌或在缺氧段进行低氧换气，运行费用较低。

A^2/O 工艺的缺点是除磷效果受到泥龄、回流污泥中挟带的溶解氧和 NO_3^--N 的限制不可能十分理想。同时由于脱氮效果取决于混合液回流比，而 A^2/O 工艺的混合液回流比不宜太高（一般≤200%），故脱氮效果不能满足较高要求。如果提高混合液回流比至 300%～500%时，可以得到较高的脱氮效果，但能耗较大，一般又不宜采用。A^2/O 工艺虽然比 A/O 工艺好，但仍存在上述缺陷，经过近年来的研究与实践，认为改良型 A^2/O 中最有代表性的是倒置硝化及反硝化工艺。

倒置 A^2/O 工艺是将缺氧池放到厌氧池前面，而以水解酸化代替缺氧池起到比缺氧池还要好的作用。应用水解和酸化原理，将污水中难以溶解的有机物如多环大分子有机物质经水解与酸化作用转变为小分子易溶解的有机物，使部分难溶解的有机物在缺氧段得以开环开键，使不可生化或难生化的有机物转变为可生化的，从而提高了可生化性 B/C 的比值，使污水中的 COD_{Cr} 去除 30%～50%，BOD 去除 20%～30%，SS 去除 50%～70%，其他一些污染物也有不同程度的去除或降低。同时氨氮在两次反硝化的进程中，有利于将 NH_4^+-N 转变成氮气在缺氧段和厌氧段释放于大气。试验研究与实践证明，倒置 A^2/O 工艺的脱氮除磷效果更高且稳定，符合我国国情，具有较高的应用价值。

倒置 A^2/O 工艺比常规 A^2/O 工艺脱氮率大约可提高 10%～15%，而除磷提高较小，同时对出水要求<0.5mg/L 时，仍需投加化学药品，将污水中大部分磷沉到污泥中。

(2) 选用其他工艺　选用 AB、SBR 及 SBR 演变的 CASS、CAST、ICEAS、MSBR、UNITANK、氧化沟及改良型氧化沟等工艺进行经济技术比较后确定一两种实施工艺，最终选定一种工艺。

(3) 选用国外成熟工艺

① Phoredox 工艺　Phoredox 工艺（五段）是 Bardenpho（四段）脱氮工艺的改进型，其差别在于第一个缺氧池增加一个厌氧池，工艺流程如图 4-1 所示。

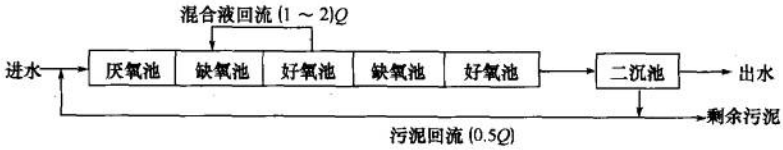


图 4-1　Phoredox 工艺（五段）流程

Bardenpho 工艺本身也具有同时脱氮除磷的功能，但 Phoredox 工艺在缺氧池前增加了一个厌氧池，保证了磷的释放，从而在好氧条件下有更强的吸磷功能，提高了除磷的效率。最终在好氧段为混合液提供短暂的曝气时间，也可降低二沉池出现厌氧状态和释磷的可能性。Phoredox 工艺的泥龄较长，一般设计时取 10～20d，为使污泥稳定，泥龄值还可取得更长，增加了碳氧化能力。Phoredox 工艺的缺点是污泥回流携带硝酸盐到厌氧池会对除磷有明显的不利影响，且受水质影响较大，对于含磷不同的污水除磷效果不稳定。

② UCT 工艺　UCT 工艺是开普敦大学开发的一种类似于 A^2/O 工艺的一种脱氮除磷工艺，工艺流程如图 4-2 所示。

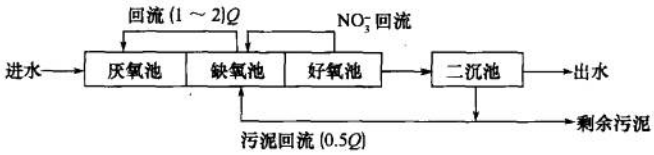


图 4-2　UCT 工艺流程

UCT 工艺与 A^2/O 工艺的不同之处在于沉淀池污泥回流到缺氧池，而不是回流到厌氧池，这样可以防止由于硝酸盐氮进入厌氧池，破坏厌氧池的厌氧状态而影响系统的除磷效率。同时增加了从缺氧池到厌氧池回流的混合液，混合液中含有较多的溶解性 BOD，而硝酸盐很少，为厌氧池内所进行的厌氧发酵等提供了最好的条件。在实际运行过程中，当进水中总凯氏氮 TKN 与 COD 的比值较高时，需要降低混合液的回流比以防止 NO_3^- 进入厌氧池。如果回流比太小，会增加缺氧池的实际停留时间。而实际观察证明，如果缺氧池的实际停留时间超过 1h，在某些单元中污泥的沉降性能会恶化。

③ 改良 UCT 工艺　为了使进入厌氧池的硝酸态氮含量减小，保证回流污泥具有良好的沉淀性能（回流比不能太小），开普敦大学又开发了改良的 UCT 工艺，其工艺流程如图 4-3 所示。

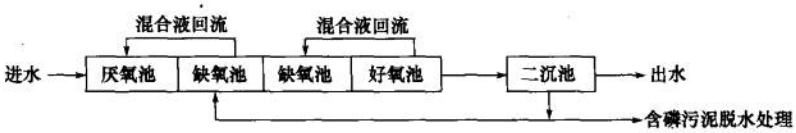


图 4-3　改良 UCT 工艺流程

在改良 UCT 工艺中，缺氧池分为两部分，第一缺氧池接纳回流污泥，然后由该反应池将污泥回流至厌氧池，硝化混合液回流到第二缺氧池，大部分反硝化反应在此池进行。改良 UCT 工艺基本解决了 UCT 工艺所存在的问题，最大限度地消除了厌氧段回流液中的硝酸盐和对摄磷产生的不利影响。但由于增加了缺氧段向厌氧段回流，其运行费用较高。

④ VIP 工艺　VIP 工艺是美国弗吉尼亚州 Hampton Roads 公共卫生区与 CHZMHILL 公司为该区 Lamberts Point 污水厂的改扩建设计的。该改扩建工程称为 VIP 工艺，并获得了专利。工

艺流程如图 4-4 所示。

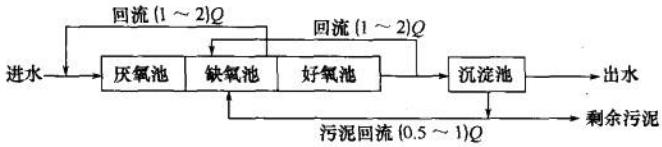


图 4-4　VIP 工艺流程

VIP 工艺反应池采用分格方式，将一系列体积较小的完全混合式反应格串联在一起。这种形式形成了有机物的梯度分布，充分发挥了聚磷菌的作用，提高了厌氧池磷的释放和好氧池磷的吸收速率。因而比单个大体积的完全混合式反应池具有更高的除磷效果。缺氧池的分格使大部分硝化反应都发生在前几格，有助于缺氧池的完全反硝化，这样在缺氧池的最后一格硝酸盐含量极低，基本上没有硝酸盐，通过缺氧池的回流液进入厌氧池，保证了厌氧池严格的厌氧环境。

与 UCT 工艺相比，VIP 工艺采用高负荷运行，混合液中活性微生物所占的比例较高，且污泥泥龄短，因而运行速率高，除磷效果好，相应反应池的容积也较小。具体见表 4-1。

表 4-1　VIP 工艺与 UCT 工艺的比较

VIP 工艺	UCT 工艺
多个完全混合式反应格组成	厌氧、缺氧、好氧单个反应器
流程采用分区方式，每区 2～4 格组成，泥龄 4～12d	每个反应区都是完全混合的
污泥回流与混合液回流通常混合在一起	泥龄 13～25d，通常≥20d，污泥得到稳定（南非）
缺氧区的缺氧混合液回流与进水混合	从完全混合的缺氧区将缺氧混合液直接回流到厌氧区
工程的典型水力停留时间为 6～7h	工程的典型水力停留时间为 24h

⑤ 脱氮除磷最新工艺　目前最新脱氮除磷工艺有短程硝化及硝化、厌氧氨氧化、完全自养型生物脱氮、亚硝化-厌氧氨氧化联合工艺等多种新工艺，处于试验研究走向实用阶段。国内大专院校和科研单位正在积极进行试验研究，国外荷兰等国家已将新工艺在新建污水厂中应用，作为示范工程。

国外部分污水处理厂脱氮除磷工艺的应用情况见表 4-2。

表 4-2　国外部分污水处理厂脱氮除磷工艺的应用情况

污水厂名	处理规程 /（m^3/d）	所用工艺	工艺主要设计参数	出水 TN /(mg/L)	出水 TP /(mg/L)
美国 Hookers Point 污水厂	36300	Bardenpho	内回流 200%，外回流 175%，MLVSS 2.5～3.98g/L，好氧池 HRT<2h	≤3.0	
美国 Reno-Sparks 污水厂	100300	Phostrip		≤4.6	
美国 River-Oaks 污水厂	37850	A/O	θ_c=30d，HRT=3.8h	≤1.0	
美国 Largo 污水厂	37100	A^2/O	厌氧池 HRT 0.8h，缺氧池 0.5h，好氧池 2.9h，混合液回流比 200%，θ_c=10d	≤8.0	
美国 Lamberts 污水厂	151400	VIP	外回流 50%～100%，混合液回流 100%～200%，厌氧池和缺氧池占总体积 34%，HRT =6.5h	≤10.0	

（续表）

污水厂名	处理规程/（m^3/d）	所用工艺	工艺主要设计参数	出水 TN/(mg/L)	出水 TP/(mg/L)
美国 Pallmetto 污水厂	5300	Phoredox	厌氧、第一缺氧、第一好氧、第二缺氧、第二好氧的 HRT 分别为 1.0h、2.7h、4.7h、2.2h 和 1.0h，混合液回流比 400%，泥龄 14～20d	≤3.0	
美国 Decity 污水厂	11350	SBR		≤5.4	
加拿大 Penticton 污水厂	15000	UCT		≤1.0	
荷兰 Vcenendaat 污水厂	125000	Carrousel 2000		≤3.1	
南非约翰内斯堡 Goudkoppies 污水厂	51000	Bardenpho	厌氧、第一缺氧、第一好氧、第二缺氧、第二好氧池的 HRT 分别为 1.2h、2.3h、7.1h、2.3h、1.3h 内回流 400%，外回流 70%～160%	≤0.39	PO_4^{3-}-P ≤0.36

注：南非约翰内斯堡 Goudkoppies 污水厂进水在有腐化污水（较高浓度的工业废水）时，其处理效率较高，进水 COD 600mg/L，BOD_5 260mg/L，TKN 36mg/L，TP 7.3mg/L，处理出水达到 TP 0.66mg/L，PO_4^{3-}-P 0.36mg/L，NH_3-N 0.39mg/L。

（4）其他脱氮除磷工艺

① 氧化沟　氧化沟脱氮除磷 I 主要指改良型卡鲁塞尔氧化物与 Orbal 氧化物，在前段增加厌氧、缺氧段，建立一种 A^2/O 工艺与氧化沟相结合的改良型工艺。国内已有新建的山东菏泽市污水厂和河南文登市污水厂在运行中取得了较好的脱氮除磷效果，基本达到或接近 GB 18918—2002 一级 A 标准。

② SBR 及其变形工艺　序批式反应器系统（SBR 为主体）由于其良好的工艺性能和灵活的操作运行，使其易于引入厌氧、缺氧、好氧过程，成为人们脱氮除磷工艺选择的对象。通过改变运行方式，合理分配曝气阶段和非曝气阶段的时间，创造交替运行的厌氧、好氧条件，实现生物脱氮除磷目的。国内也有多处的应用事例，在此不一一列举。这两种或其他工艺（如百乐卡等）大都用于中小型城市污水处理厂，处理水量一般不超过 10 万吨/天。

（5）污水生物脱氮除磷工艺的选择　当出水对 NH_3-N 和 TN 有具体要求时，应用时考虑硝化与反硝化，根据出水 TN 的要求选择脱氮工艺，见表 4-3。

表 4-3　根据出水 TN 的要求选择脱氮工艺

出水水质 TN 要求/（mg/L）	可选择的脱氮工艺
8～12	所有的单级活性污泥系统、氧化沟、SBR 及其变形工艺
6～8	强化后的 A^2/O、UCT、VIP 等工艺
3～6	Bardenpho 工艺、改良的氧化沟、改良的 SBR 工艺
≤3	高级生物脱氮系统及最新工艺

强化措施包括提高从好氧池到缺氧池的回流比，采用保守的设计参数等。生物脱氮除磷工艺常用设计参数见表 4-4。

表 4-4　生物脱氮除磷工艺常用设计参数

工艺参比 工艺	F/M /[kgBOD$_5$/(kg MLSS·d)]	SRT /d	第一 厌氧池 /h	第一 缺氧池 /h	第一 好氧池 /h	第二 缺氧池 /h	第二 好氧池 /h	污泥回流比/%	混合液回流比/%	MLSS /(mg/L)
A/O	>0.1	5～10	1～2		2～4			40～100		2000～4000
A^2/O	0.15～0.7 (0.15～0.25)	4～27 (5～10)	0.5～ 1.3	0.5～ 1.0	3.0～ 6.0			40～100	100～300	3000～5000
AB	A段 3～4 (2～6) B段 0.15～0.3 (<0.15)			0.5～ 0.75			2～6	A段<70 (20～50) B段 50～100		1500～4000
SBR	高负荷 0.1～0.4 低负荷 0.03～0.1	周期高负荷 HRT　3～4h 周期低负荷 HRT　2～3h								1500～5000
氧化沟	0.05～0.15	5～8			10～24		10～24	50～100		2000～6000
改良氧化沟	0.05～0.15	15	1～2	1～2	10～12			50～100		3000～5000
BAF	4～6						DN池 10～ 20min CN池 30～ 45min			
Phoredox	0.1～0.2	10～40	1～2	2～4	4～12	2～4	0.5～1	50～100	400	2000～4000
UCT	0.1～0.2	10～30	1～2	2～4	4～12	2～4		50～100	100～600	2000～4000

注：表中的设计参数不带括号者是名义设计参数，括号内的是常用的设计参数。

3. 讨论与探讨

① 上面原建厂的工艺，确保出水 TP≤0.5mg/L，还应考虑化学除磷工序，使出水 TP≤0.5mg/L 甚至更低。

② 我国应用 MBR 工艺的实例中，对市政污水用管式膜 COD 去除率达到 92%～99%，微滤(MF) 去除 NH_3-N 80%～90%，TP 50%～55%。如果二级出水再用膜法处理要达到升级标准是没有问题的，但造价可能要高。

③ 对于上述多种工艺的选用均应通过技术经济比较，结合实际情况，因地制宜地考虑选用。

三、污水深度处理工艺技术方法与回用技术

深度处理工艺相当部分类同升级的水质处理要求，但深度处理的要求根据不同的处理对象和所要解决的问题有所不同。

污水深度处理的目的是进一步去除常规二级处理不能完全去除的悬浮物、有机物、氮、磷、重金属、细菌等，鉴于我国水资源短缺的现状，污水回用水质主要考虑脱色，除臭，去除 COD、BOD、SS 等。

1. 深度处理的对象与目标

深度处理的对象及目标是：去除二级出水中残留的 SS（包括活性污泥颗粒）、脱色、除臭，使水进一步得到澄清；进一步降低 COD、BOD、TOC 等指标，使水质进一步稳定；进一步脱氮除磷，消除能导致水体富营养化的因素；消毒灭菌，去除水中的有毒有害物质。

2. 深度处理方法

深度处理常用的处理方法与技术有过滤、活性炭吸附、膜处理、脱氮除磷技术、生物过滤、膜分离、膜生物反应器等。活性炭含有大量的微孔，比表面积大，可有效地去除色、臭、有机物、无机物及部分重金属，是深度处理中最广泛而有效的处理技术之一。在处理技术中较为广泛的膜技术有超滤、微滤、纳滤、反渗透、电渗析等，其去除率高，膜价格的逐步降低会促进膜技术在深度处理中的应用。微滤可以去除沉淀不能去除的细菌和部分溶解性有机物。生物过滤技术充分利用滤料的截污吸附作用和滤料上附着生物膜的降解作用，有较高的去除率，具有能耗低、流程短、易操作等优点。新型的脱氮除磷技术缩短了脱氮历程，降低了动力消耗，节省了碳源，提高了处理能力。近年来生物技术的发展又带动了水处理行业的发展，如利用生物膜或固定化细胞进行单级生物脱氮，并已开发出新型的生物反应器及新的固定化方法，但这些新方法、新工艺仍处于试验阶段，有待进一步进行中试、生产性试验以提供相应的技术参数供工程设计应用。对污水浓度处理技术的影响因素、处理水的用途、原水水质、各项处理水质、单元工艺可行性、与整体流程的适应性、运行控制难易程度、设备国产化程度、废弃物处置方法、工程投资与运行成本等均应做全面的研究。

表 4-5 是城市污水深度处理的目的、去除对象和所采用的处理技术。

表 4-5 城市污水深度处理的目的、去除对象和所采用的处理技术

处理目的	去除对象		有关指标	主要处理技术
再用于排放水体	有机物质	悬浮状态	SS、VSS	微滤、快滤、混凝沉淀
		溶解状态	BOD、COD、TOC、TOD	混凝沉淀、活性炭吸附、臭氧氧化
防止富营养化	植物类、营养盐	氮、磷	TN、TKN、NH_3-N、NO_3^--N、NO_2^--N、TP、PO_4^{3-} 等	折点氯化脱氨、吹脱、生物脱氨、化学除磷等
再用	微量元素	溶解性无机物，无机盐类	电导率，Na^+、Ca^{2+}、Cl^-	反渗透、电渗析、离子交换等
		微生物	细菌、病毒	臭氧氧化、消毒（氯气、次氯酸钠、紫外线、臭氧、高压电场等）

3. 处理工艺流程

除磷所用药剂有铝盐（硫酸铝除磷）、聚氯化铝（PAC）、铝酸钠（$NaAlO_2$）、铁盐（氯化铁与硫酸铁），pH>9.5，石灰混凝沉淀除磷投加量 30mg/L 左右，除磷率 50%～95%。生物除磷国外的斯特利普除磷工艺（污泥厌氧除磷池）出水 P<1mg/L，同步脱氮除磷的 Bardenpho 工艺

脱氮（NH_3-N）90%～95%，除磷95%～97%。

经深度处理后的水能够使用的场所包括：

(1) 排放到具有较高经济价值的水域、补充地面水源；

(2) 回用于农田灌溉、市政杂用，如浇灌城市绿地、树木花草、冲洗道路、车辆及景观补充水；

(3) 居住小区的中水回用于冲厕、绿化、道路等；

(4) 用以防止地面下沉或海水入侵，进一步处理回灌于地下；

(5) 作为工业企业冷却用水或进一步处理到循环冷却水的补充水及锅炉补给水；

(6) 作为工业企业生产回用水，如钢铁、发电、化工、造纸。

二级处理出水可采用如下工艺进一步处理。

二级处理出水
- 加药微絮凝反应→过滤→消毒灭菌→水池→回用
- 滤池过滤→消毒灭菌→水池→回用
- BAF曝气生物滤池→加药混凝反应→磷沉淀→消毒灭菌→水池→回用
- 混凝反应(生物絮凝反应)→沉淀→滤池→消毒灭菌→水池→回用
- 生物膜法处理→沉淀→滤池→消毒灭菌→水池→回用
- 投药混凝反应→沉淀→消毒灭菌→水池→回用
- 投药混凝反应→沉淀→过滤→活性炭吸附(或臭氧)→消毒灭菌→水池→回用
- 膜分离→活性炭吸附→消毒灭菌→水池→回用
- MBR合建式→消毒灭菌→水池→回用
- MBR分建式→消毒灭菌→水池→回用

城市污水二级处理出水再进行絮凝沉淀、过滤与活性炭吸附的结果见表4-6。

表4-6　城市污水二级处理出水再进行絮凝沉淀、过滤与活性炭吸附的结果

水质项目	絮凝沉淀过滤				活性炭吸附	离子交换	微滤膜(MBR)	反渗透(RO)	臭氧氧化	国外资料	
	混凝沉淀	过滤	综合	出水水质						絮凝沉淀	砂滤
SS/(mg/L)	40～60	40～60	70～80	5～10	60～70	≥50	90～100	≈100		TSS70	73
BOD_5/(mg/L)	30～50	25～50	60～70	10～50	40～60	25～50	92～99	>90	20～30	65	39
COD_{Cr}/(mg/L)	25～35	15～25	35～45	40～75	40～60	25～50	70～89	>90	≥50	69	34
TN/(mg/L)	5～15	5～15	10～20		20～30		80～90	80～90			
TP/(mg/L)	40～60	30～40	60～80	1	80～90		50～55	70～90		78	57
铁/(mg/L)	20～60	40～60	60～80	0.3	70～80			>50			
浊度/(NTU)	50～60	30～50	70～80	3～5	70～80			90～100		86	71
NH_3-N/(mg/L)					30～40	≥50	90～98	>90		51	56
TOC/(mg/L)										90	33
油脂/(mg/L)								>90			
色度/度					70～80					72	31

有关标准的比较见表4-7。

表 4-7 有关标准的比较

标准名称		pH 值	透明度/度	COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	SS/(mg/L)	动植物油/(mg/L)	石油类/(mg/L)	阴离子表面活性剂/(mg/L)	总氮/(mg/L)	氨氮/(mg/L)	总磷/(mg/L)	总大肠菌数/(g/L)
《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)	一级	6～9	50	60	20	20	10	5	5		15	0.5	100
	二级	6～9	80	120	30	50	20	10	10		25	1.0	500
《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)	一级 A	6～9		50	10	10	1	1	0.5	15	5(8)	0.5	1000
	一级 B	6～9		60	20	20	3	3	1	20	8(15)	1.0	1000

四、昆山市城区污水处理厂工艺升级改造

2007 年下半年，太湖流域的江苏、浙江、安徽、上海等省市都积极行动起来，对已建成的二级城市污水处理厂着手进行升级改造，全国各大市政工程设计研究院及江苏省市政设计研究院纷纷参加了城市污水处理厂升级改造工程的招投标工作。表 4-8 为昆山市城区污水处理厂工艺升级改造的方案情况。

表 4-8 昆山市城区污水处理厂工艺升级改造的方案情况

设计单元	选用工艺（规模 7.5 万吨/天）	改造和新建主要构筑物与设备
中国市政工程西南设计研究院	方案一： 原水→强化二级→提升泵房→混合 →絮凝沉淀→过滤→消毒→出水 ↓污泥进脱水机房脱水处理	① 原生物池改造，投放悬浮填料 3600m³ ② 中间提升泵房 15m×8m×4.5m ③ 混凝斜管沉淀池 28m×30m ④ 滤池及反冲洗泵房 30m×26m ⑤ 加药间 96m² ⑥ 自控仪表、电气
南京市政设计研究院有限责任公司	方案二： 原污水厂沉淀池→提升泵房→曝气生物滤池→消毒池→出水 ↓ 反冲洗泵房 排流至浓缩池→污泥脱水车间	① 提升泵房 11.4m×7.4m ② 曝气生物滤池 20.1m×14.0m ③ 反冲洗泵房 28m×9m ④ 自控仪表、电气
中国市政工程中南设计研究院	方案三： 原二级处理→提升泵房→D 型滤池 →储水池→消毒→出水 反冲洗泵房 → D 型滤池 反冲洗风机 → D 型滤池	① 原生物池改造，投放悬浮填料 3500m³ ② 中间提升泵房 24.5m×10m ③ 紫外线消毒池 10.0m×4.1m ④ D 型滤池 42m×30m×4.0m ⑤ 提升泵房 140m² ⑥ 自控仪表，变配电改造 ⑦ 加药间 60m² ⑧ 厂区管道

方案一将原生物池改造为投加悬浮填料的曝气生物池，即悬浮填料曝气池，以利于提高活性污泥生物池的功效。混凝沉淀池采用斜板沉淀池，板距≥100mm，防止板距过小时造成堵塞或局部堵塞现象。方案二中的曝气生物滤池应采用两级，即脱碳与脱氮两级串联运行，用一级脱碳对 COD 由 60～80mg/L 降至 50mg/L 以下是应该达到的，但对氨氮要经脱氮池处理降至 5（8）mg/L。方案三加药絮凝直至 D 型滤池，还是加药絮凝反应沉淀后进入 D 型滤池也要进一步明确。这几点将在下面对过滤技术与 BAF、MBR 技术等做进一步讨论与阐述。

五、曝气生物滤池（BAF）、纤维滤池、MBR 技术与实例

1. 曝气生物滤池(BAF)

曝气生物滤池于 2000 年前后开始应用到工程中，其中有我国自行设计的，也有引进国外技术与设备的。国外技术较有代表性的是法国德利满公司为大连市马栏河城市污水处理厂设计并提供技术与设备，其规模是日处理城市污水 12 万吨，设计的进出水水质及去除率见表 4-9。

表 4-9　马栏河城市污水处理厂进出水水质及去除率

项　目	SS		COD_{Cr}		BOD_5		NH_3-N	
	浓度/(mg/L)	去除率/%	浓度/(mg/L)	去除率/%	浓度/(mg/L)	去除率/%	浓度/(mg/L)	去除率/%
原污水	350		480		216		40	
初沉池出水(加药混凝反应高密度澄清池出水)	58	83.4	169	64.8	76	64.8	27	32.5
一级 BAF 出水	14	75.9	56	66.9	17	77.6	21	22.2
二级 BAF 出水	6	57.1	30	46.4	5	70.6	0.1	99.5
两级 BAF 总去除率		89.7		82.2		93.4		99.6
系统的总去除率		98.2		93.8		97.7		99.8

一级 BAF 池的脱 NH_3-N 率为 22%，国内学者有关报道是 20%～40%，基本接近，而二级 BAF 池设计的脱 NH_3-N 率为 99.5%，一般出水 NH_3-N 要达到或低于 0.1mg/L 是困难的，国内实践二级 BAF 脱 NH_3-N 约为 70%，一般采用 BAF 工艺宜两级串联运行，即一级主要是脱碳池，二级主要是脱氮池，说明设计两级 BAF 是合理的、必要的。因此实例中选用一级 BAF 工艺还要看出水 NH_3-N，在此基础上要降至 5（8）mg/L，去除率要达到 70%以上，一级 BAF 是困难的。但一级 BAF 将二级出水 COD≤60mg/L 降至≤50mg/L 应该是有把握的，因此一级 BAF 池去除 COD_{Cr} 达 50%以上。

表 4-9 中原水经初沉池（加药混凝凝聚沉淀反应高密度澄清池）的出水 SS 由 350mg/L 降至 58mg/L，其去除率达到 83.4%，普通初沉池是不可能达到如此高的去除率。该公司设计的初沉池使 COD_{Cr} 和 BOD_5 均达到 64.8%，也只有絮凝反应高密度澄清池才有可能达到。该公司早年就有此技术和应用，比较可靠。该工艺在升级改造中可以作为选择的一种方案，与其他方案进行技术经济比较后择优选定，在新建城市污水处理厂也选用了 BAF 工艺。还值得一提的是该公司设计的 BAF 工艺中，BOD_5 的容积负荷为 1.0～1.2kgBOD_5/(m^3 · d)，比典型的设计值小许多。采用如此低的 BOD_5 容积负荷是为了安全考虑或者说为了达标排放有保障，值得探讨研究。BAF 工艺有较多优点，但也存在一些缺点，尤其是进入 BAF 一级池的污水中的 SS 不能过高，最好是<60mg/L，因此初沉池的效果是十分关键的。

北京北大先锋科技有限公司在污水处理厂改造再生水（中水）回用新技术采用富氧曝气代替空气曝气的 BAF 技术，有较好的脱 NH_3-N 效果，但污泥负荷仅为 0.15kgBOD_5/(kgMLSS · d)。

2. 纤维过滤技术

纤维过滤以纤维滤料不同，可分为纤维球过滤、纤维丝过滤、彗星式纤维滤料过滤等，它们的滤速均很高，一般高达 20～30m/h，是常规滤池的 2～3 倍。

D 型滤池是清华大学和德安公司共同开发研制的一种高速自适应滤池，它以 863 自适应滤料彗星式纤维滤料为技术核心，采用小阻力配水系统、气水反冲洗技术、恒水位或变水位的过滤方

式，在中试和生产性试验中都取得了预期的效果后，于2002年正式推广应用于市政自来水工程、工业给水工程和中水回用工程，取得了良好的经济效益和环境效益。

D型滤池具有传统滤池的主要优点，由于选用了DA863过滤技术，多方性能优于传统快滤池，是一种实用、新型、高效的滤池。其特点如下。

① 采用DA863滤料，可实现高滤速、高精度的过滤，从而减少了占地面积，提高了出水水质。

② D型滤池的控制可用手动或自动控制两种方式，可根据用户需要制定，灵活先进。

③ 特有的拦截技术，可保证滤料在反冲洗时不会跑失。

④ 反冲洗耗水量低（约1%～2%），运行费用省。

⑤ 滤池有钢制和钢筋混凝土两种结构形式，可根据用户的实际需要选择，最大程度地节约投资。

⑥ 抗冲击负荷能力强，同时作为一种新型、高效的重力式快滤池，可广泛应用于中水回用领域。

主要技术参数为：滤速20～30m/h，反洗周期8～24h，每次反洗15～20min，气水反冲洗强度分别为$Q_{水}=6L/(s\cdot m^2)$，$Q_{气}=20L/(s\cdot m^2)$，滤床深度0.8～1.0m，水头损失0.6～2.3m，表面扫洗强度$Q=2.8L/(s\cdot min)$，处理直接成本0.02～0.03元/m^3。

纤维过滤技术应用实例及取得的效果见表4-10。

表4-10 纤维过滤技术应用实例及取得的效果

成都沙河污水厂（10万吨/天）		北京怀柔污水厂（5万吨/天）		银川第一污水厂（4万吨/天）		太原市北郊污水厂（4万吨/天）	
二级处理出水SS≤50mg/L，要求经D型滤池后出水≤10mg/L		反应沉淀池出水进入D型滤池，要求出水达到以下水质		二级处理出水经反应沉淀和曝气生物滤池进行前处理后进入D型滤池		二级处理出水经反应沉淀处理后直接进入D型滤池过滤	
进水SS/（mg/L）	出水SS/（mg/L）	进水/（mg/L）	出水/（mg/L）	进水/（mg/L）	出水/（mg/L）	进水/（mg/L）	出水/（mg/L）
25.2 27.2 17.4 17.2 27.2 18.2 19.2	9.6 8.6 5.8 4.4 8.6 0.4 4.6	SS≤24 BOD_5≤20 COD_{Cr}≤60 TP≤1	≤5 ≤8 ≤48 ≤0.4	SS≤30 BOD_5≤13 COD_{Cr}≤100 氨氮≤25 总磷≤3	≤10 ≤10 ≤50 ≤10 ≤1	SS≤20 BOD_5≤20 COD≤60 TP≤1.5	≤10 ≤10 ≤50 ≤1.0
二级处理工艺为A^2/O工艺		要求达到《城市污水再生利用 城市杂用水水质标准》(GB/T 18920—2002)，处理成本0.017元/m^3（电费0.01元/m^3，药剂0.016元/m^3）		处理成本为0.026元/m^3（电费0.004元/m^3，药剂0.022元/m^3）		深度处理后回用于观赏性景观环境用水，处理成本0.032元/m^3（其中电费0.004元/m^3，药剂0.028元/m^3）	

过滤技术作为污水深度处理和升级改造工艺中的主要技术之一，形式多种多样，但基本原理相同的，主要是通过滤料、滤布或滤膜等去除污染物，其特点是出水水质好，但投资较大，运行成本高，管理较复杂。回用水作为城市杂用水与景观用水时，选用膜技术作为处理方案较多，较

为普遍的是采用普通滤池、均质滤料滤池以及纤维滤料滤池。近年来在北美地区广泛采用的滤布滤池也开始在国内污水回用工程中得到应用。当城市污水二级处理厂由 GB 18918—2002 一级 B 标准提升至一级 A 标准采用纤维过滤技术是可行的，投资少，处理成本低，可作为一种升级改造工艺的优选方案之一。

3. MBR 工艺技术

20 世纪 60 年代美国学者开始研究 MBR 工艺，90 年代以来在工程上开始应用，目前英国、荷兰、德国、加拿大、奥地利、日本等国均在应用。将微滤（MF）膜置于已有成运行的曝气池中组成合建式 MBR，处理规模约为原厂规模的 1/3～1/2，减轻了原有二沉池的水力负荷，提高了出水水质，必要时亦可同时改造原有二沉池为絮凝沉淀池，两者出水混合排放达到升级标准的要求，这样投资不会太大，而且排放水质有保证。具体实施这一方案时，将原曝气池的一半加装 MF 平板式滤膜，这 50%的水流可作为沉淀处理回用水，也可与另 50%水量经二沉池沉淀。由于水力负荷降低了 50%，二沉池的出水水质肯定会好于未改造时的水质，使两种出水混合后达到升级标准排放。MBR 在我国的部分应用实例见表 4-11。

表 4-11　MBR 在我国的部分应用实例

废水类别	处理能力/(m^3/d)	COD_{Cr}/(mg/L)		BOD_5/(mg/L)		NH_3-N/(mg/L)		SS/(mg/L)		TP/(mg/L)	
		进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水
洗浴废水	10	130～320	<40	99～212	25	0.5～1	0.2～0.4	15～50	≈0		
印染废水	11	100～150	18	500	40						
黄泔废水	17	900～12000	<100	6805	<10	130～180	<5	4750～5470	<10		
医院废水	25	48～278	<25	20	0.4	10～24	1				
制药废水	50	1500～4900	<180	500～1623	<10	297～354	<15	430～1033	<10		
大楼废水	200	92～108	23	27～32	<8			39～47	3.5		
食堂废水	500										
生活污水	100	COD_{Mn}174	7.5	193	<10	TN38	TN5.7	250	<0.4	3.9	0.16
化工废水	60	3500	<90	1200	<20			1300	<10		
果品加工废水	1689	689	22	2282	8.6	TN39	7～11.6	741	3	16	2.8
电子工艺有机废水		1000	<50	400	<10			200	<5	油 10	油<1
医学化工废水	100	10000	<250	4000	<60			3000	<10		
美容废水	0.5～1.0	1000	<50	400	<10	40	<5	200	<5	9	0.3
中水回用小区生活水	208	500	<20					200	≈0		

较多的运行资料表明，以 MF 组合的 MBR 工艺可使 COD 去除 90%～98%，BOD_5 去除 92%～99%，NH_3-N 去除 90%以上，SS 去除 90%～100%，能够将原来二级出水 GB 8978—1996 一级标准升级为 GB 18918—2002 一级 A 标准。

⊙本文作者：吴阿兴，高宇，戴罗平，周国成，凌建军

第五篇

南昌青山湖城市污水处理厂 BOT 项目的技术分析和方案比较

2000 年前后 BOT 与 TOT 项目在我国城市市政工程、给水工程与排水、污水处理厂的建设中与其他类型的基本建设蜂拥而起，经过实践存在一些问题，但多数认为 BOT 与 TOT 等方式在我国目前建设资金短缺的情况下，只要正确而规范地运作，在现阶段作为一种融资方式还是可以进行的。在此列举江西南昌市青山湖城市污水处理厂一个典型的 BOT 项目，就其实施方案的可行性研究、扩初设计、施工设计、工艺技术及设备选用等方面进行讨论与分析。

一、 南昌市青山湖城市污水处理厂可行性研究报告讨论和分析研究

南昌市青山湖城市污水处理厂可行性研究报告是由上海市政工程设计研究总院与南昌市政工程设计院合作完成的，在可行性研究报告中，污水处理厂规模一期为 33 万吨/天，分三期完成，最终规模为 100 万吨/天。可行性研究中推选了三种工艺方案：鼓风曝气活性污染泥法（方案一）；回转式氧化沟工艺（方案二）；Unitank 鼓风曝气机工艺（方案三）方案介绍。

1. 工艺

三个方案的工艺流程见图 5-1。

(1) 方案一：鼓风曝气活性污泥工艺　在自然界中，存在着大量的依靠有机物生活的微生物，它们有氧化分解并将其转化为无机物的巨大功能，并同时自身大量繁殖。污水的生物处理就是利用了这一功能并采取一定的工程措施，创造有利于微生物成长繁殖的环境，随着微生物的大量繁殖，提高微生物氧化分解有机物的能力，从而达到处理污水中有机物的目的。活性污泥法是处理城市生活污水与有机工业废水的有效生物处理方法，它于 1914 年在英国曼彻斯特建成试验厂以来，至今已有 90 余年历史，随着在工程实践中的不断改进，特别是近 30 年来，在对微生物的净化机理广泛深入研究的基础上，活性污泥法得到了很大的发展。活性污泥法最基本的原理是向污水中注入空气进行曝气，并持续一段时间后，污水中即生成一种絮凝体，主要是由大量繁殖的微生物所构成，它易于沉淀分离，并使污水得到“澄清”，这就是活性污泥的“基本点”。活性污泥法是以活性污泥为主体的生物处理方法，它的主要构筑物是曝气池和二沉池，要处理的污水与回流的活性污泥同时进入曝气池，成为混合液体，随着曝气池压入大量空气进行曝气，使污水与活性污泥充分混合，并供给足够的溶解氧。在好氧状态下，污水中有机物被活性污泥中微生物群体分解而得到稳定，然后混合进入二沉池，在二沉池中泥水分离，分离后的污泥部分回流到曝气池中进行接种，澄清水引流至消毒池经消毒后排放，在整个处理过程中，活性污泥不断增加，有一部分污泥从系统中排出进入污泥处理区。

鼓风曝气活性污泥工艺在国内大中型污水处理厂中应用较普遍，西安邓家村污水厂、天津纪庄子污水厂、济南盖家沟污水厂、天津东郊污水厂、北京高碑店污水厂等众多的城市污水厂均采用此工艺。

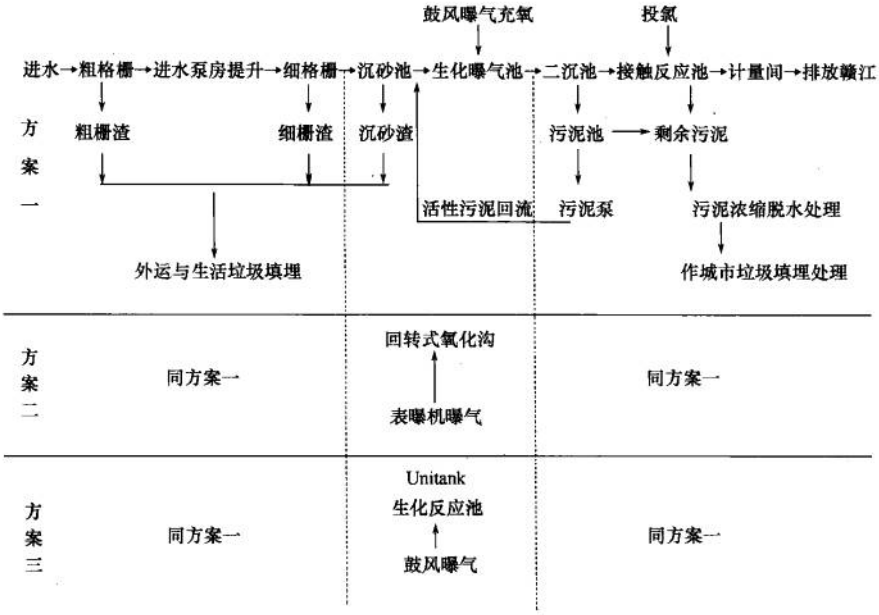


图 5-1　三个方案的工艺流程示意

(2) 方案二：回转式氧化沟工艺　回转式氧化沟工艺是 20 世纪 60 年代后期发明的，当时开发这一工艺的主要目的是寻求一种渠道更深、效率更高、机械性能更好的系统设备来改善和弥补传统回转式氧化沟工艺的弱点。回转式氧化沟工艺采用立式或卧式表曝机作为主要供氧设备，表曝机通过快速旋转，使氧化沟内部水压提升，造成负压，将空气吸入池内达到供氧目的。表曝机的能量注入可以保证混合液在氧化沟内活动而不使污泥沉淀，表曝机的合理布局是为了将混合液从上游经曝气推进到下游，在曝气区混合液与原水得到充分混合，故回转式氧化沟既具有完全混合作用，又具有推流式的某些特征。回转式氧化沟工艺具有以下特点。

① 具有较强的耐冲击负荷能力，通过曝气区的完全混合作用，使污水得到最大程度的稀释，在正常的设计流速下，氧化沟中的混合液流量是进水流量的 50～100 倍，曝气池中混合液平均 5～20min完成一次循环，这种流态不但可以防止短流，还可以起到完全混合作用，产生很强的耐冲击负荷。

② 在池中形成推流式模型的某些特征，这样的好处之一是经过曝气的污水在流到出水堰时会形成良好的混合液絮体，这种絮体可以提高二沉池内沉降速度及澄清效果。

③ 供氧速率大大提高，由于回转式氧化沟工艺采用表曝机，在内部区域工作，使内部压力非常高，有助于传递氧的效率提高。

④ 回转式氧化沟系统有较强的输入动力调节能力，而且在调节过程中部分损失混合液搅拌的功能，可以使表曝机的一部分能量专门用于维持推流速度，但表曝机却可以只控制实际需氧量计算。

目前回转式氧化沟工艺在国内大、中、小型污水处理厂应用较普遍，尤其是中小型厂，广东中山污水厂、上海金山石化水质净化厂、河北唐山污水处理厂、河北邯郸市东污水处理厂及江西南昌市朝阳污水处理厂等均采用该工艺。

(3) 方案三：Unitank 鼓风曝气工艺　Unitank 鼓风曝气工艺是在 SBR 及三沟式氧化沟的基础上优化组合而成的，克服了 SBR 间歇进水、三沟式氧化沟占地面积大及设备闲置率高等缺点，在运行上有较大的灵活性。该工艺系统的主体是一个被分解成数个系统的短矩形生化反应池，采用周期运行连续进水，能够充分利用反应池的有效容积而不需要另建沉淀池或外部污泥回流系

统，可同时满足有机污染负荷与水力负荷的要求。

该处理系统最基本的单元是一组被分成三格的矩形反应池，三池之间水力连通，每池都设有曝气系统，外侧的水池设有出水堰及剩余污泥排放口，边池既可作污泥池又可作曝气池，中间池始终作曝气池，污水可以进入三池中的任意一个。运行周期包括两个主体运行阶段，它们之间通过过渡段进行衔接，保持连续运行。污水在第一个主体运行阶段首先进入左外侧边池内，混合液自左而右通过中间池进入作为污泥池使用的右外侧边池，处理后出水达标排放；进入第二主体运行阶段后污水改为从右外侧边池进入系统，混合液通过中间池进入，此时作沉淀池使用的左外侧边池处理后出水由该池排出。两个主体运行阶段之间通过短暂的过渡段进行衔接，从而保证切换过程的顺利进行。

Unitank 鼓风曝气工艺具有如下特点。

① 结构紧凑，现有的池体均采用方形，和传统处理工艺的圆池相比，方形池可以公用池壁，三个矩形池之间的水力相通，中间隔墙起分隔作用，因而可以省土建费用，减少用地。

② 各池之间采用渠道配水，并在恒定水位下交替运行，减少了管道阀门、水泵等设备的数量，水头损失小，降低了运行成本。

③ 与常规法相比，由于采用交替运行，可以不建单独的沉淀池，省去污泥回流设施，特别是当采用生物脱氮除磷时，可以节省大量投资及日常运行费用。

④ 该系统通过一套生物监测和控制系统，可以实现运行过程时间与空间的控制，从而使处理工艺运行灵活，确保整个系统的处理效果。

Unitank 鼓风曝气工艺在国内大中型污水处理厂已开始应用，例如上海石洞口污水处理厂、江苏苏州福星污水处理厂、香港某污水厂、江苏苏州娄江污水处理厂均采用此工艺。

2. 污水处理方案比较

青山湖污水处理厂工程项目在可行性研究报告中对三种污水处理工艺进行了详细的比较，见表 5-1。

表 5-1　三种污水处理工艺的比较

项　目	方案一	方案二	方案三
工艺特点	传统工艺，常规工艺	传统工艺，常规工艺	较新工艺，较先进
运行管理	较易	较易	较易
设备维护	较复杂	较复杂	工作量大
投资/%	100	105	102
运行耗电	少	大	少
占地面积	小	大	小

通过以上比较可以看出，方案三在运行用电和用地面积略有优势，但其管理过于依赖自动化控制，生物处理主体构筑物——生化反应池交替运行较传统设备维修困难，同时其沉淀池采用管（板）方式加强沉淀效果才能得到保证；而方案一在工程投资方面占优势，工艺为国内外大中型污水厂所常用，工艺运行稳定，运行管理经验较为丰富，比较适合南昌实际情况。因此该项目可行性研究报告中推荐方案一（常规鼓风曝气活性污泥工艺）作为青山湖污水处理厂工艺，并据此进行工程设计和投资估算。

二、BOT 项目的工程设计讨论与分析研究

1. 进水间格栅及沉砂池前细格栅的设计与设置

进水间粗格栅设计了三台宽 $B=2.0$m，栅距 $b=80$mm 的抓斗式机械粗格栅，主要是保护螺旋泵的正常运行，避免堵塞与保护螺旋泵的叶片。沉砂池前的细格栅设计选用 8 台 $B=2.0$m，

b=15mm的回转式细格栅，而没有考虑类似水力筛的细格栅，这也是国内城市污水厂一般设计粗、细两道格栅的常规做法。由于是 BOT 项目，应该把国外先进的或较先进的设计和做法引用工程项目中。粗细格栅的设计似乎有些不妥，因为由粗格栅 b=80mm 一下子到 b=15mm 的细格栅，将会使大量流过粗格栅的垃圾浮渣冲到沉砂池的细格栅前，加大和加重了细格栅的负荷和清捞工作量，并且流过 b=15mm 的细垃圾及粒状、块状浮渣也会不少。本工程没有考虑设置水力筛或粗、中、细三道格栅。国外发达国家的城市污水处理厂一般是设置粗、中、细三道格栅，细格栅多用水力筛或德国琥珀公司生产的 RO 系列旋转自清洗圆形栅，其单台最大规格可到 10000m³/h，栅净距为 4～12mm，或者在沉砂池前设置带切割的旋转粉碎装置，将细垃圾与浮渣等一并粉碎后流入沉砂池，与沉砂、沉渣一并处理与处置，那是更好的做法，这样做可以避免初沉池水面漂浮浮渣，越积越多，最后只好用人工清捞。因为在初沉池的出水槽前设置溢流挡板，可以提高初沉池污泥与二沉池活性污泥的品质，减少或消除污泥厌氧消化池浮渣的形成，因此在城市污水厂设置粗、中、细三道格栅应当提倡，尤其是 BOT 项目。

2. 进水泵房选用螺旋泵

最不利的提升高度是在旱季进行水系统水位较低时，提升净水头达 8.875m。选用 ϕ2850mm 的大功率 280kW 电机共 6 台，4 用 2 备。旱季时常开 3～4 台，在雨季时最大流量开到 6 台。螺旋泵是利用螺旋泵的转动将低水位的水提升到高水位，由于水的自重作用，故螺旋泵倾角一般为 30°～38°，由于螺旋泵叶片的间隙较大，故水中杂物不会将螺旋泵堵塞，多用于提升大流量、低水头的水，在水利上使用较多，在城市污水处理厂一般多用于活性污泥的回流。由于它的低转速、低扬程，不会将活性污泥打碎，在小型污水处理厂进水低水头提升时也有使用的，为数很少，但在我国的大中型污水厂几乎没有使用的，主要原因是由于中小型螺旋泵的效率在 50%～60%，大型螺旋泵可达 70%～72%，而大型离心泵的效率可达 85%～90%，国内的 QW 型潜污泵和国外离心泵等，它们的效率在 85%～90%，绝对值相差 15%～18%，相对值相差 30%左右，因此我国城市污水厂的进水泵站绝大多数选用的是离心泵，而不选用螺旋泵，大型或特大型的城市污水厂更是如此。另外提升净水头达 8.875m 时螺旋泵轴达 16m 以上，土建安装维修难度较大，造价也不低。螺旋泵还有自身的缺点，如受机械加工条件的限制，泵轴不能太粗、太长，所以扬程较低，一般为 3～6m，因此不适用于提升高扬程、出水水位变化大或出水为压力管道的场合，在需较大扬程的地方，往往采用二级或多级提升的布置方式。和其他水泵不同，螺旋泵由于体积较大，占地面积也大，耗钢材较多，此外在敞开布置时，由于被搅动的污水有大量臭气逸出，会污染环境或对环境造成二次污染。

由于选用了螺旋泵，不设贮水池，污水网管系统中水位的变化将严重影响螺旋泵的工作效率。上面提到大型螺旋泵效率 70%～72%是在螺旋泵下端的叶片设置在最佳水位时才能达到的，因为其效率与进水水位变化十分敏感，而管网系统的水位不可能是稳定在同一水位而一成不变的，因此其工作效率也是波动、不稳定的。

3. 生化反应池——氧化沟

旱季最大流量 4.97m³/s，旱季平均流量 3.82m³/s，N_s=0.2kgBOD$_5$/kgMLSS，MLSS 为 3.0g/L，θ_c=4d，T=18℃，水力停留时间 HRT=4h。

配套表曝机 16 台，D=3500mm，功率为 160kW/台，最小为 132kW/台，每池配 2 台共 16 台；配进水渠道可调堰 8 台，N=8×1.5=12kW；有管道闸阀 8 只，DN300mm；配出水可调堰 8 台，N=8×1.5=12kW。

由于氧化沟前段未设厌氧段或选择池，曝气时间仅 4h，θ_c=4d，作为生化池的氧化沟是处在硝化反应阶段，其脱氮效果并不明显，实际上将氧化沟作为一普通曝气池使用，再则 8 池氧化沟要配套表曝机的动力共 2112kW（2560kW），若采用带厌缺氧段、好氧段的曝气池，配上较先进的

冲氧效率高的微孔曝气器，设计 COD_{Cr}≤250mg/L，BOD_5≤130mg/L，SS≤200mg/L，NH_3-N≤20mg/L，TP≤2mg/L 的水质情况下，其气水比在（5～6）：1，配制 R4 型离心风机时，当 P=49MPa，Q_c=432.0m³/min，配制 450kW 的电机，需配制 5 台风机（4 用 1 备），节省的动力为 312kW。国内昆明、长沙、西安等城市污水厂及陕西咸阳国际机场污水处理站氧化沟（沟长 72m）等的实际运行经验证实，池中部位置的相当长度上都发生了活性污泥沉淀，影响了出水水质，后都经技术改造加装了水下搅拌推进器，增加其推动力、推动流速，维持氧化沟内流速 0.3m/s 以上，因此对于沟长 130m 而池宽在 10m 以上的氧化沟，增加水下推进器是必要的。其设置可能不是每池一排而是每池两排、两列，因为池长度、宽度较大，水下推进器的推动力与影响宽度有限，因此很可能要设计两列，是否如此配置有待运行实践中进一步验证，但以国内氧化沟污水厂建设及运行经验判断增加两排是必要的，也是必不可少的。加上水下搅拌器的动力容量，两者的装机容量是基本相等的，甚至还会超出，而运行动力负荷将比活性污泥法的微孔曝气池高出 20%～30%，近期国内外出现的在氧化沟池子上不采用表曝机而用微孔曝气器替代的做法。

4. 二次沉淀池

设计流量 Q=4.97m³/s，表面负荷 q=1.2m³/m²，D=50m，8 座，中心进水，周边出水辐流式二沉池。国内 20 世纪 90 年代以来，应用于城市污水处理厂的二沉池大都是矩形和圆形两类，其中圆形池有常规的中心进水周边出水的辐流式沉淀池，周边进水中心出水辐流式沉淀池，以及周边进水周边出水的辐流式沉淀池，后两种圆形池池型较新型，是当今世界上水处理中沉淀池先进技术之一。尤其是周边进水周边出水的沉淀池，它利用混合液水力状态在二沉池中沉降过程处于密度流或称异重流的特征，可使池面积或池体积利用系数达到 90%以上，表面负荷率比常规的圆形辐流式沉淀池提高 1.5～2 倍，可取得与常规二沉池同样的处理效果甚至有所提高。根据笔者的经验，一般提高 30%～50%，如果表面负荷采用 1.2～1.5m³/（m²·h），在最大流量时为 1.5m³/（m²·h），在平均流量时为 1.2m³/（m²·h），比普通辐流式沉淀池要高出 1.3～1.5 倍，因此普通二沉池可选用 8 只 D=50m 的池子。选用周边进水周边出水的辐流式沉淀池时，则二沉池直径可调整至 D=45m，不但技术先进，而且节省了工程造价（池子土建与设备、吸泥机等）。不论是普通沉淀池还是周边进出水沉淀池，其配水的均匀性十分重要，而要得到 90%以上的面积或体积利用系数，周边进出水沉淀池的进水与出水的配水均匀度尤为重要。周边进出水沉淀池，在国内应用也较广泛，例如成都三瓦窑污水厂、西安邓家村污水厂、金山石化污水厂等规模在 10 万吨/天以上的城市污水厂和工业污水处理厂都应用了这种二沉池，效果较好。

5. 排泥机

本设计中普通二沉池的排泥采用刮泥机是欠妥的，因为在二沉池上使用刮泥机，靠近池中心的污泥较易到达池中心泥斗，它是很小的一部分，而绝大部分活性污泥要经过 2h 以上甚至 10h 左右（视池径大小与刮泥机转速而变化），但因刮泥机的转速在二沉池不宜超过 1r/h，否则会搅动活性污泥，而池径边缘处的活性污泥要到池中心，则时间至少要 8～10h，因刮泥机的运行轨迹是螺线状，每块刮板旋转一周只能将活性污泥从刮板的上端推移到下端，而直径 D=50m 池子至少要 8 块以上的刮板，由此池径边缘的污泥刮至池中心，至少 8h。活性污泥在二沉池内的停留时间原则上不宜超过 2h，否则随时间的延长会引起腐败上浮，严重影响出水水质，加上南昌地区夏秋季节高温要达到 40℃以上，持续时间长，为此更应该选用吸泥机，因为吸泥机能及时将下降的活性污泥吸出排除。因此应该选用吸泥机或刮收泥机将下沉于二沉池底的活性污泥及时排出池外，保持回流的活性污泥始终处于新鲜状态，维持处理系统的正常运行并保障出水水质。

一般消化污泥中均含有一定比例的反硝化菌（约 10%），反硝化菌自身在缺氧状态下也极易进入反硝化，因此污泥在沉淀池中停留时间不宜过长，这一点在夏季尤为重要，因此设计二沉池时，应采用快速排泥装置同时在出口处增加排除浮渣措施。

6. 污泥厌氧消化池

停留时间 20d，单池容积为 8000m³，2 座，池型为高锥柱型池体，机械搅拌，电机为 22kW/池。

大型（指单池容积在 5000 m³ 以上）或特大型的污泥厌氧消化池，国外目前已建、在建及待建的绝大部分是卵形消化池，在我国的城市污水处理厂中有多处应用，例如济南黄台污水厂（规模在 20 万吨/天以上）、杭州四堡污水厂（规模在 40 万吨/天以上）、福建漳州污水（规模在 10 万吨/天以上）等在设计建设中都选用卵形消化池。卵形消化池不论是从运行角度看，还是从建筑施工角度讲都是最佳的池型，具有混合搅拌充分、池顶和池底截面积小、排砂除渣较容易、池表面积比池容积比值小、效果好等工艺特点，而且可以在良好的物理与生物反应边界条件下达到最佳的运行效果，结构和受力条件最好，在建筑与艺术上较完美地得到统一。

7. 沼气利用方面

采用两座容积各为 8000m³ 的消化池，沼气产量为 9138m³/d，设备与设计参数如下：贮气柜采用柔膜密衬干式沼气柜，$V=3000m^3$，一座；沼气脱硫装置一套，$Q=350m^3/h$；沼气燃烧塔一套，$Q=500m^3/h$；沼气发动机（用于进水泵房的拖动 2 台，功率 $N=350kW$ 的内燃机）；沼气锅炉一套，$N=700kW$；粗细过滤器各一套。

污泥控制室内设有污泥循环泵、热交换器、热水循环泵、脱硫装置与热水泵、热水分配器、热水调节器、膨胀管、沼气粗滤器、全自动供水器等，从配套设备来看，消化池与控制室的考虑比较全面，但缺少火焰燃烧器、沼气发动机与沼气发电机组及余热回收利用系统。以污泥量 860m³/d 计算，则沼气要达到 9138/860＝10.63 m³/m³，根据天津纪庄子污水处理厂、天津东郊污水处理厂及西安污水处理厂等的经验，以活性污泥为主的污泥消化系统一般是难以达到这个指标的，生产运行实践中，以生污泥与活性污泥为主的熟污泥的混合污泥产气率为 8～8.5 m³/ m³ 泥，西安污水处理厂在纯用初沉池污泥（原生污泥）含水率 92%～93%时，产气率为 10～13m³/ m³ 泥，由于我国污泥中有机物质和挥发物质的含量均低于国外发达国家，因此直接影响产气量。另外在沼气的利用上，利用于螺旋泵抽升动力配制两台 350kW 的沼气发电机，在正常运行时大体要耗用 16800～20160m³ 沼气，也只能供一台燃沼气发动机，那么另一台就搁置了。笔者认为沼气利用应该学习和参考天津纪庄子污水厂与东郊污水厂的经验，利用沼气发电而与城市供电部门电网并网的做法，配制沼气发电以燃气轮机或沼气内燃机拖动发电机，发电能量转换可达 30%以上，同时利用内燃机或燃气机的余热加热消化池，使总的能源利用率达到 70%以上，这样比较合理、稳妥。再则剩余活性污泥要浓缩到含水率 93%～94%，几乎是不可能的，国内污水处理厂运行数据为 96%～98%（指不含生污泥），污泥量要达到 1000m³ 以上，因此 2 座消化池容积共为 16000m³ 显得偏小，应该考虑选用 3 座 8000m³ 池比较合理，但产气量不会因池数增加而增加很多，因为污泥固含率基本不变。

8. 污水厂内动力配备——供电方面

这里主要指从污水厂内总动力考虑，原设计污水厂内装机容量达 4750～4950kW，如果在进水泵房的选泵、生化池使用微孔曝气系统以及沼气发电利用等方面大体可减少近 1000kW，使总装机的变压器配置的总容量不超过 4000kW，处理系统的综合电耗节省 1/4 左右，如果加上沼气发电容量的利用抵偿，则耗能将节省 1/3 左右，总耗能量与处理成本也将大幅降低。

⊙ 本文作者：蒋烈平，周国成，王轶

第六篇

江阴市小城镇污水集中处理的研究与思考

改革开放以来，随着国民经济的快速发展和社会的全面进步，我国城镇化进程逐步加快，环境污染问题随之出现，主要表现在小城镇污水处理率较低，各地区发展不平衡等方面。为切实控制环境污染，加快污水集中处理步伐，有效改善水环境质量，促进江阴市的经济、社会和环境可持续发展，江阴市人民政府发出了关于加快全市污水集中处理的实施意见。通过几年的摸索与实践，江阴市小城镇污水集中处理已成一定规模，也出现一些问题和不足之处。

一、 江阴市污水集中处理现状

江阴是工业强市，企业却以乡镇企业为主；江阴市以规模经营著名，结构却以传统产业为主；江阴通江达海，却地窄人稠，资源有限。江阴市前期经济的快速增长也是走“高投入、高产出、低效益”的“粗放型”发展道路，土地资源、原材料资源和能源资源的消耗巨大，生态环境透支较为严重。近年来江阴市通过产业结构调整，一定程度上优化了产业结构，但是第二产业的比重仍然过高，而且工业中纺织印染、化工、冶金等传统污染产业比重相对较高，重污染行业规模远远高于周边地区；微电子、生物工程、新材料等新兴产业薄弱。产业结构中重污染行业比重的偏高，使得江阴市资源能源利用效率偏低，污染排放系数偏高。2007 底年江阴市工业企业排污口削减到 100 个，工业废水集中处理率高于 80%，城区、镇区的生活污水处理率达到 70%以上。

二、江阴市小城镇污水集中处理水质特点及工艺研究

中小城镇污水主要为生活污水和工业废水的混合污水，水量与大城市相比较小，且水量水质都不够均匀和稳定。本文通过对江阴市有代表性的污水集中处理厂进行调查研究，对污水厂接管废水的组成和特点以及工艺的选择进行比较分析。

1. 废水组成及工艺

(1) 印染废水＋化工废水＋金属制品废水＋其他废水

① 代表性污水处理厂为江苏申利实业股份有限公司污水集中处理厂，其废水组成为印染废水 10000t/d，化工废水约 100～200t/d，金属制品废水和少量其他废水约 200～300t/d。该污水处理厂所采用的工艺路线为：

废水→调节池→厌氧池→水解酸化池→生化曝气池→生化沉淀池→反应池→物化沉淀池→生物滤池→达标排放

由于江苏省针对太湖沿线污水处理厂出台了更严格的地方标准，所以该污水处理厂进行了升级改造工程，在原工艺上的水解酸化池前添加了厌氧池，通过厌氧强化达到了更好的处理效果，并且该工艺实用性强、高效、低能耗，可以有效改善污水的可生化性，从而提高整个处理流程的

去除率。

② 江阴市崤岐综合污水处理有限公司废水组成为：印染废水占70%，金属制品废水占15%，化工废水占10%，其他废水占5%。其水质特点主要有：印染废水水量大，有机物浓度高，色度高；化工废水经预处理后排入COD仍在800mg/L左右；综合废水水质水量变化大，整体可生化性差。该厂提标后的工艺流程为：

污水→格栅→泵站→调节池→UASB厌氧池→活性污泥池→生化沉淀池→混凝加药池→物化沉淀池→曝气生物滤池→达标排放

③ 江阴市云亭污水处理有限公司废水组成为：印染废水71.4%，化工废水5.2%，化纤废水5.3%，金属制品废水1.5%，水洗废水6.6%，生活废水12%。水质偏碱性。

选用处理工艺为：物化＋生化（活性污泥法）＋生物滤池＋粉末活性炭。

大部分高浓度企业有预处理设施，以COD 500mg/L为综合污水处理接纳标准，该污水处理厂运行情况稳定。

(2) 印染废水＋洗毛废水＋化工废水＋金属废水＋其他（生活废水）

① 代表污水处理厂有江阴市申港工业园区污水处理有限公司其废水组成为：印染废水60%，洗毛废水2.5%，化工废水2.5%，金属废水5.0%，生活污水30%。废水中洗毛废水和化工废水COD<1000mg/L，金属废水COD<800mg/L。其他废水COD在400～600mg/L。

污水处理采用的工艺为物化＋组合生物处理工艺，出水稳定，能做到达标排放。

② 无锡民达环境工程有限公司民达污水处理厂全年处理水量176.44万吨，接入废水印染废水占总水量80%，洗毛废水占总水量2%，工废水占3.6%，金属废水占3.2%，生活污水及其他占10%左右。原水COD在720～1150mg/L之间，pH值9～12，色度320～500倍。工艺流程主要为：

废水→调节池→臭氧氧化反应池→接触氧化池→沉淀池→反应气浮池→达标排放

③ 江苏倪家巷集团有限公司污水处理厂，印染废水86%，洗毛废水3%，化工废水5.9%，金属制品废水0.25%，生活污水4.9%，以印染废水为主。具体工艺流程为：

废水→格栅/调节池→预处理池→厌氧反应池→水解酸化池→曝气池→生化沉淀池→混凝反应池→物化沉淀池→强化生物池→达标排放

④ 长泾综合污水处理有限公司废水组成为：印染废水67%，洗毛废水6%，化工废水3%，金属制品废水1%，生活污水及其他23%。污水的pH值、COD、色度变化都比较大，难以控制。其提标后工艺主要为：

废水→调节池→物化反应池→厌氧反应池→兼氧反应池→好氧反应池→物化池→滤池→出水排放

(3) 印染废水＋化纤废水＋金属氧化废水＋覆铜板废水＋生活废水　代表污水处理厂为江阴市源通综合污水处理有限公司污水处理厂，其废水组成为：印染废水800t/d，化纤废水350t/d，金属氧化废水80t/d，覆铜板废水400t/d，生活污水1200t/d。该厂所选用的工艺为：

污水→机械格栅→调节池→反应池→斜板沉淀池→水解酸化池→好氧池→二沉池→折板絮凝池→物化沉淀池→达标排放

该厂进水水质特点为含泥量高，pH值、COD、磷浓度波动大，泡沫多。

(4) 造纸废水＋印染废水＋化工废水＋金属制品废水＋食品废水＋其他（生活废水）　代表污水处理厂为江阴澄常污水处理厂，其废水组成为：造纸废水6000t/d，印染废水4500t/d，化工废水2300t/d，金属制品废水1500t/d，食品废水500t/d，其他废水1500t/d。该厂废水来源多样，

成分复杂，有近20多家工业的200多种产品废水。

该厂提标后的工艺流程为：

废水→调节池→缺氧生化池→好氧生化池→沉淀池 —活性炭投加→ 反应池→过滤池→达标排放

其中缺氧生化和活性炭投加工艺是在原工艺流程上新增加的环节。

(5) 印染废水＋皮革废水＋化工废水＋金属加工废水　代表污水处理厂为无锡祝塘水务污水处理厂，各组分所占比例为印染废水98%，皮革废水0.38%，化工废水0.46%，金属加工废水0.26%。工艺流程为：

废水→调节池→厌氧池→兼氧池→好氧池→生化沉淀池 —加药→ 终沉池→出水排放

2. 分析

通过对污水厂接管废水的组成和特点以及工艺的选择进行比较分析，可以看到江阴市污水集中处理厂都有着各自不同的污水组成、水质特点、处理工艺和运行问题。江阴市的污水排放量大都在3000～30000m^3/d的规模范围内，其中70%以上是工业废水、少量的生活废水，水中基本上不含重金属和有毒有害物质，但氮和磷的含量稍偏高，水量、水质波动较大。大部分小城镇的污水性质相差不大，一般BOD_5为100～150mg/L，COD为550～1000mg/L，SS为200mg/L左右。由于江阴的印染、化工所占工业比重较高，所以集中污水处理厂废水组成也多以印染废水和化工废水为主。

中小城镇污水处理工艺应具有的特点是：①处理效果好，并具有较强的适应冲击负荷的能力；②经济节能，基建投资和运行费用低；③处理工艺成熟可靠，简便易行；④维护管理方便，利用当地技术和管理力量能正常运行；⑤应具有能方便地改变其处理流程的能力。

三、江阴市污水处理厂的运行情况及问题分析

通过对江阴市污水处理厂的运行情况调查，污水处理厂在运行时主要存在以下问题。

① 管网建设滞后，不能与处理厂同步建成，造成污水收集困难，处理厂达不到设计能力，进水水量偏小，正常运行过程中低负荷运行，运行成本高，利润负增长；没有完善的管道系统，原有的为企业自身配套的污水处理能力已不能满足需求；污水收集管网建设滞后，使污水处理厂系统的整体效率低下。

② 城镇污水管网不完善，排水系统不健全，大多是明渠排放，雨污水不分流，无法控制水量水质，管网建设缺少统一规划，管径不一，高低不一，截流不一，泵站不一，计量不一，接管口不一，漏水、渗水、溢水、堵塞时有发生，导致管网建设无序，管网运行后管理困难，接管水无法计量收费，生活污水的接管严重滞后于工业废水的接管。

③ 工业废水的接管考虑的是企业自身利润的最大化，因而随意放宽接管水质、水量要求，而接管企业也为了自身发展的需求，增加了污水排放的浓度；任意扩大生产量增加用水量，导致污水排放水质不均衡，瞬时排水量变化大。由于接管企业的增加，污水成分变复杂，处理的难度也相应增加。另外由于接管企业预处理能力和处理程度不一，很多接管进水水质不稳定、污泥量高，使调节池COD很难稳定控制在500mg/L以下。

④ 实际工程设计造成一些问题，如各工艺设施标高设计方面，相邻设施水位差太小，造成废水流通问题；物化反应沉淀不完全造成污泥进入水解酸化池，影响后续处理效果。

⑤ 大多混凝加药步骤没有设置加药反应区，加药量手动调节，无法控制到最佳，很难达到设计处理效果；附属设施标准偏高；自动控制系统不会使用，更不愿使用，系统故障无人修，元件损坏修不起，在线监控技术不成熟，检查成本高，难度大。

⑥ 目前工艺设计采用的是国外先进的污水处理工艺，设计人员多数认为设计创新就是选用

国外引进的污水处理工艺，但是受到我国的国情及当地具体条件的限制，污水处理厂运行费用偏高，维护管理复杂。

⑦ 污泥处置存在二次污染的风险，如先物化的工艺污泥量大，污泥处理费用大。一些小城镇污水处理厂随意堆放污泥，无害化处理能力不足，污水处理厂本身成为污染区，污泥处置滞后污水处理。

⑧ 动力消耗及药剂消耗成本居高不下，并受电网供电停电影响，易造成系统不稳定。

⑨ 城镇污水处理厂应设置完整的配套设施和先进的自动控制。但是厂内运行维护管理人员素质、专业知识跟不上，缺乏工程建设经验和水处理专业知识，不能灵活处理日常运行过程中的问题。

四、对策及思考

1. 小城镇污水集中处理涉及的管网建设问题思考

管网建设涉及财政、规划、环境、城建等政府部门，需统一计划调控和科学决策管理，是一项系统工程，加快实施污染物总量控制管理办法，节能减排，合理利用水资源是一个大前提。苏南地区乡镇工业发达，是工业很集中的区域，工业结构性污染较重，污染企业也较多，污染源涉及行业广，排污口的接管是其中一个关键环节。要加快污水集中处理，首先还是要统一规划，加快接管进度，加快管网建设。

污水集中后，加强污水处理厂的运转管理和严格对各类接管口的执法管理，是保证污水处理厂达标排放的前提，禁止新建排放氮磷污染物的项目和限制氮磷污染物排放总量、关闭重污染企业。最主要的治污措施还是要控制住各类污染源点。对于工业污染源，加快实施产业结构调整，结合企业自身开展清洁生产的同时进行雨污分流、清污分流。控制排入污染的总量要低于污水处理的实际能力，实施污水处理厂提标、达标排放和污泥无害化处置等。

2. 引进先进管理制度和技术

通过制定必要的政策和法规，引进先进管理方法和技术，专业化、行业化地集中处理城镇的污水，改变过去那种只讲形式、不讲实效的分散处理方法，又可以避免分散处理容易造成在城镇密集居民区造成“二次污染”的弊病。

集中处理就要用先进的污水处理工艺、较低的工程成本和资金投入，应立法规定通过公开、公平招标的方式解决。污水处理厂在城镇的集中污水处理工艺和设施前移服务，规定务必做到各个排污单位承担污水的预处理工序，使进水达到接管标准。

3. 运用成熟、经济、高效的处理工艺

绝大多数小城镇污水处理厂所采用的都是低负荷的活性污泥法工艺，这些工艺普遍都有建设费用大、运行费用高、反应时间长、占地面积大等缺点，许多污水处理厂建成后因为缺乏管理技术而不能正常运行。中小城镇污水的处理在选择工艺时，还要同时考虑污水处理设施所产生的环境污染、生态影响以及资源和能源的消耗水平。另外，还应结合中小城镇附近有可利用的农田，进行污水灌溉和污泥用作农肥等。在污水处理工艺的选择上将污水处理与回用相结合，与保护和改善当地的生态环境和水环境相结合，实现中小城镇区域性的生态环境和水资源良性循环。

4. 污水处理厂的正常运转要求

通过小城镇污水处理技术的开发研究，找到适合小城镇并与当地的特点和自然条件相结合的不同处理工艺，达到高效、节能、节地、便于二次利用的目的。要加大污水再生利用技术开发力度，大力发展污泥综合利用技术，实现小城镇区域性的生态环境和水资源良性循环。

要合理调节污水处理厂的进水水量和水质，充分发挥一级物化处理的效率，科学投加药剂或合理减少投加药剂量，减少物化污泥产生量和分离干净物化污泥量。

调节好进入生化的污水的 pH 值，控制好 COD、适宜的水温和 B/C，保证充足的 DO。

要保证足够的生化停留时间，机械设备运行正常，污泥回流和污泥处置运行正常。

生化污泥的沉淀分离对生化处理出水有较大影响，故要调节好二级生化沉淀工艺，使生化出水的 COD 控制在 80～100mg/L 以内。

5. 加强环保部门的监管工作，注重提高投资效益规划

通过开放流域污水处理设施建设和经营市场，进一步整合资源，改进管理方式，形成有效竞争格局，引进社会投资，实行污水处理设施产业化运作，逐步将政府投资从污水处理厂建设项目中退出，集中投向污水管网项目建设。加强污水处理费征收工作规划，加大开征范围和提高收费标准，出台污水处理收费政策。

加强对污水处理设施的在线监测网络，将城镇污水处理设施的水量、水质参数实行在线监测和实时集中显示与查询，出台有关管理在线监测网络的执行办法，加强监管，提高投资效益。

⊙ 本文作者：汤新宝，陈季华，奚旦立，孙芮

第七篇

曝气生物滤池处理城市污水的工程应用

一、 曝气生物滤池在厦门市第二污水处理厂的应用

1. 工程概况

厦门市第二污水处理厂原采用一级处理工艺，处理尾水深海排放，设计规模为 10 万吨/天。由于实际污水量（23 万吨/天）远大于设计处理能力，自 2004 年开始对其进行改造，考虑到该污水厂位于市中心地段，占地受限，故采用得利满公司的 BIOFOR 曝气生物滤池。

BIOFOR 曝气生物滤池单池的主要设计参数见表 7-1。

表 7-1 BIOFOR 曝气生物滤池单池的主要设计参数

设计参数	DN 池	CN 池
滤池面积/m^2	86.5	86.5
最大流量/(m^3/h)	2 000	1 000
滤速/(m/h)	20	9
水力停留时间/min	9	25
滤料高度/m	3.0	3.7
滤料粒径/mm	4.5	2.7
滤料密度/(kg/L)	1.8～2.0	1.4～1.7
气水比		4∶1
正常曝气强度/(m^3/h)		600
反冲洗气洗强度/(m/h)	100	100
反冲洗水洗强度/(m/h)	30	20

BIOFOR 曝气生物滤池采用得利满公司的专利滤料 Biolite。该滤料为进口火山岩，粒径为 2～6mm。整个滤池采用模块化设计，结构紧凑，中央 PLC 控制滤池的运行，自动化程度高。设计出水指标执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》（GB 18918—2002）的一级 B 标准（见表 7-2）。

表 7-2　设计进出水水质

水质指标	COD	BOD_5	SS	TN	NH_3-N	TP
进水/（mg/L）	300	130	180	35		3.5
出水/（mg/L）	≤60	≤20	≤20	≤20	≤8	≤1.5
去除率/%	80	85	89	43		57

2. BIOFOR 曝气生物滤池的启动

厦门市第二污水处理厂主要处理本岛西部的居民生活污水，兼有少量工业废水。实际进厂污水可生化性好，B/C 值约为 0.3～0.6。滤池采用直接挂膜法，挂膜阶段的污水即城市生活污水。

从 2006 年 4 月 26 日滤池正式启动，水质检测从 5 月 1 日开始，到 6 月 22 日滤池挂膜完成。在此期间，平均进水 COD 为 97.9mg/L、NH_3-N 为 19.2mg/L，水温维持在 20℃左右，出水 COD 基本为 20～50mg/L，平均低于 30mg/L，出水 NH_3-N<3.0mg/L，表明滤池挂膜成功，进入试运行阶段。

3. 运行效果分析

厦门市第二污水处理厂改造工程所采用的整套工艺联系紧密，从试运行至今，各方面的指标均优于设计标准，只是对总氮的处理还存在一些问题。工艺总体效果见表 7-3。

表 7-3　工艺总体效果

项　目	COD	BOD_5	NH_3-N	SS	TP	TN
进水/（mg/L）	214.7	89.0	25.9	145	3.95	35.4
出水/（mg/L）	30.1	4.7	3.8	6.2	1.42	22.9
去除率/%	85.98	94.72	85.33	95.72	64.05	35.31

4. 工艺运行问题分析

在曝气生物滤池的调试阶段，对水质指标的控制基本达到了要求，但实际运行过程中也出现了一些较大的问题。

① 曝气生物滤池反冲洗时采用先气洗，再气水联合冲洗，最后清水漂洗的方式，反冲强度较大，滤料层会膨胀，由于布气不均匀，导致滤料层发生偏移。在 CN 池曝气时同样存在这样的问题。

② 该工艺虽然采用前置反硝化，但对总氮的去除效果不佳。一方面由于进水有机物含量过低（平均只有 88.9mg/L），导致反硝化碳源不足；另一方面，由于工艺在线监测 NH_3-N，根据 NH_3-N 值的变化来调节生物滤池的曝气和反冲时间，这样使得 CN 池回流到 DN 池中的 DO 发生波动，导致 DN 池环境变化，抑制了反硝化菌的生长。

二、曝气生物滤池在马栏河污水处理厂的应用

法国德利满公司为大连市马栏河污水处理厂提供技术支持，采用曝气生物滤池（BAF）工艺

技术，建成投产后除 TP 外，出水水质均可达到 GB 18918—2002 的一级 A 标准。其总体效果见表 7-4。

表 7-4 大连市马栏河城市污水处理厂 BAF 工艺总体效果（规模 12 万吨/天）

处理工艺	SS		COD_{Cr}		BOD_5		NH_3-N	
	浓度/(mg/L)	去除率/%	浓度/(mg/L)	去除率/%	浓度/(mg/L)	去除率/%	浓度/(mg/L)	去除率/%
原水（进水）	350		480		216		40	
高密度澄清池出水	58	83.4	169	64.8	76	64.8	27	32.5
一级 BAF 出水	14	75.9	56	66.9	17	77.6	21	23.1
二级 BAF 出水	6	57.1	30	46.4	5	70.6	0.1	97.3
两级 BAF 总去除率		89.7		82.2		93.4		99.6
系统的总去除率		98.3		93.8		97.7		99.8

三、处理效率分析

法国德利满公司为新建大连市马栏河污水处理厂和厦门市第二污水处理厂的改建工程提供技术支持，均采用了 BAF 工艺技术与设计及设备器材，建成投产后其出水水质除 TP 外，均达到了 GB 18918—2002 的一级 A 级标准。

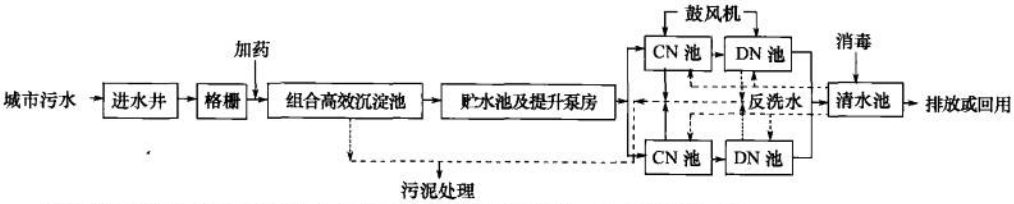
关于 TP，GB 18918—2002 的一级 A 标准要求达到≤0.5mg/L，应该说是不难解决的。德利满公司在厦门市第二污水处理厂的改造设计中已经考虑了在污水进入前置反硝化 DN 池前投加化学除磷药剂 $FeCl_3$。但 TP 由 3.95mg/L 降至 1.42mg/L，未能达到 GB 18918—2002 的一级 B 标准中的 1.0mg/L，很可能是因为投加的化学药剂量偏低。国内创新的导流曝气生物滤池为主体的前级加水解酸化或厌氧池，后级加砂滤池工艺，可使原污水（进水）COD_{Cr} 306.8mg/L、BOD_5 130.63mg/L、SS 150.0mg/L、TP 32.4mg/L、TN 175.7mg/L、NH_3-N 75.8mg/L 降至 COD_{Cr}≤13mg/L、BOD_5≤10mg/L、SS≤20mg/L、TP≤0.4mg/L、NH_3-N≤5mg/L。除 SS 未达到 GB 18918—2002 一级 A 标准外，其余均能达到甚至好于，说明用水解酸化或厌氧工序的前处理与 BAF、砂滤等工序亦能达标。至于国内创新的 BAF 新工艺出水 SS 未能达到 SS≤10mg/L，很可能是陶粒滤料的粒径较大、滤层较薄等原因所致。在 BAF 工艺中使出水 TP≤0.5mg/L，也可通过前处理增加水解酸化或厌氧工序，这是一个新的尝试，还需经过多个工程项目的实施加以验证。在此值得一提的是，新建大连市马栏河污水处理厂和厦门第二污水处理厂改造工程，德利满公司对 BAF 主要设计参数并未采用高值或中间值，而是采用了低值，与他们报道的水力负荷值和容积负荷值相距甚远。马栏河污水处理厂 BAF 的 BOD_5 容积负荷值仅 1～1.2kgBOD_5/(m^3·d)，出水达到一级 A 标准，从设计上讲是可以的，从主要设计参数上并未体现先进或较先进之处，而国内导流曝气生物滤池 BOD_5 容积负荷 2～3kgBOD_5/（m^3·d）是比较先进的。

四、曝气生物滤池的设计

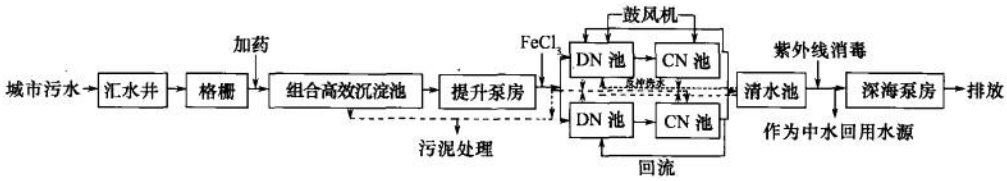
1. 曝气生物滤池的工艺流程

（1）法国德利满公司提出的两种处理工艺流程

① 大连市马栏河污水处理厂（处理规模 12 万吨/天）工艺流程如下。

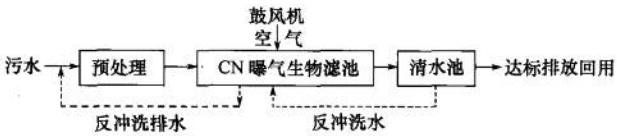


② 厦门市第二污水处理厂（处理规模 23 万吨/天）工艺流程如下。

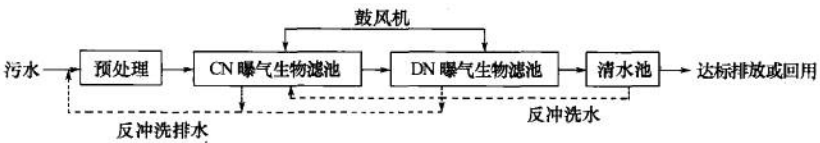


(2) 国内提出的几种处理工艺流程

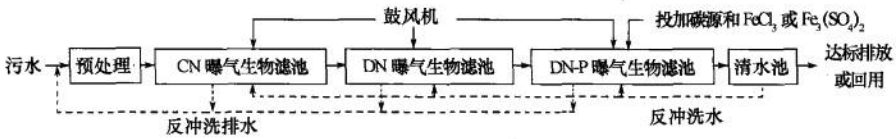
① 一级 CN 曝气生物滤池（只要求脱碳除有机物为主）工艺流程如下。



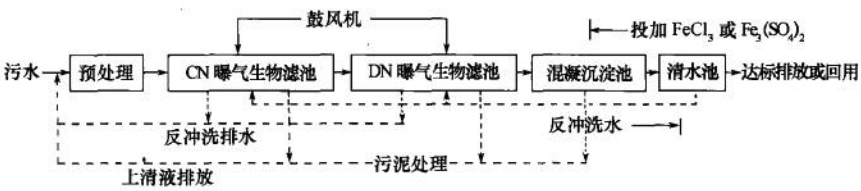
② 两级曝气生物滤池（要求去除有机物和脱氮）工艺流程如下。



③ 三级曝气生物滤池工艺流程（同时要求去除有机物、脱氮、除磷）如下。

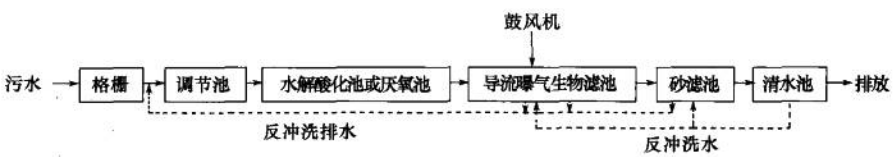


④ 两段曝气生物滤池＋化学除磷池工艺流程（同时要求去除有机物、脱氮除磷）如下。

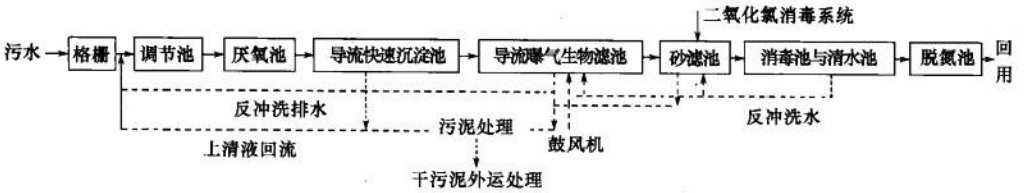


以上处理工艺流程中的预处理包括格栅、调节池、初沉池或水解池、调节池主要用于处理工业废水。

⑤ 导流曝气生物滤池处理工艺流程如下。



⑥导流曝气生物滤池处理小城镇生活污水及类同生活污水水质的工业废水处理与回用流程如下。



2. 曝气生物滤池水力负荷与容积负荷

曝气生物滤池水力负荷与容积负荷的演变见表 7-5。根据国内曝气生物滤池应用于城市污水处理实际运行效果及试验研究分析，建议值见表 7-6，供参考选择。曝气生物滤池处理城市污水进水浓度与去除率见表 7-7。

表 7-5 水力负荷与容积负荷的演变

负荷		碳化	硝化	反硝化
水力负荷 /[$m^3/(m^2 \cdot h)$]	过去	1～5	1～10	5～14
	现在	3～16	3～16	10～35
最大容积负荷 /[$kgX/(m^3 \cdot d)$]	过去	<3	<1.5	<4
	现在	5	<3	<7

注：X 分别为 BOD(碳化)、NH_4^+-N(硝化)、NO_3^--N(反硝化)。

表 7-6 水力负荷与容积负荷设计选择建议值

负荷		碳化	硝化	反硝化
水力负荷 / [$m^3/(m^2 \cdot h)$]		2～10	2～10	5～15
容积负荷 / [$kgX/(m^3 \cdot d)$]	一般	2～5	0.3～1.0	0.8～5.0
	最大	≤5	≤1.0	≤5.0

注：X 分别为 BOD（碳化）、NH_4^+-N（硝化）、NO_3^--N（反硝化）。

表 7-7 曝气生物滤池处理城市污水进水浓度（mg/L）与去除率（%）

处理厂	SS		COD_{Cr}		BOD_5		NH_3-N		TN		TP	
	浓度	去除率	浓度	去除率	浓度	去除率	浓度	去除率	浓度	去除率	浓度	去除率
大连马栏河污水厂设计进水水质	350	98.3	480	93.8	216	97.7	40	99.8				
厦门市第二污水厂设计进水水质（前置反硝化）	180		300		130							
实际进水水质	145.0	95.72	214.7	85.98	89.0		25.9		35.4		3.95	
实际出水水质	6.2		30.1		4.7	94.72	3.8	85.33	22.9	35.31	1.42	64.05
新疆某城市污水处理厂进水水质	250		400		200							
实际出水水质	140	44	140.8	64.8	24	88	1.21		6.53		0.38	
导流曝气生物滤池处理小城镇生活污水												
进水水质	350		500		300							
出水水质	5.67	98.38	19.95	96.01	12.83	95.72	1.21		6.53		0.38	
建议值	≤350	95～98	≤500	90～95	≤250	95～98	≤40	70～90		50～80	≤10	90～98

3. 预处理工艺（工序）的选择

德利满公司在曝气生物滤池前的预处理工序采用了 S3D 池，该池集除油、沉砂和斜管沉淀于一体，也是德利满公司为曝气生物滤池专设的沉淀池。从设计和运行效果看，S3D 池对 COD、BOD 及 SS 等的去除效果明显，较好地缓解了 SS 对滤池的冲击。与此同时，上海等地试验和应用的高密度澄清池的处理效果要高于 S3D 池，因此对于预处理工序可比较选择应用。德利满公

司 S3D 池的去除率设计参数与实际运行效果分别见表 7-8 和表 7-9。

表 7-8　S3D 池的去除率设计参数

项　目	COD	BOD	SS	TD	TN
平均去除率/%	30	30	70	20	10

表 7-9　厦门市第二污水处理厂 S3D 池运行效果

项　目	COD	BOD	SS	TP	NH_3-N
进水水质/(mg/L)	214.7	89.0	145.0	3.95	25.9
出水水质/(mg/L)	143.2	64.4	39.0	3.20	26.7
去除率/%	33.3	27.6	73.1	18.9	−3.1

大连市马栏河污水处理厂高密度澄清池设计参数见表 7-10。上海市政工程设计研究总院对高密度澄清池试验研究结果见表 7-11。

表 7-10　高密度澄清池设计参数

项　目	SS	COD	BOD	NH_3-N
进水水质/(mg/L)	350	480	216	40
出水水质/(mg/L)	58	169	76	27
去除率/%	83.4	64.8	64.8	32.5

表 7-11　上海市政工程设计研究总院对高密度澄清池试验研究结果

项　目	COD	SS	TP
进水水质/(mg/L)	100～700	50～350	2～9
出水水质/(mg/L)	50～150	9～46	0.2～1.1
出水水质平均值/(mg/L)	99	23	1
去除率（平均）/%	67	85	83

注：本表是上海市政工程设计研究总院结合上海白龙港城市污水处理厂一级强化处理工艺所做的化学一级强化处理的试验结果。

根据表 7-8～表 7-11 可以看出，高密度澄清池的处理效果要高于 S3D 池，但高密度澄清池进水时需投加混凝剂药品，表 7-11 的试验结果是在投加三氯化铁混凝剂 30～60mg/L 经搅拌混凝反应斜板沉淀［水力负荷达 $25m^3/(m^2 \cdot h)$］的情况下取得的。实际上高密度澄清池也是德利满的技术，笔者分析，大连市马栏河污水处理厂进水水质高于厦门市第二污水处理厂的进水水质，前者选用高密度澄清池作为处理池，后者选用 S3D 池以适应不同进水浓度。当进水浓度较低时可选用 S3D 池，当进水浓度较高时则选用加药混凝反应的高密度澄清池，达到降低处理成本的目的。这种选择和设计是合理的，是比较切合实际的。

4. 进入曝气生物滤池的SS 含量的讨论

清华大学王占生教授等对进入曝气生物滤池 SS 浓度做过详细的研究，得出结论是浓度不宜超过 60mg/L。笔者通过试验研究得出的结论是不宜超过 50mg/L。众所周知进入曝气生物滤池 SS 浓度过高极易造成堵塞滤层，不能正常运行，影响曝气生物滤池的效果。

5. 曝气生物滤池中滤料粒径与材料的选择

国内处理城市污水和工业废水的曝气生物滤池引进项目中的滤料一般是国外配套的火山岩粒径 2～6mm。大连市马栏河污水处理厂从法国进口的样品放在窗台上过一段时间盆底就有一层粉末，估计是风化下来的粉末，因此该厂引进时留有近千立方米滤料作为流失等的添加储备。而江西、江苏等地生产的陶粒滤料材料坚硬，不易风化，且价格低，约是国外价格的几分之一到十分之一，因此应尽量选用国产陶粒滤料。关于滤料粒径的选择过去大都选用一种规格，随着对曝气生物滤池工艺的探索和设计应用实践，对 CN 池应选择 3～6mm 粒径的陶粒滤料，对 DN 池应选择 2～4mm 粒径的陶粒滤料，这对曝气生物滤池的运行有利。滤层厚度宜选用 3～4.5m，不宜太浅。

6. 曝气量（用气量）的确定

应根据进水水质和要求的出水水质进行需氧量计算，结合曝气装置、当地气温、海拔高度等

因素做详细计算设计。但对城市污水而言，中低浓度时一般气水比是3∶1，较高浓度时一般是4∶1～5∶1，对于高浓度的城市污水（例如青岛团岛污水厂进水COD达1000mg/L左右、SS在600mg/L左右时），是否选用曝气生物滤池应进行详细的技术经济分析比较后确定。

7. 回流比的选择

回流比是前置反硝化工艺中最重要的设计参数。根据国外的研究，对于一般的城市污水，回流比可选择100%～150%，使反硝化的效果达到较好的程度。

8. DN池的反硝化能力

在前置反硝化工艺中，DN池以污水中的有机物作为反硝化碳源，因此进水中易生物降解有机物的含量直接影响反硝化效果。为了评价和确定DN池的脱氮能力，国外研究了BOD_5/TN指标同DN池反硝化率之间的关系。试验研究表明，反硝化率与BOD_5/NO_3^--N成正比，当要求达到70%以上的去除率时BOD_5/NO_3^--N应大于8，当要求达到70%时BOD_5/NO_3^--N应在7～8；当要求达到60%的去除率时BOD_5/NO_3^--N约为6；一般小城市的污水中BOD_5/NO_3^--N在5左右，此时的去除率仅50%。在实际工程中前置反硝化工艺往往达不到处理目的，还需要投加甲醇作为碳源，以提高BOD_5/NO_3^--N。

⊙本文作者：易彪，陶涛，朱鹏，周国成，姜达君，蒋达敖，张杰

第八篇

合建式污水处理系统的探讨与工程实践

我国城市污水处理任务很重。全国广大的小城镇和新农村污水处理才处于起步阶段。我国在2010年要将处理效率提高到70%以上，需要处理效率高、投资省、处理成本低、运行管理方便的污水处理工艺和技术，组合式的污水处理系统就能够满足以上要求。曝气沉淀组合一体化系统是将厌氧池、缺氧池、好氧池与沉淀池组合在方形或矩形池体内。新型一体化奥贝尔氧化沟是以奥贝尔氧化沟和周边进水周边出水辐流式二沉池为基础，将厌氧池、缺氧池、好氧池、二沉池、内外回流组合一体，具有占地面积小、投资省、水头损失小、能耗低、污水适应能力强、运行管理方便的特殊优点。

下面介绍凌志环保股份有限公司与无锡市联创市政工程设计有限公司多年的试验研究与开发实践提出的两种组合式污水处理系统，供同行研究讨论与选择应用。

一、 节能组合式曝气沉淀池

现有的污水处理工艺中，曝气池和沉淀池通常为独立设置，沉淀池与曝气池间通过管道连接，一方面设备较多，结构上不紧凑，占地面积大，另一方面曝气池和沉淀池需分开砌筑池体，布设较长的管道连接，投资成本相对大。

为了克服上述不足，提供一种集曝气与沉淀于一体的合建式池体，节省投资成本，减少占地面积，而且能提高曝气效率，主要改进在于将圆形沉淀池置于矩形曝气沉淀池中，还可以共享墙壁来减少投资。合建式曝气沉淀池包括矩形曝气池、圆形沉淀池及其连接管道，其特征在于圆形

沉淀池置于曝气池中。圆形沉淀池与矩形曝气池可以相离、相切或共享部分墙壁，沉淀池与曝气池间设有连通管道（图8-1）。

圆形沉淀池可作为二沉池或终沉池，数量可以为一个或两个或多个。

矩形曝气池可以设为方形或长方形，根据设计需要，可以将曝气池分为若干个区域，即在矩形曝气池壁与圆形沉淀池壁间置有隔板，隔板将矩形曝气池分隔成若干个区域，区域内可以设置成水解酸化池、厌氧池、缺氧池、好氧池的一种或多种，以满足不同工况的要求。

当圆形沉淀池与矩形曝气池共享部分墙壁时，可最大限度地降低投资成本，而且沉淀池池壁在曝气池中能对水流起到碰撞作用，还有利于提高曝气效率。

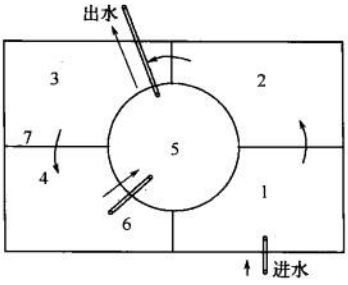


图 8-1　合建式曝气沉淀系统示意
1—缺氧池；2—厌氧池；3—兼氧池；4—好氧池；5—二沉池；6—连通管；7—隔板

通过将圆形沉淀池设计于矩形曝气池中，整个设备的占地面积小、投资成本低、曝气氧利用率高。

二、高脱氮合建式奥贝尔氧化沟

典型的奥贝尔（Orbal）氧化沟由厌氧沟、缺氧沟、好氧沟、中央岛构成，简称为外沟、中沟、内沟、中心岛沟，池体通常布置呈椭圆形，也有圆形池体，沉淀池设在氧化沟外或中央。如中国专利 CN03223656.5 公开了“一种采用 A^2/O 氧化沟工艺的污水处理装置”，由厌氧池、缺氧池、氧化沟、沉淀池组成，沉淀池与氧化沟合起呈同心双层壁圆筒状的池体，氧化沟在外侧，沉淀池在内侧，缺氧池在氧化沟外，紧靠缺氧池外的是厌氧池。这种设计虽然节省了池与池之间的空地，共用墙体省去池体间的连接管，但位于中央岛处的圆形沉淀池是一种单独的沉淀池，整个氧化沟池体体积庞大，无脱氮系统，而对于要求去除总氮的 Orbal 氧化沟来说，还需要另外设计高脱氮内循环回流系统。按照我国城市给排水设计规范，氧化沟停留时间要不小于 16h，停留时间与氧化沟体积之间的矛盾、单独脱氮系统的组建都限制了这种污水处理装置的推广，对于还另外单建厌氧系统、沉淀池的处理系统来说，更使 Orbal 氧化沟得不到广泛应用，特别是 Orbal 氧化沟外沟过于宽大（由于工艺要求，外沟体积占氧化沟总体积的 50% 以上），使外沟的介质流转次数减少。外沟设曝气转盘，曝气反硝化效果不明显，显而易见，脱氮效果也不明显，对总氮的去除影响不大。

为了克服上述不足，出现了一种高脱氮合建式 Orbal 氧化沟（图 8-2），使二沉池与 Orbal 氧化沟的外沟、中沟、内沟集于一体，减少占地面积，降低投资成本。主要创新在于拉长氧化沟外沟椭圆长度，在中沟外壁与外沟内壁间设置二沉池，所述的二沉池与外沟内壁相切或共享墙体。为了进一步利用共享墙体减少成本，最佳的方法是二沉池与外沟内壁共享半圆墙体。

为了充分利用氧化沟的剩余空间，还利用中央岛位置设置一个处理区，这个处理区可以为厌氧区、水解酸化区等，其中以厌氧区为佳，可将各工艺有机结合在一体，极大限度地缩短各工艺区之间的管道连接以及额外配设。为了增加污水在氧化沟内的停留时间，提高脱氮效率，利用中沟外壁、外沟内壁与二沉池间的夹层空间或部分夹层空间设置内回流区，所述的内回流区与内沟管道连通，与二沉池溢流堰连接，内回流区中置有通向外沟的水下污水推进器（或称回流泵）。内回流区内的一部分混合液通过阀门和穿水孔由潜水推进器回流至外沟，通过调节推进器的启用数量，使内循环水量提高若干倍以上，极大提高了污水在氧化沟内的停留时间，COD、BOD、氨氮特别是总氮的去除率大幅提高。中沟外壁、外沟内壁与二沉池间的夹层空间

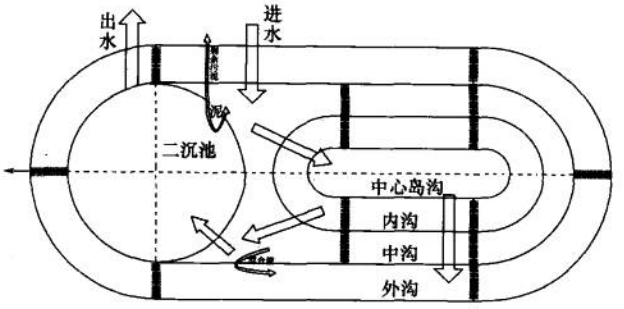


图 8-2　高脱氮合建式 Orbal 氧化沟构造示意

或部分夹层空间还可以单独设置为连通二沉池的外回流区，外回流区中设置有通向外沟的水下推进器，这样二沉池内的污泥在压力作用下进入外回流区，再由水下推进器回流至外沟，提高了氧化沟内的活性污泥含量。为了进一步综合提高脱氮效果，使工艺更紧凑，中沟外壁、外沟内壁与二沉池间的夹层空间被分隔成内回流区与外回流区，内回流区与外沟管道连通，与二沉池溢流连接，外回流区连通二沉池，内回流区和外回流区中分别置有通向外沟的污水、污泥推进器，夹层空间中内、外回流区的设置可以让二沉池与外沟外壁相切，切点正好使内回流区与外回流区隔断，也可以让二沉池与中沟外壁间隔开，两者间再以隔离墙将夹区空间分隔成内回流区与外回流区。

高脱氮合建式 Orbal 氧化沟能让 Orbal 氧化沟的外沟、中沟、内沟与二沉池组合一体，其空余空间还可配设污泥外回流区、硝化液回流区等，整个设备的占地面积、投资成本可降低至最低值，大大延长了氧化沟停留时间，总脱氮效率高，优点归结如下。

① 将二沉池、厌氧区内回流与污泥回流系统合建一体，通过共用墙体大大节省了占地面积，充分利用了传统 Orbal 氧化沟的剩余空间，而且也节省了单建这些设施的管道、泵阀系统，投资成本大为降低。

② 由于利用空余区域构建内回流与污泥回流，用水下推进器节省了泵扬程，运行中没有额外动力投资，运行费用大幅降低。

③ 利用中央岛空余区设计为厌氧区帮助释磷脱氮，内回流使内沟混合液循环，延长氧化沟的水力停留时间，增加混合液在沟内的回转次数，进一步起硝化与反硝化作用，从而进一步脱氮，保证整个设备具有很高的脱氮效率。

④ 由于加长了外沟长度，使安置在外沟内的曝气转盘间距进一步加大（是一般 Orbal 氧化沟外沟曝气转盘间距的 2 倍以上），使好氧厌氧区的停留时间延长，硝化与反硝化效果显著增强，外沟强化了厌氧的功能并延长了介质在外沟的流转次数，进一步增强脱氮去除效果，总氮的去除更有保证。

⑤ 当城市排水体制是合流制，碰到暴雨时，关闭内回流区水下推进器（或称内回流泵），打开阀门，雨水经中央岛处理区通过外沟直接进入二沉池，无需经过中沟、内沟，确保污泥活性不被破坏，易于系统恢复使用，抗暴雨冲击。

三、工程实例

1. 工程概况

2006 年 11 月凌志环保股份有限公司以 BOT 方式在河南方城县建设 2.5 万吨/天的城市污水处理厂示范工程（近期 1.25 万吨/天），并于 2007 年 11 月 28 日经南阳市环保局组织验收，其中

各项均达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》（GB 18918—2002）一级 B 标准，部分项目如 COD、氨氮已经达到一级 A 标准。

2. 设计水质和达标要求

设计进出水水质见表 8-1。

表 8-1　设计进出水水质

指　标	进水水质/（mg/L）	出水水质/（mg/L）	去除率/%
BOD_5	180	20	88.9
COD_{Cr}	350	60	82.9
SS	200	20	90.0
NH_3-N	35	8（15）	77.1
TP	4	1.5	62.5

在运用该项目工艺技术和设备后，所有出水指标达到 GB 18918—2002 一级 B 标准。

3. 工艺流程

这种新型的一体化 Orbal 氧化沟工艺综合了 Orbal 氧化沟、辐流式周进周出二沉池的优点，并将硝化液回流、污泥回流、混合液回流、厌氧释磷脱氮等功能组合为一体，将所需单独建造的厌氧池、二沉池和污泥回流泵房有效地加以组合，简称 C-Orbal 氧化沟。该池设计拉长氧化沟外沟的椭圆形长度，在中沟外壁和外沟内壁间设置二沉池，同时利用 Orbal 氧化沟的中心岛作为厌氧池，大部分污泥先进入中心岛区，与进水混合，强化释磷后，依次通过外沟、中沟、内沟，最后进入二沉池沉淀后消毒出水。其工艺流程和运行方式分别见图 8-3 和图 8-4。

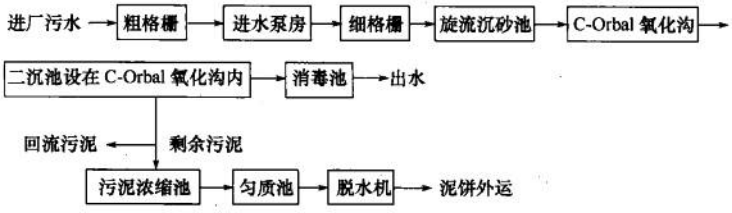


图 8-3　C-Orbal 氧化沟工艺流程

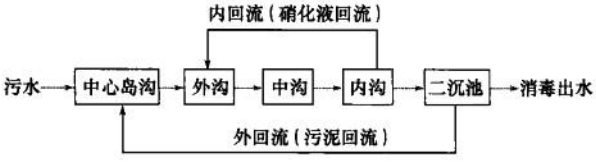


图 8-4　C-Orbal 氧化沟运行方式

4. 生物处理系统

为了加强脱氮除磷效果，生物处理系统采用 C-Orbal 中的 Orbal 氧化沟，包括外沟、中沟和内沟，利用中央岛所占的体积作为厌氧反应器，将污水与回流污泥在其中进行约 1h 的厌氧混合，活性污泥中的聚磷菌将细胞物质中的磷释放出来进行厌氧释磷，在好氧阶段过量摄取磷达到生物除磷的目的。另一方面，控制外沟、中沟和内沟的溶解氧分别为 0、1mg/L、2mg/L，维持外沟整体的亏氧状态和曝气转碟上下游的缺氧/好氧（A/O）状态，通过同步硝化与反硝化方式进行

脱氮处理，在满足去碳的状况下可实现较高的脱氮和除磷效果。

由于加长了外沟长度，使占总面积80%以上中、外沟宽设计位于水力特性曲线顶部高效段，总体环流驱动效率比传统设计Orbal氧化沟提高20%，在实际运行中保证环流速度的条件下可以减少曝气碟片数量或者停运更多的转碟组，降低系统能耗的基建投资。

设计总水力停留时间为16h，其中中心岛1h，外沟9h，中沟4h，内沟2h，设计MLSS=4000mg/L，污泥负荷0.075kgBOD_5/(kgMLSS·d)，容积负荷0.3kgBOD_5/(m^3·d)。

5. 泥水分离系统

氧化沟的混合液要进行泥水分离，分离效果直接关系到生化系统的运行成效。本工程沉淀池采用周边进出辐流式二沉池，可比中心进水周边出水二沉池减少表面积达30%～50%，设计最大表面负荷为q_{max}=1.28m^3/(m^2·h)，沉淀时间为3.0h。

6. 回流系统

回流系统分为外回流污泥回流系统和内回流系统硝化液回流系统。传统Orbal氧化沟必须进行污泥外回流以保证氧化沟内维持污泥浓度，通过工艺整合，C-Orbal氧化沟使传统的外回流变成内部回流，由污泥回流区回流至进水泥水混合区，污泥回流使用低扬程潜水混流泵，采用有效的结构形式使出水管单独出水，出水管设置不锈钢出水堰，减少水泵间的相互干扰，保证出水正常。

为提高总氮去除率，并且消除硝酸盐对除磷的不利影响，要设置硝化液回流系统，内沟的混合液通过铺设在氧化沟池底的管道进入硝化液回流区中，再通过安装在外沟池壁上的水下推进器（或硝化液回流泵）进入氧化沟外沟。

7. 处理效果

统计结果（表8-2）表明该污水处理厂的处理效果比较稳定，出水水质能够达到GB 18918—2002的一级B标准，COD指标可以达到一级A标准。

表8-2 统计结果

项目	BOD_5		COD		SS		NH_3-N		TN		TP		pH值（无单位）	
	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水
平均值/（mg/L）	123	12	345	40	155	14	30.3	7.8	40.2	14.9	3.06	1.21		
最大值/（mg/L）	153	16	364	53	180	18	39.4	12	47.2	19.3	3.94	1.49	7.8	7.4
最小值/（mg/L）	102	8	328	24	104	9	24.4	3.1	33	10.3	2.21	0.89	7.6	7.2
测定时间/d	91	91	91	91	91	91	91	91	74	74	74	74	91	91
平均去除率/%	90.6		88.3		90.9		75.7		62.9		60.5			

8. 工程总结

①由于将二沉池组合在Orbal氧化沟内成为高脱氮合建式C-Orbal氧化沟，使得占地面积大大节省，厂区占地面积由40.89亩（1亩=666.7m^2，下同）仅用了15亩，空余了25.89亩，考虑增加二期设施，应增5亩地，占地面积20亩，比分建式（二沉池分开建设，即常规的Orbal氧化沟）节省20.89亩，节省占地50%以上。

②该厂一期规模为1.25万吨/天（总规模为2.5万吨/天，二期除氧化沟与二沉池设施未建，其他设施均已建成），厂区原预算投资为3700万元，现土建投资500万元，设备及安装投资700万元，设计费50万元，征地及其他200万元，合计1450万元。根据施工单位的投标文件和实际施工情况，二期扩建土建投资应增加250万元，二期环保设备投资增加应不超过300万元，按

2.5万吨/天算总投资不超过2000万元，比原项目厂区投资3700万元节省了1700万元，总计节省投资40%以上。

③监测期间吨水电耗综合指标为0.238kW·h/m³，较常规活性污泥法二级污水厂综合耗电指标平均耗电0.3kW·h/m³节省20%。

④充氧设备为Φ1800转碟曝氧机，该机推动力大，充氧效果好，工作稳定，管理维护方便。

⑤在氧化沟与二沉池的夹区增加了内循环和外循环系统，节省占地面积，明显节省动力和运行费用，达到了脱氮磷的效果。

⊙本文作者：凌建军，周国成，蒋爱亚，潘明霞，赵东霞

第九篇

关于周边进水沉淀池设计和配水槽水力计算中几个问题的探讨

一、概述

沉淀池是给排水工程中常用的处理构筑物，到目前为止，最常用的有竖流式、平流式和辐流式三种类型的沉淀池。随着科学技术的不断进步，各种类型的沉淀池也都有了较大的改进和革新，目的在于提高处理能力和出水水质，同时降低基建投资及处理成本。在辐流式沉淀池中，周边进水周边出水或周边进水中心出水新型沉淀池的出现不过二十余年的历史，但在生产实践中已显示了它的优越性。本文着重探讨周边进水沉淀池的一些技术问题，如周边进水的均匀布水问题，如何提高容积利用系数，周边挡板的设置长度和设置位置问题，如何加强絮凝沉淀过程等。

二沉池进水是从曝气池来的混合液，由于混合液悬浮浓度远高于沉淀池中的澄清水，两者有密度差，因而必然形成密度流。普通辐流式二沉池的原水是从池中心进水管流入池内，经布水后逐渐下落到污泥层上，再沿泥面向池壁方向流动并壅起环流，在出水口处上升时会带走轻的细小颗粒的活性污泥絮体，影响出水水质。分离出的澄清水，部分溢流入出水槽，另一部分则向池中心回流形成了密度大的混合液，在下面从池中心流向池边，而密度小的澄清水，在上面从池边向池中心流动，形成反向流动的密度流态的环流。显然这种环流不利于沉淀，限制了它的负荷能力。在周边进水的辐流式二沉池中，由于有密度差也存在着密度流，但水流方向相反。笔者在一个半圆形模型中观察到的流态是混合液经进水槽的配水孔流入导流区后，即降落到池底污泥面上，并沿着泥面向中心流动，汇集后呈一个平面上升，在向池中心汇流和上升过程中，分离出澄清水，而且反向流到池边的出水槽形成了密度流。这种池型的密度流态与普通辐流池相反，周边沉淀池比普通辐流式沉淀池中心进水的流速小得多，其进水水流动能$v^2/(2g)$也低得多，因而有可能比普通辐流沉淀池提高水力负荷率，此时周边进水所形成的密度流流速仍然不会很大，同时由于周边进水所形成的水流方向与刮吸泥机转动方向又大体一致，所以搅动起污泥和带走轻的活性污泥絮体的可能性都比较小，从而也有可能提高沉淀效率。

周边进水沉淀池其进水沿池径周边布水，由于池边周长长，过水面积大，使得雷诺数 Re 和弗劳德数 Fr 都比中心进水小。Re 小说明惯性作用相对减小，黏滞力相对作用增大，Fr 小于 1，水流是缓流，这些都促使二沉池内流态的层流发展，加上由于周边进水，水流断面突然扩大，动能转变为势能再加上沉降速度与周边进水下泄流速相同，即产生同向流，促使活性污泥下沉，因此也可提高沉淀效率，而水力负荷（即表面负荷）可以提高，这是众所周知的。

这种密度流流态，显然是周边进出水沉淀池效率高的主要因素，是完全符合二沉池中密度流流动规律的。

周边进出水沉淀池的主要优点如下。周边进出水沉淀池的流态适应进出水之悬浮物浓度差所引起的密度流流态，避免了平流式、普通辐流式沉淀池中由于密度流所引起的各种短流、环流等不良影响，因而容积利用系数高。同时因具有悬浮层的澄清作用，提高沉淀效果，根据模型试验和现场观察，进一步证实在周边进水沉淀池中存在着澄清水层、悬浮絮凝沉淀层、污泥浓密压缩层和污泥底流层四个层面，有两个清楚的界面。由于呈一个平面缓慢上升的流态，悬浮层中活性污泥絮凝凝聚，使得混合液中的活性污泥颗粒不断与悬浮层中的活性污泥碰撞、吸附、结合、絮凝等作用，因而会产生良好的悬浮澄清作用。

试验研究得出的容积利用率为：中心进水周边出水辐流式沉淀池的容积利用率为 48%，而周边进出水辐流式沉淀池的容积利用率为 85.7%～93.6%。

由于这些优点的存在，试验研究和生产实践说明，周边进出水沉淀池的水力负荷比普通辐流式沉淀池高出 30%～50%，有研究结论为 100%。

这种池型的独特优点还在于它具有广泛的适应性。生产实践说明这种沉淀池适用于大、中、小型污水处理厂，无论是新建还是改扩建工程中均可获得良好的工程效益和经济效益。周边进出水沉淀池可用于给水厂的沉淀池和污泥浓缩池，因而受到关注和重视。

影响周边进出水沉淀池或周边进水中心出水沉淀池处理效率、容积利用率的一个重要因素就是周边进水配水系统的均匀性，配水系统设计的好坏将直接影响周边进出水沉淀池的沉淀效果，而配水系统设计与计算的关键是要达到配水均匀性的目的。鉴于这类沉淀池常用的配水系统为配水槽和布水孔，配水的均匀性与配水槽的断面形状、槽中的水流水深、槽中水位与池内水位的关系、泄水孔孔径、单位槽长或相同段上的布孔数及配水槽底坡等有关，这些因素互相制约，综合影响配水的均匀性。下面依据有关文献和运行实际，分析诸多参数之间的相互制约关系，参考和遵循水力学中有关经典公式和物理学中的能量原理得出有关计算公式，提出有关配水设计计算的一些原则和几种计算方法，供进一步分析讨论和研究。

二、周边进出水沉淀池周边进水槽均匀布水的水力计算公式推导

周边进出水沉淀池直径为 D，配水槽的断面形状为矩形，在槽宽不变的情况下，水深是变化的，底坡为 i，且水流是单向流动的，即一点进水向一个方向流动的均匀布水（工程上可一点进水向两个半圆周方向沿程均匀布水，这里一点进水向一个方向均匀布水的假设是为了推理更清楚），单位槽长上的布水泄流量为 q（或者每个孔的流量为 q），则有：

$$q=\frac{Q}{\pi D}$$

式中，Q 为周边进水沉淀池的处理水量。

现对配水槽取脱离体，进口处（起端）为 1—1 断面，此处的水深为 h_1，流量等于处理水量，末端最后一个泄水孔处的水深为 h_2，流量为 q，对于这种沿程均匀泄流布水总出水量等于总进水量的情况，根据有关文献可以应用能量原理中的动量方程进行分析计算。动量原理是物理学中的基本原理之一，动量 $P=mv$，动量是矢量，它的方向与速度方向相同，因此动量的变化量是矢

量。必须注意，计算动量的变化不可不考虑方向性。

为了简化分析、推导和计算，现做如下假设。

①由于配水槽底坡 i_0 不大，假设配水槽纵向流速方向基本上是水平的。

②配水槽底设布水孔泄水，它在纵向水流方向、动量的分量等于零。

③配水槽内水面线是一条平坦的抛物线。

④摩擦阻力可以略去不计。

⑤将环形配水槽拉长，简化为一条直线槽段计算。

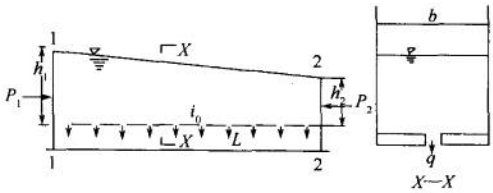


图 9-1　计算简图

⑥计算简图如图 9-1 所示。

计算简图中，1—1 断面水深 h_1，为起点断面水深，流速为 v_1，2—2 断面为末端断面，水深为 h_2，流速为 v_2。在取控制断面截取水流后，对配水槽取脱离体，在水平方向对隔离体的外力有三个：作用在进水口 1—1 断面的水压力的反作用力 P_1，$P_1=\frac{1}{2}rbh_1^2$；作用在 2—2 断面的水压力反作用力 P_2，$P_2=\frac{1}{2}rbh_2^2$；作用在槽底对隔离体的水平推力 P_3，这个力是水对槽底压力水平分力的反作用力，因为这段水体体积是：

$$bl\left[h_1+i_0l-\frac{1}{2}i_0l-\frac{1}{3}\ (h_1+i_0l-h_2)\right]=bl\left(\frac{2}{3}h_1+\frac{1}{6}i_0l+\frac{1}{3}h_2\right)$$

可以认为

$$P_3=rbli_0\left(\frac{2}{3}h_1+\frac{1}{6}i_0l+\frac{1}{3}h_2\right)$$

则水平方向的动量变化是 $pQ\ (v_1-v_2)$，$v_1=\frac{Q}{bh_1}$，$v_2=0$，则动量变化为

$$pQv_1=\frac{rQ^2}{gbh_1}$$

现对 1—1 断面和 2—2 断面之间的水体建立动量方程式：

$$\sum P=P_1+P_3-P_2-P_4 \tag{9-1}$$

式中，P_1为 1—1 断面的槽壁的压力，等于水压力的反作用力；P_2为 2—2 断面的槽壁的压力，等于水压力的反作用力；P_3为作用在底下槽底对隔离体的水平推力，这个力是水体对槽底压力水平分力的反作用力；P_4为摩擦力，$P_4=0$。

因此

$$\sum P=P_1-P_2+P_3=\frac{rQ^2}{gbh} \tag{9-2}$$

将 P_1、P_2、P_3代入式（9-2），再用$\frac{1}{2}rb$同除等式所有各项后，可得：

$$h_1^2+\frac{4}{3}h_1i_0d+\frac{1}{3}i_0^2d^2+\frac{2}{3}h_2i_0d-h_2^2=\frac{2Q^2}{gb^2h_1}$$

也可变换为：

$$h_1^2+\frac{4}{3}h_1i_0d+\frac{4}{3}i_0^2d^2-\frac{1}{9}i_0^2d^2-\frac{2}{3}h_2i_0d+h_2^2=\frac{2Q^2}{gb^2h_1}$$

整理后得：

$$\left(h_1+\frac{2}{3}i_0d\right)^2-\left(h_2-\frac{1}{3}i_0d\right)^2=\frac{2Q^2}{gb^2h_1}$$

$$h_2=\sqrt{\left(h_1+\frac{2}{3}i_0d\right)^2-\frac{2Q^2}{gb^2h_1}}+\frac{1}{3}i_0d$$

因 $i_0\approx0$，则

$$h_2=\sqrt{\left(h_1^2-\frac{2Q^2}{gb^2h_1}\right)} \tag{9-3}$$

同理可得：

$$h_x=\sqrt{h_2^2+\frac{2(Q-ql_x)^2}{gb^2h_2}} \tag{9-4}$$

由式（9-3）、式（9-4）可知，当配水槽宽度不变时，配水槽内起点流量到末点流量呈均匀的衰减性变化，因此水面曲线是呈下降趋势的，由于不是一个等流量 Q 通过全槽，而是均匀衰减，因此绝对不可能形成因流速水头降低而形成壅水的所谓增加水深的推理。西安市邓家村污水处理厂在扩建工程中建造了两座直径为 45m 的周边进水中心出水的辐流式初沉池及四座直径为 36m 的周边进出水辐流式二沉池，均是在周边环形配水槽上设置了布水孔。设计者考虑到布水起端槽内水面与池内水面的高差要大于末端槽内水面与池内水面的高差，因此建成的配水槽内的布水孔是起端段稀一些，后端段密一些。由稀而密的布置方法，配水槽在槽底逆坡（即 $i<0$）的情况下，实测配水槽内起点水头在设计流量的情况下均高于末端水头 4～5cm 的实际运行情况。如果 $i_0=0$，则会形成更大的落差，因此起端水头一定大于末端水头是不难理解的。

根据配水槽宽度 b 与水深 h 的变化，应用动量原理判断，在配水槽内衰减性均匀布水泄流的情况下，设槽底坡为平坡（$i_0=0$），槽宽度 b 为一定值，配水槽末端的水位会发生壅水现象而高于起端水深。有些论文得出如果为了保持配水槽内水深不变，而配水槽宽度由起端向末端逐渐扩大等结论，这是不恰当的，值得进一步讨论。

为了简化设计并使施工简单化，配水槽一般做成等宽度的逆坡配水槽，因此 $b_1h_1^2>b_2h_2^2$，由于 $b_1=b_2$，所以 h_1 总是大于 h_2。或者设计配水槽成平坡，维持槽内水深不变而逐渐改变配水槽宽度，由于 $b_1h_1^2>b_2h_2^2$，当 $h_1=h_2$ 时，则 $b_2<b_1$，因此工程上做成起端宽度到末端宽度逐渐变小呈牛角形状。成都三瓦窑污水厂 4 座 $D=37$m 的周边进出水二沉池及昆明第一污水厂周边进出水二沉池等都是引进美国的技术和设备，都是做成这种变宽度的配水槽。

下面分析明渠中的变速流或者称为非稳定流，以便进一步阐述变速流的特征和现象，来论证上述分析是正确的，并且是符合客观实际的。

当水流断面和平均流速沿着流程变化时，或者当水流断面固定不变，而水流断面内流速的大小和分布在变化时，液体的运动就是变速流。当流量固定时，明渠中的变速流将出现下述情况。当断面的尺寸和形状、槽壁的糙率和槽底纵坡沿着流量变化时，在变速流的情况下，明渠沿程上的水流深度或宽度是一个变量，多半深度和宽度同时都是变量；在明渠变速流的情况下，水力坡降 J、测压管坡度 J_p 和水流底坡 i 互不相等，即 $J\neq J_p\neq i$。因为在变速流时，水流深度通常是沿着流程变化的，所以水流的自由表面线总是曲线形的。

通过对变速流定义、发生的原因及变速流的基本情况了解，我们对变速流的形态、发生的根源和出现的现象等有了比较清楚的认识。在明渠或配水槽中发生壅水的现象是由于有障碍物或建筑物（堰坎等）或者在固定流量时，明渠沿程上的水流深度或宽度是一个变量，多半深度和宽度同样都是变量，如果当明渠宽度不变，渠壁糙率不变，底坡是一个固定的 i_0（$i_0=0$ 或 $i_0<0$），那么只有水深在变化，也就是流速在变化，则会发生壅水现象，即 $J\neq J_p\neq i$。而 $J_p>J$，如果 $i>0$，而且是一个不变的顺坡，渠壁糙率也不变，那么符合伯努利方程的流态，则水力坡度 J、测压管坡度 J_p 和水流底坡 i 三者彼此相等，即 $J=J_p=i$。因此在明渠中或水槽中流量不变的等速流的情况下，水能比能线、压力线和渠道底面线是三条平行的直线。

下面研究变流量流速状态下配水槽变速流的形态及其所产生的 J、J_p、i 三者关系。当 $i=0$ 时，$J<J_p$。当 $i>0$ 时，水深逐渐在配水槽内衰减减小．在计算过程中有可能使配水槽内水深 $h\to h_n$，加上比动能 $\frac{\alpha V_{1\to n}^2}{2g}$，再加上比动能的损失 $h_{wl\to n}$，三者之和 $\left(h_{1\to n}+\frac{\alpha V_1^2}{2g}+h_{wl\to n}=k\right)$ 是一个常数。而当 $i<0$ 时，由于是逆坡情况下的变速流，则 $h_{1\to n}$、$\frac{\alpha V_{1\to n}^2}{2g}$ 及 $h_{wl\to n}$ 三者将不是一常数，即 $h_{1\to n}+\frac{\alpha V_{1\to n}^2}{2g}+h_{wl\to n}\neq k$。由于是逆坡，在槽内流速逐渐减小的情况下，$h_{1\to n}$、$\frac{\alpha V_{1\to n}^2}{2g}$、$h_{wl\to n}$ 三者之和将逐渐减小，有可能通过计算调整 $i<0$ 的具体数值，使配水槽内的流动水面 J_p 趋近于一个水平面，在设计计算时，在设计流量下能做到 J_p 趋近于一个水平面，只要控制配水槽内起点流速 $V<1\text{m/s}$，或者遵照给排水设计手册中所提出的配水槽流速宜控制在0.5m/s左右，又由于流量的衰减，则流速亦在衰减，那么比动能 $\frac{\alpha V_n^2}{2g}$ 将越来越小，如果 $\frac{\alpha V_n^2}{2g}$ 的计算值 $<0.001\text{m}$，在环形配水槽水流情况下，由于环流形曲线的存在，而使水流在变速和离心力的作用下，对于每一断面的横向平面不是一个绝对的水平面，因此，在工程实用上，当 $\frac{\alpha V_n^2}{2g}<0.001\text{m}$ 的情况下可以忽略不计。

再讨论环形配水槽底部设泄水孔出流配水。对于配水槽中存在比动能 $\frac{\alpha V_n^2}{2g}$，对泄水孔是否存在 $q=\mu\sqrt{2gH_0}$，式中 $H_0=H+\frac{\alpha V^2}{2g}$，一般孔口出流 H_0 值是包括池内与槽内水位差 H 及行近流速的能量 $\frac{V^2}{2g}$ 的，而在目前设计的环形配水槽是底部泄水孔，而不是侧面孔口出流，因此水力学或流体力学专家有两种不同的看法，一种认为可以不考虑 $\frac{V^2}{2g}$ 能量的作用，另一种看法认为应该考虑这一能量的影响。笔者认为：考虑到 $\frac{V^2}{2g}$ 能量对底部泄水孔的影响似乎更合理一些，或者说更全面一些，因为在配水槽的动水流动状态下这一能量是存在的，由起点到末点也是逐步衰减的，如果配水槽起点的控制流速是 0.5m/s，末点的流速将衰减到 0.2～0.25m/s，那么起点的 $\frac{\alpha V_1^2}{2g}\approx 0.01\sim 0.012\text{m}$，末端 $\frac{\alpha V^2}{2g}\approx 0.002\sim 0.00319\text{m}$（当末端配水槽流速是 0.10m/s 时 $\frac{\alpha V^2}{2g}$ 为 0.00051m），这个动能值很小，完全可以略去不计，所以给排水设计手册中所规定的圆形池或一般池型中配水槽内的流速宜控制在较小的数值，希望小于 1m/s，最好是 0.5m/s 左右，其目的是为了能趋向于均匀配水，同时减少水头损失，降低能量损耗等的综合考虑是十分有意义的，在周边进水沉淀池的周边配水的情况下更有其实际意义。

通过上述建立的物理和数学模型的论证和推理，再结合西安污水厂周边进水 $D=45\text{m}$ 及 $D=36\text{m}$ 的一沉池和二沉池配水槽是建立在逆坡情况下，以及成都市三瓦窑污水厂、昆明市第一污水厂、抚顺石油二厂污水处理站二沉池周边进水引进国外技术的周边配水槽由宽到狭的做法，一类是建立在逆坡的情况下，实际运行中大流量和小流量并不发生壅水现象，而是还存在着起点水头高于末点水头的水力坡降线（当大流量时水力坡降大，当小流量时水力坡降小），在槽底 $i_0=0$，槽宽逐渐变小时也不会发生壅水现象，而是槽内水流基本上趋于一个水平面。

通过以上分析，我们比较清楚地理解到周边进水类型沉淀池的环形周边衰减性的均匀配水槽，在槽底坡度 $i=0$、$i>0$、$i<0$ 的各种情况下均不会发生壅水现象，理论与实践都证实了这个问题。

三、关于周边进出水沉淀池周边配水和布水的水力分析和计算方法

周边进水沉淀池的特征是将辐流式沉淀池的中心进水改为周边进水，一般来说，这种池型的容积利用系数高，表面负荷大，沉淀效率好，要发挥其特点，关键在于进出水布水的均匀程度及合理地设计裙板、合理的有效水深等。因此周边进出水配水系统就成了这类池型的关键部位，而周边进水配水的均匀性尤为重要。鉴于沉淀池常用配水系统为配水槽和布水孔，所以下面主要讨论分析如何达到周边配水布水均匀。

首先讨论布水问题。不论何种布水方式都要求池径边缘周边单宽长度上的布水流量均匀而相等，但要求单宽流量绝对相等在工程上很难做到，而基本相等是可能的。因此周边进水沉淀池的周边配水一定要经过详细的水力计算和合理的布置，以尽可能达到这一基本要求，为此均匀布水是周边进水中心出水和周边进水周边出水沉淀池设计计算的一个重要问题。周边进水周边出水、周边进水中心出水沉淀池都要使周边配水槽布水单宽流量相等或基本相等，因此是个渠道或水槽均匀变流量问题，精确的水力学计算是复杂的，要建立数学模型和推导数理方程等。现从工程要求出发，做到基本均匀，其计算可以通过简化来解决，下面的分析讨论和计算方法的建立、建议和推荐是建立在这一基础上。

周边进水沉淀池环形布水均匀出流的水力学计算是复杂的，由于均匀布水出流是配水槽为变流量的变速流，最好是建立严密的数理方程与水力学公式相结合进行计算，关于这方面的例子在水力学和流体力学专著中很少介绍。为从工程应用出发，寻找能解决问题的方法而又有相当的正确性，能满足工程实用的需要。现提出如下几种方法：①逆坡计算法（即配水槽底坡 $i<0$）；②变宽度计算法（即配水槽底坡 $i=0$）；③溢流堰计算法（即配水槽底坡 $i=0$ 的变截面）；④周边压力管道或压力渠道上布孔的配水计算法；⑤水力指数计算法。

上述五种方法的前三种都是建立在周边配水槽的断面随着起端到末端逐渐变小的变截面计算法，在我国城市污水处理厂和工业污水处理工程实践中处于应用的起步阶段，变截面的应用例子已有抚顺石油二厂污水处理站的 $D=28$m 周边进水周边出水辐流式二沉池，成都三瓦窑污水厂 4 座 $D=37$m 周边进出水辐流式二沉池，以及昆明市第一污水厂 $D=40$m 周边进出水二沉池等。美国底特律市污水处理厂的纯氧曝气系列的六座 $D=61$m，处理规模为 65 万吨/天系列的周边进出水二沉池上应用了第四种计算方法。水力指数法主要是参考水力学专著中介绍的变速流在水利工程上的应用，其实质也是建立在变截面基础上的，但试算和具体计算相当复杂而烦琐。

笔者推荐最适合工程实践和应用的，仍然是逆坡法和变截面的变宽度计算法。变截面计算法计算所得出的结果是：随着水由一点进水向左右两侧布水时，其变化是逐渐变小，不论是变配水槽宽度，还是变水深，总是由宽变窄或由深变浅的逐渐变小的结果，绝不可能是愈来愈变宽或槽内水深愈来愈变深，或者进水槽宽度不变，而槽底部有一个微小的顺坡，或者进水槽前 2/3 段宽度渐变小，后 1/3 段宽度则不变，底坡是平坡等。这种愈来愈变宽或槽内水深愈来愈深等的推理所得出的计算公式是完全不符合事实和实践的，如果要按这样的结论和设计工程实施，则可能延误工程，达不到运行的良好效果，这一点非常重要，切不可是非倒置。

四、周边进水周边出水沉淀池的设计概要

1. 池径计算

根据最大设计流量 Q_{max}（m^3/h）计算池数，一般不少于 2 座。处理流量大时可≥3 座或 4 座。沉淀部分水面面积

$$F=\frac{Q_{max}}{nq}$$

池直径

$$D=\sqrt{\frac{4F}{\pi}}$$

式中，n 为池数；q 为表面负荷，$m^3/(m^2 \cdot h)$；F 为沉淀部分的水面面积，m^2；D 为池直径，m。

周边进水二沉池 q 可取 1.0～1.5$m^3/(m^2 \cdot h)$，为了得到较好的沉淀效果也可取 0.8～1.0$m^3/(m^2 \cdot h)$。

2. 周边进水配水槽及周边出水槽

周边进水配水槽可采用单向环流配水和双向环流配水两种形式，理论上双向环流配水可减少渠道断面，但工程中很难保证双向对称分流均匀，一旦发生偏流，将会形成大的误差，流量分配的不均匀，达不到原设计的意图。为此选用单向环流配水则更可靠。另外配水槽内的刮浮渣板，随刮吸泥机的单向旋转容易撇除浮渣，而双向配水槽则不利于配水槽内浮渣的撇除。

出水集水槽与配水槽沿池周布置，两槽合建，同底共壁。配水孔管中心、挡水裙板、出水堰环与池周同心，也可促使进出水均匀。出水槽上端为保持出水均匀要设锯齿形堰板，堰流强度5～8$m^3/(m \cdot h)$。

3. 周边进水槽挡水裙板

挡水裙板至少要延伸至水面下 1.5m 处，最好以 1/3 池周边的有效水深为准，以保证良好的澄清絮凝效果。

4. 除浮渣

浮渣大都集中在配水槽内水流水面上，通过安装在撇渣设备竖臂上的叶片刮集，叶片可做成伸缩式的，以适应配水槽宽度的变化，最后以驱动配水槽末端的浮闸堰门排除至浮渣井。

5. 排泥

排泥机械选用中心传动单管吸泥机或刮吸泥机，排泥机械的转动方向与进水形成水流方向一致，防止搅动池底污泥或带动轻的活性污泥絮体，吸泥机管断面由池边到池中心逐渐扩大，保证活性污泥在吸泥排泥管内流过均匀，防止进泥孔受堵及管内沉淀。

6. 小结

周边进出水辐流沉淀池与中心进水周边出水传统的沉淀池相比，具有较大的有效容积利用系数，最佳的水力稳定性，最大范围的进水面，进水槽（配水槽）内撇浮渣等优点，在保证配水均匀稳定性的前提下，可得到良好的处理效果，节省建设资金和用地面积，是各类沉淀池中较先进的池形。

五、后续

1. 周边进出水辐流式沉淀池近期应用与研究概况

近 10 年来周边进出水或周边进水中心出水辐流式沉淀池的发展与应用较快。据不完全统计，近 10 年来有无锡市城北污水厂（规模为 20 万吨/天）、无锡一新沂工业园区污水厂（规模为 8 万吨/天）、河南方城县污水厂（规模为 2.5 万吨/天）、兰州市雁儿湾污水厂（规模为 16 万吨/天）、长沙市污水厂（规模为 18 万吨/天）、新疆克拉玛依南部污水厂（规模为 10 万吨/天）、深圳光明污水厂（规模为 25 万吨/天）、浙江某大型化工园区污水厂（规模为 30 万吨/天）等多处应用。周边进出水辐流式沉淀池进水槽配水的均匀性的设计计算、水力学的理论推导与计算的论文，也常有发表。但有的推理推导是不正确的，值得商讨。本文提出了较全面的、彻底解决问题的计算方法，基本能满足工程应用与实践。辐流式沉淀池是圆形池，进出水布水槽亦是圆形的，而不是直线形的，水流流态比直线形水槽复杂，水力计算更是如此，要求绝对精确是不大可能的。实际能做到布水基本均匀，或者能做到 90%左右的均匀性已能满足工程上的要求，因此所提出的解决方法是建立在这一基础上的。具体来说，周边进出水沉淀池进水布水槽和出水槽应该是从起端到末端形状是牛角形，进水布水槽是由宽变窄，出水槽是由窄变宽（出水口处），而槽底坡度是

平坡（$i=0$）。沉淀池直径的变化（池径 10～20m、20～30m、30～40m、40～50m、50～60m、60～80m、80～100m）和处理流量的变化，将直接影响进水布水槽起端、末端的宽度与深度。在设计计算时，将周边进水槽周长分成若干段，以池径大小、分段数量不同，一般中小型池分 5～10 段，大中型池分 10～20 段进行计算。考虑到槽内布水孔孔径的大小（布水孔径一般为 ϕ50～100mm，池径小则布水孔小，池径大则布水孔大）及施工的难度，槽末端宽度至少要做到 100～150mm，因此在靠近末端的几段，要维持槽内流速在 0.2～0.3m/s。调整进水布水槽过水断面来控制槽内水流流速，防止混合液活性污泥沉淀，以及随着停留时间、温度变化而上浮的不良现象的发生。因此在近末端的几段上做成槽底逆坡来控制过水断面上流速的做法和措施是必要的，可较彻底解决进水布水槽后 1/3 周长或一定长度断面上布水不均匀性和易发生混合液沉淀问题。如果周边进水布水槽前 2/3 周长是渐变的而后 1/3 周长是等宽度的布置方式，不但会造成后段槽内的发生沉淀问题，还会影响到整个周边进水布水在单位长度的均匀性，因此是不可取的。

20 世纪 80 年代中期，西安市邓家村污水厂二期扩建工程中，设计单位大胆采用了两座池径 45m 周边进水中心出水初沉池，表面负荷 $q=2.5m^3/(m^2\cdot h)$。在四座池径 36m 的二沉池设计中采用了周边进水、周边出水的辐流式二沉池，最大表面负荷为 $1.62m^3/(m^2\cdot h)$，周边进水槽均采用了逆坡配水的设计方法，而槽的宽度不变。这种用逆坡变化来使配水槽过水断面逐渐变小的设计方法，基本上与美国的变进水槽宽度使断面越来越小的原理是相同的，可以说是一个大胆的尝试。但由于缺乏试验研究和实践经验，所设计的周边进水初沉池进水槽逆坡布水槽在投产运行中出现在处理大小流量时，水位起端高出末端数公分的现象（用水平仪测出的），流量大时高出多一些，小时则少一些。这基本说明进水布水槽设计的逆坡还小了一点。如果设计得大一些，将使两端水位差降低到很小的程度，甚至基本消除。

2. 关于周边进水配水槽内流速的考虑与选择

设计周边进出水沉淀池时，周边进水槽布水起端槽内流速选用 0.5m/s 左右时，所形成的 $V^2/(2g)$ 动能值是很小的，可以考虑忽略不计，但以此动能（动水头）将水或混合液从起端流向末端，并形成槽内水位落差很小，基本是一个水平面，而池内水位在无风和微风时也是一个水平面，这可使槽内高出池内的水位差基本上也是一个定值，那么变断面进水槽的布水孔的孔径和孔距的计算就简化多了，就可以做到布水孔孔径与孔距不变。当然这样布水的均匀性预计在 90%左右（比普通辐流式沉淀池的 50%左右高出许多），要达到 95%以上或更高就要考虑 $V^2/(2g)$ 的动水头的影响。虽然动能不大，但总会起到一定影响的，则可以在工程设计计算时将 $V=\sqrt{(2gH_0)}$中的 H_0。[静水位$=H+V^2/(2g)$] 以分段起点与末点的动能水头的平均值计算，这在大型大直径二沉池设计中是必要的。对于变孔径与变孔距的计算，只能假设孔径不变而变孔距，或者孔距不变而变孔径。如果两者都变，将有无数次的排列与组合，就难以确定了。由于槽内流速不是一个定值，只会逐渐变小，是流量衰减性的非稳定流态，不符合伯努利方程计算的流态。这说明进水布水槽内的起端流速不宜>0.5m/s，而选择 0.5m/s 左右是比较合理的。同时为了简化计算，所推荐的基本做到均匀布水的简化计算方法是值得参考和采用的。

3. 关于城市污水处理厂二沉池的表面负荷问题

近 10 年来城市污水处理厂二沉池表面负荷大都选用得较小（与以前相比），这可能是参考和学习了一些发达国家的做法。国外城市污水处理厂中二沉池（指普通辐流式二沉池）的表面负荷大都在 $0.6\sim0.8m^3/(m^2\cdot h)$，而我国《给水排水设计规范》中的活性污泥法表面负荷是 $1.0\sim1.5m^3/(m^2\cdot h)$，近期设计的城市污水处理厂二沉池当选用周边进出水时的表面负荷为 $1.0\sim1.5m^3/(m^2\cdot h)$，比近年来设计的普通辐流式二沉池的表面负荷 $0.6\sim1.0m^3/(m^2\cdot h)$ 要高出 50%～60%，这说明两种池型设计负荷的选用已经考虑到两种池型的特性和优缺点。对于周边进水周边出水辐流式沉淀池尤其是对周边进水布水槽本身及布水孔径、孔距、槽底坡度及裙板等，

只要设计合理或基本合理，高出普通辐流式二沉池表面负荷30%～50%是完全可能的，同时也说明了周边进出水辐流式二沉池要比普通辐流式二沉池节省用地和节约投资（约30%～40%），是值得推广应用的。

4. 展望

周边进出水辐流式二沉池是当今城市污水和大中型工业废水处理中值得选用的较新技术。这种技术充分应用了水力学中异重流（密度流）的基本理论与实践，其先进性是周边进水配水和出水的均匀性以及裙板设计的合理性等决定的。

⊙本文作者：周国成，王轶，叶鼎，凌建军

第十篇

氧化沟曝气转刷的设计与计算

一、概述

污水处理中的氧化沟工艺是污水生化处理的主要工艺之一。20世纪90年代初自河北邯郸市引进丹麦克鲁格公司的技术与设备后，在我国城镇污水处理、小区污水处理、工业废水处理中广泛应用。至今在我国已建有百余座各种形式的氧化沟工艺污水处理厂站，其规模小到数百吨/天，大到几万吨/天直至十几万吨/天，在我国水污染治理、保护环境中发挥了积极作用。由于氧化沟工艺具有基建投资较低，处理效果好而稳定，自动化程度高，管理方便等优点，今后在我国的水污染防治中将会有更多的应用与发展。

二、转刷曝气机

氧化沟曝气充氧设备有转刷与转盘曝气机、表曝机、固定曝气设备等多种，国内设计应用最广泛的是转刷曝气机与转盘曝气机。转刷曝气机主要应用于城镇污水处理和工业废水处理的氧化沟技术，可在矩形池也可在圆形或椭圆形池中使用。它是利用安装在水平转动轴上的刷片转动时，对水体产生切向飞跃推动力，促进污水和活性污泥的混合液在池中连续循环流动，进行充氧混合。向处理的污水中充氧，水在不断旋转的转刷刷片作用下，切向呈水滴飞溅抛出水面与裹入空气强烈混合，完成空气中的氧向水中转移。转刷曝气机具有推流能力强、充氧负荷调节灵活、效率高且管理维护方便等特点。在氧化沟技术发展的同时，转刷曝气机得到了广泛的应用。

转刷曝气机由电动机、减速机、柔性联轴器、转刷主体、端部支座与挡水板等主要部件组成，如图10-1所示。

三、转刷曝气机轴功率与配置电机功率的计算

在设计计算转刷曝气机时，转刷功率的计算无现成公式可循，一般采用经验公式，通过国外进口转刷的额定功率的比拟，推算出每片的平均功率，继而进行类比设计。这种方法决定于对转刷的尺寸做定性与定量分析计算，因此难以对刷片的排列尺寸做改动，当套用化工机械的搅拌公

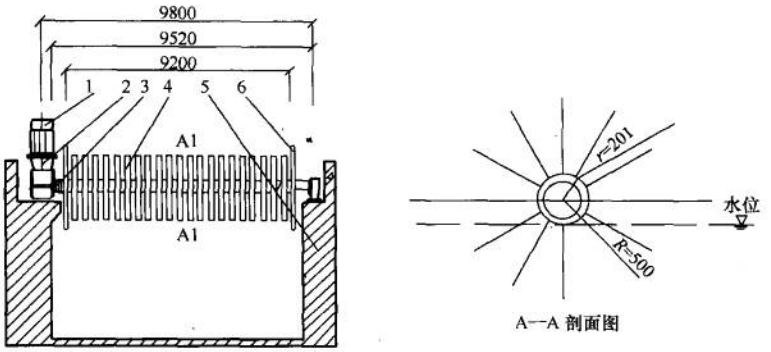


图 10-1 转刷曝气机

1—电动机；2—减速机；3—柔性联轴器；4—转刷主体；5—氧化沟池壁垒；6—挡水板

式进行计算时，由于化工机械搅拌公式的推算前提为搅拌桨全部浸入于水中，并且立式安装不考虑静水压力对桨叶的影响，所以对卧式安装且桨叶刷片部分浸入于水中的转刷设备并不完全合适。鉴于此情况，本文参考国内外有关资料结合转刷的安装特点，遵循搅拌理论，进行推导分析和计算，认为以牛顿公式为基础进行分析推导计算是比较合理、可靠的。

1. 根据牛顿公式单一转刷片的搅拌功率的计算

牛顿公式：

$$p=c\nu Fv^2/g$$

式中，p 为液体对于物体的运动阻力；ν 为液体的密度；g 为重力加速度；v 为刷片的运动速度；F 为刷片的垂直转速方向上的平面投影面积；c 为阻力系数，由试验结果为 0.3。

根据牛顿公式，刷片单位面积上的压力为（如图 10-2 和图 10-3 所示）

$$\mathrm{d}p = c\nu B\mathrm{d}x\omega^2x^2/g$$

整个刷片板上的压力则为界限 r 与 R 间的积分 $p = c\nu\omega^2B\int_r^R x^2\mathrm{d}x/g$

经积分后得

$$p=c\nu\omega^2B(R^3-r^3)/(3g)$$

式中，B 为叶片宽度。求 p 的作用点，由图 10-2 可见压力作用的中心位于长方形的中心线上，则

$$x = \int_r^R x\mathrm{d}x/p = c\nu B\omega^2\int_r^R x^2\mathrm{d}x/p\times g = 3(R^4-r^4)/[4(R^3-r^3)]$$

$$v = \omega x = 3\omega(R^4-r^4)/[4(R^3-r^3)]$$

刷片的功率为 $N_R=pgv=c\nu\omega^3B\ (R^4-r^4)\ /4$

式中，c 为阻力系数，为 0.3；ν 为水的密度，1000kg/m³；ω 为角速度，rad/s；B 为刷片宽度，m；R 为转刷刷片的外缘半径，m；r 为转刷刷片的内缘半径，m。

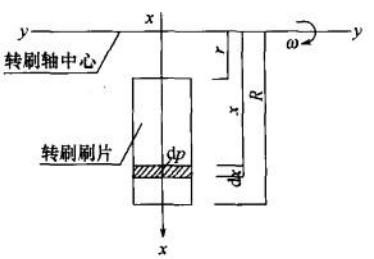


图 10-2 刷片正面受力图示

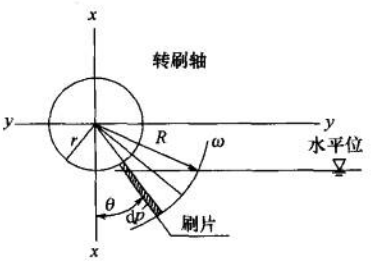


图 10-3 刷片断面受力计算图示

2. 转刷在重力与水压条件下单一刷片的搅动功率

由图 10-3 可以看出，转刷刷片克服重力、水压力所做的功，发生在刷片向上旋转四分之一圆不到的区间里。在计算刷片在这一区间搅拌所做的功 A（N·m）为：

$$A = Ps$$

式中，P 为作用在刷片静水压形心上的压力，N；s 为做功的距离，m。

由于旋转过程中刷片的有效搅拌（搅动）面积不断变化，其静水压作用的形心位置也在不断地变化，形心的路径也不断变化。因此，需用积分求解刷片在这一区间所做的功。功的微积分表达式为：

$$\mathrm{d}A = HvgF\mathrm{d}s$$

式中，H 为刷片的静水压形心水头，$H=(R-r/\cos\theta)\cos\theta/2=(R\cos\theta-r)/2$；$v$ 为液体流速；g 为重力加速度；F 为刷片在浸没水中面积在垂直方向中的投影，$F=(R-r/\cos\theta)B\sin\theta$；$\mathrm{d}s$ 为做功距离变化微分的表达式，$\mathrm{d}s=[(R-r/\cos\theta)/2+r/\cos\theta]\mathrm{d}\theta\cdot\sin\theta=(R+r/\cos\theta)\sin\theta\cdot\mathrm{d}\theta/2$；$(R-r/\cos\theta)$ 为浸没水中的刷片的长度，$[(R-r/\cos\theta)/2+r/\cos\theta]$ 为形心到转刷中心的距离。将上述微分积分，其积分上限为刷片离开水面的角度，积分下限为 0，则有

$$A=\int_0^\theta[(R/\cos\theta-r)/2]vg(R-r/\cos\theta)B\sin\theta[(R+r/\cos\theta)/2]\sin2\theta\mathrm{d}\theta$$

$$=vgB/4\int_0^\theta(R/\cos\theta-r)(R-r/\cos\theta)(R+r/\cos\theta)\sin2\theta\mathrm{d}\theta$$

积分后得出：

$$A=vgB/4\ \{R^3\sin3\theta/3-Rr^2\ [\ln(1/\cos\theta+\mathrm{tg}\theta)]+Rr^2\sin\theta-Rr^2\ [(\theta/2-\sin2\theta/4)+r^3\ (\mathrm{tg}\theta-\theta)]\}$$

式中，r 为转刷的刷片内缘半径，m；θ 为刷片脱离水面的夹角；g 为重力加速度，9.81m/s^2；B 为刷片宽度，m；R 为刷片外缘半径，m。

克服静水压力所需的功为：

$$N_n = A/t = An\times360/\theta$$

式中，A 为功，N·m；t 为做功所需的时间，$t=\theta/n\times360$，s；n 为转刷的转速，r/s。

3. 转刷轴功率的计算

上述所推导的两个功率的计算均是刷片在一定条件下的功率计算，牛顿公式推导的功率计算公式是刷片在水中搅拌时所需的功率，而在重力条件下推导出的公式是刷片克服静水头所需的功率。其实转刷片的轴功率主要由转刷曝气的转动及所造成的涡流与振动所构成，涡流与振动所消耗的功率难以用数学方法精确地描述与计算，只能通过加上一定的系数计算，根据图 10-1、图 10-2 计算刷片在水中的数量。

$R-r\cos\theta=0$，令 $R=0.5\mathrm{m}$，$r=0.2\mathrm{m}$，则

$$\theta=\arccos(0.2/0.5)=66.43$$

$$2\theta=2\times66.43=132.86\approx133$$

刷片在水中的数量 $n=2\theta/30-0.5\approx4$ 片

受静水压区域影响的刷片数量 2～3 片，因此转刷的轴功率为

$$N_1=2mC(2N_R+N_n)$$

式中，m 为刷片安装在轴上的排数；N_R 为牛顿公式推导的搅拌功率；N_n 为静水压力下搅拌功率；C 为由振动和涡流造成的附加系数，$C=1.15\sim1.2$。

以直径为 1m、长度为 9m 的转刷片为例，计算该转刷的轴功率。

设转刷轴外径为 0.4m，刷片的排列数为 60，刷片的宽度为 70mm，刷片在横截面上以 30°间隔布置，转刷的转速为 72r/min，求转刷的功率。

$$N_R = c\nu\omega^3 B(R^4 - r^4)/4 = 0.3 \times 1000 \times 7.539^3 \times 0.07 \times (0.5^4 - 0.2^4)/4 \approx 137\text{W}$$

$$N_n = \nu g B n^3 60 \times (R^3 \sin 3\theta)/3 - Rr^2[\ln(1/\cos\theta + \text{tg}\theta)] + Rr^2 \sin\theta - R^2 r[(\theta/2 - \sin 2\theta/4) + R^3(\text{tg}\theta - \theta)]/(4\theta) = 9.29\text{W}$$

转刷的轴功率 $N_1 = 2mC(2N_R + N_n) = 2 \times 60 \times 1.15 \times (2 \times 137 + 9.29) = 39094\text{W} \approx 39.1\text{kW}$

从以上举例可以看出，影响转刷轴功率的诸多因素中，静水压力条件下所需的功率数 N_n 占很小的部分，主要影响轴功率是 N_R。

4. 所配电机功率的计算

考虑到传动效率与荷载因素，所配电动机的功率 N 为

$N = KN_{轴}/n = 1.05 \times 39.1/0.9 = 45.62\text{kW}$，故配 45kW 电机。

式中，K 为电机的储备系数，水平轴式曝气机为 1.05～1.10；n 为传动总效率，为0.9～0.95。

图 10-4 为 Kuger 公司与 PASSAVANT 公司直径 1200mm 转刷曝气机特性曲线。

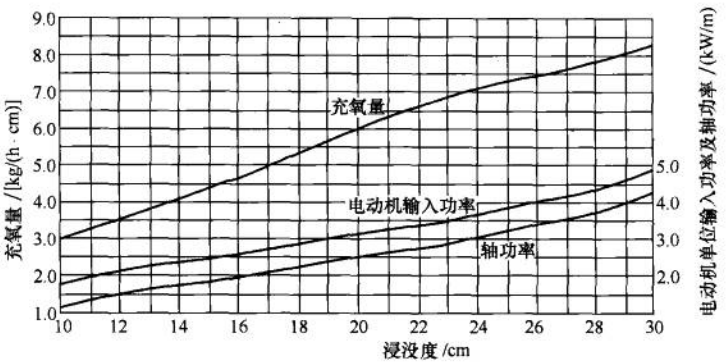


图 10-4 Kuger 公司与 PASSAVANT 公司
直径 1200mm 转刷曝气机特性曲线

四、转刷刷片厚度计算

由于转刷刷片厚度的计算比较简单，现将计算结果列出：当采用 Q235-A 或 20 号钢材时，刷片厚度为 3.15mm，选用刷片厚度为 3.5～4mm。当采用不锈钢 1Cr18NiTi 时，刷片厚度为 1.98mm，选用厚度为 2mm。应该考虑选用不锈钢材质的刷片。

五、9.0m 水平轴转刷曝气机主轴的强度计算

1. 转刷转轴材质的选择与结构设计原则

机械设计中轴的材料一般是经过轧制或锻造的碳素钢或合金钢，有条件的可直接利用冷拔钢材。通常用的材料是优质中碳钢，其中以 45 号钢最为常用，不太重要的及荷载较小的轴可用 Q235-A、Q275 等普通碳素钢，对于受力较大，轴的尺寸受到限制以及某些有特殊要求的可采用合金钢，采用合金钢时，应优先选用符合我国资源情况的硅锰钢、硼钢等，对于结构复杂的轴（如轮键轴、空心轴等），为保持转轴的稳定性和减少热处理变形，可选用铬钢，对于截面非常重要的轴，可选用铬镍钢，对于高温或腐蚀条件下工作的可选用耐热钢或不锈钢。

2. 轴的结构设计原则

一般轴的结构设计，应校核轴键、连接强度及轴的弯扭强度，对于重要的轴，应进行强度的

精确校核计算，必要时需校核轴的刚度和临界速度，除弯矩剪切、弯曲应用、扭转剪应力、弯扭强度、刚度以及挠度 f_{max} 等的计算外，还必须进行偏转角、疲劳强度的许用安全系数［S］的计算与校核，尤其是［S］的计算与校核是至关重要的。

3. 轴的结构和形态

轴的结构和形态取决于很多因素，它与轴上安装零件类型、尺寸及分布情况，轴承的类型与尺寸，轴的加工与配置工艺及对轴的变形要求等有关，设计者应进行具体分析，必要时可做几个方案进行比较研究确定最佳方案。

4. 转刷转轴的轴径结构的计算与选择

转轴轴径应根据电动机所传递的扭矩来确定，水平轴或曝气转动轴设计制造要求，采用标准的无缝钢管加工，以节省费用。

5. 疲劳强度的许用安全系数计算及判断

氧化沟曝气转刷在工作状态时，主要承受的荷载为搅拌搅动水作用在刷片上的荷载 P，管轴的自重 G_1、刷片的自重 G_2 及搅动水波、水跃、水珠的附加重量 G_3（如图 10-5 所示），这几种荷载形成合力 F，再均布在轴的有效长度 L 上形成动态均布荷载 q，在已知 q 的情况下，求得作用在轴上的最大弯矩是位于轴的中央，同时进一步求得转轴刚度，以 f_{max}（最大挠度）表示。在所选定管轴材质的情况下，σ_{-1} 值是已知的，最后将这些数据代入疲劳强度的安全系数 S 公式求得 S 值，视是否符合所要求的疲劳强度许用安全系数［S］范围，从而判定其安全程度。若在许用安全系数［S］范围内则设计计算的转轴合适，若低于许用安全系数［S］范围，要通过提高轴安全强度的措施调整。

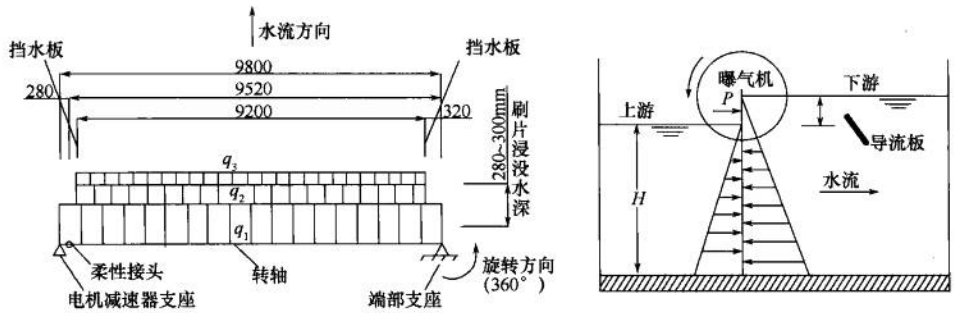


图 10-5　转轴荷载的组合

q_1—由转轴自动形成的均布荷载；q_2—由刷片自动形成的均布荷载；

q_3—由水波、水跃、水珠形成的均布荷载

六、计算举例

为压缩整篇文章，简化计算过程，现将有关计算公式及计算结果归纳，见表 10-1。

七、讨论与结论

① 对于氧化沟转刷曝气机的设计计算、设备制作与工程应用要慎重、谨慎，不可疏忽大意，尤其是长度较长的转刷更是如此。对于长度较大的转刷（超过 6m 的），原则上应采用钢材材质较高的钢材，如 16Mn、45Mn 及 40MnB 等低碳钢或合金钢，充分利用其力学性能及材料性能、机械性能，使转刷的自重越轻越好，但考虑到材质与造价的关系，长度较短的轴（如 $L=3$m），也可以选用普通钢材，如 Q235-A 或 275 号钢。

表 10-1 氧化沟曝气转刷轴公称长度 9000 mm实际计算长度为 9800 mm的设计计算与优选

计算项目	单位	Q235-A 号或 275 号钢 $\sigma_{-1}=170N/mm^2$			16 号锰钢或 45 号锰钢 $\sigma_{-1}=230N/mm^2$					
		ϕ325×12 94.351kg/m	ϕ325×14 109.37kg/m	ϕ325×20 153.55kg/m	ϕ351×14 116.35kg/m	ϕ351×16 132.16kg/m	ϕ377×10 92.19 kg/m	ϕ377×12 110.07kg/m	ϕ402×8 79.17kg/m	ϕ402×10 96.56kg/m
荷载:管轴自重	kg	924.64	1070.83	1504.79	1140.23	1295.46	903.46	1078.29	775.29	966.24
荷载:叶片转刷自重	kg	550	550	550	550	550	550	550	550	550
荷载:水波、水跃、水珠附加荷载	kg	100	100	100	100	100	100	100	100	100
搅拌(搅动)水体作用在叶片上的荷载 P	N	3730.46	3730.46	3730.46	3730.46	3730.46	3730.46	3730.46	3730.46	3730.46
管轴自重荷载 G_1	N	9070.72	10504.84	14761.99	11185.66	12708.48	8862.96	10578.03	7611.97	9478.82
叶片自重荷载 G_2	N	5395.3	5395.3	5395.3	5395.3	5395.3	5395.3	5395.3	5395.3	5395.3
水波、水跃、水珠附加荷载 G_3	N	981	981	981	981	981	981	981	981	981
合力荷载 $F=\sqrt{P^2+(G_1+G_2+G_3)^2}$	N	15891.29	17287.86	21465.14	17953.98	19446.15	15689.41	17360.05	14477.43	16288.26
均布荷载 q	N/m	1621.56	1764.14	2190.32	1832.04	1984.30	1660.96	1771.43	1477.28	1662.07
作用在曝气转刷轴上的最大弯矩 M_{max}	N·m	19466.83	21178.5	26294.8	21993.16	23821.52	19219.52	21266.02	17734.75	19953.12
钢材的弹性模量 E	N/cm^2	210×10^5	210×10^5	210×10^5	210×10^5	210×10^5	210×10^5	210×10^5	210×10^5	210×10^5
惯性矩 I	cm^4	14445	16532	22340	21040	23620	19425.9	21266.02	17734.75	19953.12
最大挠度 f_{max}	mm	6.42	6.1	5.35	4.98	4.8	4.71	4.42	4.355	3.994
挠度值相当计算长度的比值		>1/2000	>1/2000	>1/2000	>1/2000	<1/2000 >1/2500	<1/2000 >1/2500	<1/2000 >1/2500	<1/2000 >1/2500	<1/2000 ≈1/2500
Z 抗弯截面模量		889.72	1121.16	1378.33	1201.46	1349.91	1031.05	1217.27	956.69	1243.69
Z_p 抗扭截面模量		2×889.22	2×1121.16	2×1378.33	2×1201.46	2×1349.91	2×1031.05	2×1217.27	2×956.69	2×1243.69
S 疲劳强度安全系数		1.289	1.361	1.451	2.086	2.166	1.928	2.187	2.057	2.38

续表

计算项目		单位	Q235-A 号或 275 号钢 $\sigma_{-1}=170N/mm^2$			16 号锰钢或 45 号锰钢 $\sigma_{-1}=230N/mm^2$					
			$\phi325\times12$ 94.351kg/m	$\phi325\times14$ 109.37kg/m	$\phi325\times20$ 153.55kg/m	$\phi351\times14$ 116.35kg/m	$\phi351\times16$ 132.16kg/m	$\phi377\times10$ 92.19 kg/m	$\phi377\times12$ 110.07kg/m	$\phi402\times8$ 79.17kg/m	$\phi402\times10$ 96.56kg/m
按简化公式计算 S			1.305	1.366	1.456	2.093	2.172	1.935	2.194	2.086	2.389
与疲劳强度许用安全系数[S](取 1.8～2.5)的比较			<1.8 不安全	<1.8 不安全	<1.8 不安全	>1.8 <2.5 在安全范围	>1.8 <2.5 在安全范围	>1.8 <2.5 在安全范围	>1.8 <2.5 在安全范围	>1.8 <2.5 在安全范围	>1.8 <2.5 在安全范围
轴在支座处的偏转角 θ			0.122° <0.5°	0.116° <0.5°	0.105° <0.5°	0.093° <0.5°	0.09° <0.5°	0.086° <0.5°	0.081° <0.5°	0.08° <0.5°	0.074° <0.5°
调心滚动轴承允许轴对外圈的偏转角[θ]，滚动联轴器的许用补偿量(≤0.5°)			<0.5° 安全	<0.5° 安全	<0.5° 安全	<0.5° 安全	<0.5° 安全	<0.5° 安全	<0.5° 安全	<0.5° 安全	<0.5° 安全
管轴的选择	不考虑腐蚀余量时		由于 $S\leqslant[S]$ 为不安全不可取			$\phi351\times14$ 自重 116.35kg/m，$\phi377\times10$ 自重 92.19kg/m，$\phi402\times8$ 自重 79.178kg/m，					
	考虑腐蚀余量时					$\phi351\times16$ 自重 132.19kg/m，$\phi377\times12$ 自重 110.03kg/m，$\phi402\times10$ 自重 98.569kg/m					

优选结果：在满足工艺与机械强度、刚度、疲劳强度安全系数等性能要求下，为减轻重量、节省钢材、降低能耗、降低造价，应选择优管钢材 16Mn 钢或 45Mn 钢管的 $\phi377\times12$ 或 $\phi402\times10$ 规格的管轴。

注：1. 首先从氧化沟曝气转刷轴的选材上可以看出，普通钢材钢管不宜选用。应首选 16Mn 钢或 45Mn 钢为主的优质无缝钢管。壁厚只要满足机械强度、刚度、挠度、疲劳强度，轴在支座处偏转角等要求的安全度(安全系数)即可。过高的安全系数会使管轴的壁厚加厚，自重增加，使转动功率增加，带来不必要的能耗损失度，欠经济性与合理性。

2. 选择各轴的壁厚，首先要满足上述 1 的要求，还应考虑使用中的腐蚀性，尤其对于污水、工业废水及环境的优劣均应考虑在设计计算得出的壁厚基础上，至少应增加壁厚 1mm，对于腐蚀性强的水应适当加大余量。

3. 氧化沟曝气转刷整体应加强防腐措施，促使延长使用寿命年限达到经济实用，安全可靠。

② 氧化沟转刷曝气机主要由转刷刷片、转刷转轴、减速器与电机及联轴器、端部支承组成，为了结构强度的要求和转刷能轻则轻的原则，不锈钢材质的比普通钢材质轻一半，而且力学性能与机械强度高，所以不锈钢材质的刷片应该是首先选用的。

③ 在转刷曝气机的选材方面，不应当限于普通钢材材质 20 号无缝钢管或 Q235-A 无缝钢管，应以转刷的长度、大小分别选择不同的材质，行业标准《转刷曝气机》（CJ/T 3071—1998）应列出相关的条文予以明确。

④ 建议行业标准《转刷曝气机》（CJ/T 3071—1998）中疲劳强度安全系数值 1.5～1.8，有必要调整为 1.8～2.5，尤其是对长度超过 6m 的转刷轴或管轴轴外径 ϕ200mm 时，《机械设计手册》亦有明确规定应取 1.5～1.8，笔者建议 2.0～2.5 更为合适。

运行中氧化沟转刷轴中间位置的断裂基本原因是疲劳强度不足和选材不当所造成的。疲劳强度许用安全系数 $[S]=s=\sigma_{-1}/\sqrt{(\lambda_\sigma M/Z)^2+0.75\ (\lambda_\tau+\Phi_\tau T/Z_P)^2}$，式中的系数 λ_σ 与 λ_τ、Φ_τ 不是固定值，而是根据管轴所采用的钢材材质而变化的，λ_σ 为 5～6，λ_τ 为 3～4，Φ_τ 为 0.1～0.2，主要影响的是 λ_σ 与 λ_τ。建议 16Mn 钢、45Mn 钢材质，λ_σ 为 6、λ_τ 为 4 比较合适。

⑤ 疲劳强度许用安全系数 $[S]$ 可用简化公式 $S=\sigma_{-1}/\sqrt{\lambda_\sigma M/Z}$ 来代替，理由是计算公式中的 $0.75\ (\lambda_\tau+\Phi_\tau T/Z_P)^2$ 的数据在整个计算中影响 $[S]$ 值 1%左右，影响甚微，因此用简化公式也是可取的。

⑥ 文中所列的计算表选择管轴尺寸时，要考虑腐蚀厚度的影响，这样在具体使用中体现出实际应用的安全性，应该考虑腐蚀因素的附加厚度，一般考虑 2mm，这样预计可使转刷运行延长到 10 年以上。

⑦ 氧化沟曝气转刷的设计计算，其荷载主要是搅动水流搅动力，管轴的自重，叶片的自重、搅动水体的作用力、水波水跃等造成的附加荷载的三者组合，但其中管轴的自重占 50%左右，刷片占 30%左右，水波水跃附加荷载占 5%左右，因此在优化优选管轴时，能满足力学性能确保安全的前提下，选择最轻的管轴是最合理的选择。

⑧ 行标中挠度 $f_{max}=5ql^4/(384EI)$，f_{max} 要达到 1/3000，则管轴的壁厚要增加不少才能使刚度增加到挠度 1/3000 的管轴壁厚，则钢材重量要增加很多，经笔者计算，认为挠度控制在 1/2000是比较合理的，这样才能与 $[S]$ 一致。

⑨ 对于氧化沟转刷曝气机轴功率与电机功率的计算，以牛顿力学原理分析、推导的计算公式是正确的、可靠的、合理的，较全面地反映了转刷曝气机动力耗用的真实情况和力学性能，完全能满足设备制造与工程应用。

表 10-1 中对于长度 9m 的氧化沟转刷曝气机经几种规格的不同材质的管轴计算后，所优选出的 ϕ402×10 的 16Mn 或 45Mn 钢的管轴是经济合理的，也是安全可靠的。对照引进丹麦克鲁格公司及德国派塞安文特公司的设备基本上是一致的。

八、后记

转刷曝气机是氧化沟技术的主要设备，20 世纪 90 年代初和之后的一段时间内，我国城市污水处理厂中的氧化沟曝气转刷基本上依赖引进国外设备。90 年代中后期国内有实力的少数环保设备厂开始仿制，起步时依托科研机构或高等院校，采取技术转让的途径开发制造，这些国内产品经几年来的运行，发生转刷中间断裂事故时有发生。个别城市污水厂全部采用国产的氧化沟曝气转刷，经一年左右的运行，曝气转刷断裂十余座，占总数的 36%以上。

希望通过本文能帮助读者全面掌握氧化沟曝气转刷的设计计算与选材制造，使制造的产品赶超国外的技术水平，促进国产污水处理设备制造工业迅速发展壮大，改变在利用外资工程中单纯

引进设备的做法，尽快提高国产环保产品的技术水平。

⊙本文作者：杭浩忠，杭岳忠，殷益明，陆效庭，王轶，周国成，蒋烈平，凌建军

第十一篇

污泥厌氧消化池造型的发展与加热搅拌系统设备的配套

一、厌氧化池技术发展简史

从19世纪末至20世纪20年代，是厌氧消化池用于水处理的初级阶段。与此同时，英国人孟克列夫设计的填料升流式类似现代的厌氧滤池（1891年），后来英国出现了化粪池（1895年）德国出现了殷霍夫池（双层沉淀池，1905年）。现阶段厌氧消化池技术用于污水处理的特点是在处理污水的同时处理污泥，逐渐发展到应用数量日益增多，这是厌氧消化池发展的第二阶段。

1927年消化池上首次安装了加热与搅拌装置，使污泥和污水在池内停留时间大为减少，至20世纪50年代开发了利用沼气循环搅拌装置，使厌氧菌同污水污泥接触充分，厌氧消化速率进一步提高，这种带有加热和搅拌器的消化池称为高速消化池，应用广泛，至今仍是城市污水处理厂中污泥处理的主要技术与手段。

城市污水处理厂污泥的厌氧消化反应过程，是使污泥中的有机物、蛋白质、脂肪、碳水化合物等，在厌氧状态下被水解并酸化，由不同的兼氧菌群、厌氧菌群降解成短链状的有机酸、氢、二氧化碳和醇类，再进一步分解成乙醇，最后产生沼气。厌氧污泥消化处理是通过厌氧消化池进行的。因此厌氧消化池是主要用于处理城市污泥的构筑物，也可用于处理固体含量很高的有机废水及高浓度的有机废水等，同时污泥中的致病微生物被不同程度地杀灭。总之，污泥厌氧消化池对污泥的稳定、减容、防止二次污染起着关键的作用。

污泥厌氧池的运行，不仅要具备合适的pH值、温度、投配率、含固率、抑制物质含量、营养物质等，同时厌氧生物反应系统只有在良好的物理与生物反应边界条件下，才能达到最佳的运行效果。

二、消化池的类型和特点

我国目前有五种不同类型的消化池，即圆柱形平底拱顶、圆柱形锥底锥顶、圆柱形平底锥顶、锥柱形锥底锥顶与椭圆形（卵形，蛋形），见图11-1。过去我国常用的是圆柱形，相对容量不大，近年来随着大型污水处理厂的不断出现，椭圆形与卵形池的应用速度发展较快。

平底圆柱形消化池的优点是造价低，结构简单，但对沉淀物（泥砂等杂质）的处置则需要很高的清理运行费用和劳力投入。

圆柱形锥底锥顶消化池的造价比圆柱形平底拱顶消化池要高，但比卵形低，其特点是热量损失小，还可以减少水力死角，降低处理沉淀物费用与劳动力的投入。从水力条件与流体力学角度看，卵形消化池的形体最佳，可有效避免水力死角的形成，具有混合搅拌充分、排砂除渣较易、

图 11-1　几种消化池

保温效果好等优点，但缺点是结构设计较复杂，土建施工复杂，建造费用较高。国外目前已建成的大型、中型厌氧消化池绝大部分是卵形消化池。

根据消化池运行方式的不同，消化池可分为传统消化池和高速消化池，又可分为单级传统消化池、单级高速消化池、两级消化池等数种（图 11-2）。

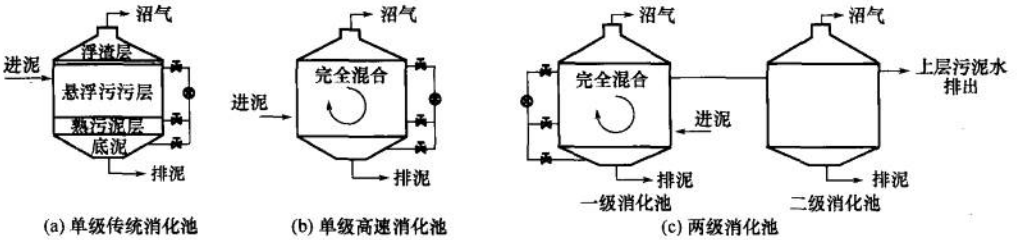


图 11-2　消化池示意

三、搅拌系统

消化池中消化液混合搅拌得是否均匀对运行影响很大，搅拌均匀对于提高污泥的分解速率、增加产气量是很有效果的，因此搅拌设备也是消化池的重要组成部分。

早期的搅拌系统多为水力搅拌与机械搅拌，并根据池容大小，采用一台或多台搅拌设备，后来发展到采用机械搅拌与沼气搅拌以节省能耗，减少水力死角和沉积物，从而降低运行费用，提高运行效果。

为了使污泥（要进行厌氧消化的污泥）与熟污泥（已被厌氧消化的污泥）充分混合、生熟污泥温度的均衡、有机物分解彻底，并多产生沼气，除厌氧生污泥需要接种外，还必须对消化池进行充分而有效的搅拌混合，因此搅拌设备是消化池必不可少的配置。

1. 水力搅拌

水力搅拌是通过水力提升混合器的作用，以污泥泵提升生污泥作为工作液，进入消化池的同时吸入熟污泥进行混合搅拌，即抽出熟污泥提升泵入时通过水力提升器的作用同时吸进消化池内的生污泥进行搅拌混合。水力提升器一般设置在池中心，用污泥泵抽出后泵入水力提升器喉管时，形成很大的负压，将消化池内的污泥吸入扩散管从扩散管下部排出，形成一个循环式的搅拌过程（见图 11-3）。外置泵水力搅拌系统只适用于较小的锥柱形的小型消化池，而对于较大的消化池搅拌效果差。

2. 机械搅拌

最常用的机械搅拌装置是螺旋搅拌器，即在消化池内安置中心导流筒，在筒内安装由电机与转动轴带动的螺旋桨，当螺旋桨旋转时，不断地将管内污泥提升到池面或推进至池底，形成循环流动，达到搅拌目的。螺旋搅拌器设备组成较简单，操作容易，可以通过竖管向上或向下两个方向推动污泥，搅拌污泥，因此在固定污液面的前提下，能有效地消除浮渣层和使生熟污泥混合均匀。

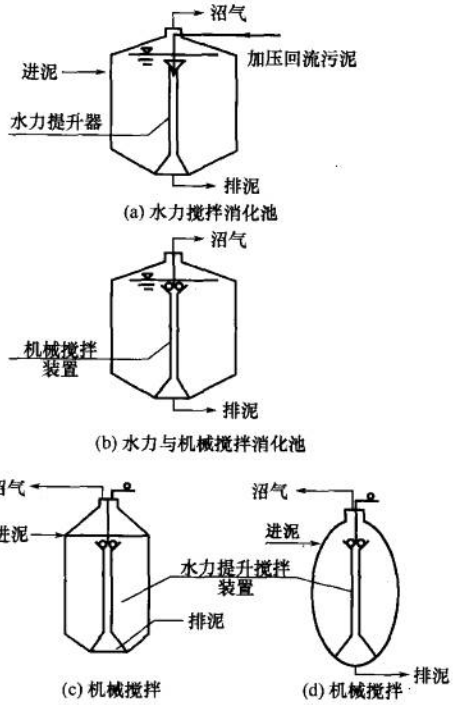


图 11-3　水力与机械搅拌消化池示意

螺旋桨搅拌器特别适用于卵形消化池，同时也适用于大中型锥柱形消化池，其运行简单，维修量少。螺旋桨搅拌装置的能力，一般情况下，按照搅拌一次所需时间 2～5h 考虑，螺旋桨与中心导流筒的间隙为 0.05～0.075m，导游筒中污泥流速一般取 0.3～0.4m/s，不超过 0.5m/s 为好。

螺旋桨搅拌可分为内置螺旋桨和外置等几种（见图 11-3），螺旋桨搅拌器也可采用在池顶安装一台、池外安装多台机械搅拌两种方式。螺旋桨式搅拌器安装在竖向导流管中的搅拌方式有如下特点：①机械密封优良，使用寿命长；②叶片具有防杂物缠绕的功能；③可双向转动，既可正转也可反转；④配有一个水力曲线导流管；⑤可与加热装置结合组合配套。因此在固定的消化池液面下能有效地消除浮渣层，这种搅拌装置特别适合于卵形或圆柱形及大容量的锥柱形消化池。

3. 沼气搅拌

沼气搅拌是用消化池自身产生的一部分沼气经沼气压缩机加压后通过竖管或池底扩散器再压入消化池内达到搅拌混合的目的。含气泡的污泥沿导流管上升起到提升作用，使池内消化污泥不断循环搅拌达到生熟污泥充分混合均匀的效果。沼气的释放可以通过悬挂式喷管或喷嘴得以实现。图 11-4 为几种沼气搅拌消化池示意。

悬挂式喷管可自由取出，方便灵活，多用于圆柱形池子，尤其可促进圆柱形平底消化池的搅拌效率，另外它还具有维护方便的特点，因此近年来得到广泛应用。而周边布置的喷嘴及混合器的构造布置较为复杂，维护没有悬挂式喷嘴方便，因此使用较少。压缩沼气的竖管插入消化池有效高度 2/3 的位置为宜，竖管呈环形布置，位置在消化池半径的 2/3 处，如果池径较大，可考虑设置内外两环，每根竖管沼气的流速为 7～15m/s，搅拌时可分区域轮流搅拌或内外环分别搅拌的方式，节省能耗。沼气搅拌系统适用于所有池型的消化池，因悬挂式喷管可自由拆装故可在不影响消化池运行的情况下进行局部维护和检修，但由于沼气搅拌由压缩机、管道、阀门、阻燃

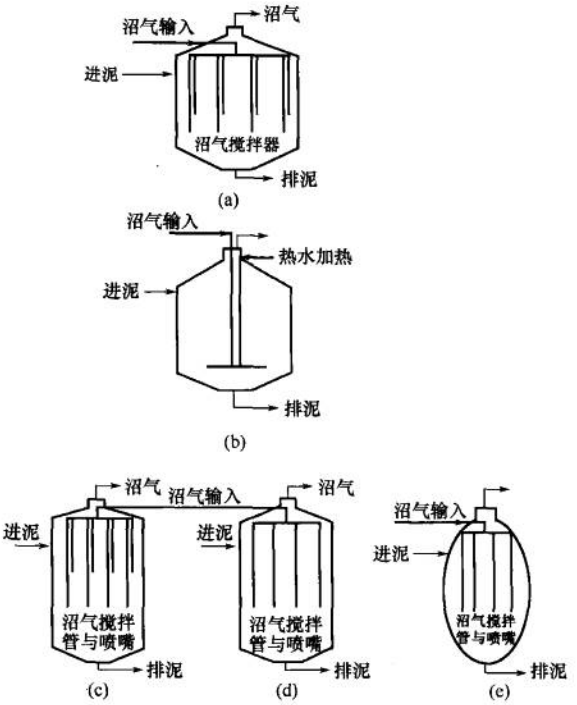


图 11-4　沼气搅拌消化池示意

器、过滤器等组成一个较为复杂的系统，且沼气易燃易爆，其冷凝液含腐蚀成分，因此对安装中所使用的管件材质和安全措施有特殊要求。

四、加热系统

为使消化池维持一定的消化温度，维持厌氧菌的生存和活动，加速厌氧反应，高速消化池都装有加热设备，加热方式有池内直接加热与池外加热两种。池内直接加热是向池内直接送入蒸汽加热，设备比较简单，但局部污泥会过热，影响厌氧生物的正常活动，并会增加污泥的含水率，从而增加污泥池的容积。池外加热是把污泥预热后投配到消化池中，其优点是预热的污泥量较少，易控制，预热达到较高温度，有利于杀死寄生虫卵，也不会对厌氧生物产生不利影响，缺点是加热设备较复杂。

加热设备一般有池外套管式、螺旋管式、螺旋板式、平板式换热装置，内管通入热水或蒸汽，内管与外管间的空间注入污泥进行逆向流或顺向流的热传导过程加热污泥（见图 11-5）。当用热水作为热源时进入的热水温度 85～95℃，流出温度为 70～75℃，被加热的污泥从 15～25℃提高到 36～38℃进入消化池，以维持消化池内 35℃±1℃的中温消化温度。

另一种是污泥机械搅拌装置组合加热装置，如图 11-5 所示，可用盘管式或盘旋式加热装置，通入热水或蒸汽作为热源，在搅拌过程中使流动的污泥在装置内导热而达到加热消化污泥的目的。

五、应用情况

在城市污水处理厂建设中，除根据设计工艺要求选择不同类型的消化池的搅拌与加热系统，还必须根据建设部门的资金来源、经济实力等具体情况进行选择。我国使用较多的是平底圆柱形

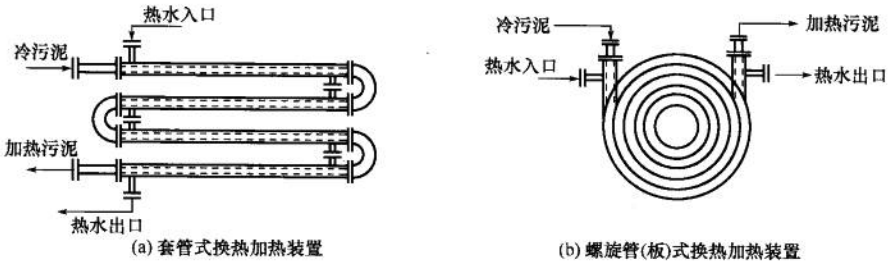


图 11-5　加热设备

消化池，如厦门污水处理厂、高碑店污水厂一期工程、秦皇岛污水处理厂等，采用锥柱形消化池的有西安市污水处理厂、天津纪庄子污水处理厂、天津东郊污水处理厂、深圳污水处理厂、无锡芦村污水处理厂，而石家庄桥西污水处理厂采用的是带沼气搅拌的锥柱形消化池，采用卵形消化池的有杭州四堡污水处理厂、济南黄台污水处理厂、济宁污水处理厂，而漳州污水处理厂是卵形消化池配套内置螺旋桨式搅拌装置的。

六、现状和发展

我国建设较早、规模较大的北京高碑店污水处理厂、太原污水处理厂、西安污水处理厂等厂的污泥厌氧消化池的配套设备均立足于国内，污水处理的其他设备也是国内配套的。污泥厌氧消化池的加热与搅拌所配套的设备都比较简单，有的厂一直沿用至今。加热大都是用锅炉产生的蒸汽直接通入消化池加热的，搅拌基本上是水力搅拌，技术停留在照套前苏联的模式，这种情况大体延续至 20 世纪 80 年代。改革开放以来，开始利用国外资金建设城市污水处理厂，随着贷款而来的是国外的水处理设备，在城市污水处理厂污泥处理中起重要作用的污泥厌氧消化池的加热搅拌设备，在国外已广泛应用，其中的沼气搅拌和螺旋桨机械搅拌陆续引进国内。石家庄桥西污水处理厂污泥厌氧消化池的搅拌系统是引进的沼气搅拌，而济南污水处理厂的污泥消化池型为卵形，单池容积达到上万立方米，属于大型消化池，也是引进的螺旋桨机械搅拌，与此同时还有天津东郊污水处理厂从法国德利满公司随贷款而引进了沼气搅拌。在加热系统方面基本都是引进套管式换热加热装置。当前国外的发展也停留在这个水平上。由于这些装置在制造加工方面并不是高不可攀的，以目前国内机械设计、加工制造水平完全可以解决，遗憾的是国内环保设备设计、制造企业还没有开发出像国外公司那样的污泥厌氧消化池的加热和搅拌设备的系列产品。随着国内大中型城市污水处理厂的新建与发展，日处理百万吨规模的污水处理厂已经出现，而计划或正在建设的日处理百万吨级以上至 170 万吨级的污水处理厂也将不断出现。日处理数十万至百万吨级规模的城市污水处理厂的污泥处理要配套单池容积在 5000～10000m^3甚至 10000～20000m^3的高锥柱形或卵形要数只至十余只，其池形直径在 20～30m 左右，总高度在 30～50m 不等，可算得上大型或特大型污泥厌氧消化池了。若引进国外配套的加热与搅拌设备以及配套的相关设备需要资金高达数千万元甚至上亿元，如果能迅速转化成国产设备，其造价约为国外先进设备的 1/5～1/3，配件完全国内供应，即可节省一大笔建设资金和维护费用。

污泥消化成套设备与沼气利用成套设备主要包括搅拌系统、加热系统，与其配套的还有浮渣排污口、集气罩、减压器、阻燃器、污泥混合器、污泥循环泵、热水泵、热水分配器、调节器、软化水设备、膨胀罐、沼气精滤器、火炬燃烧器、水封装置、沼气贮罐、沼气增压泵、沼气燃烧器、沼气发动机、沼气发电机等。这些设备国内目前已有相当部分可用通用机械设备与已有局部开发的产品组合，而主要的搅拌与加热系统设备尚属空白。

城市污水处理厂污泥处理采用厌氧消化池技术及脱水技术，其投资约为污水处理厂投资的

30%～40%，并且污泥厌氧消化技术与设备较为复杂，这个问题一直没有得到解决。我国的城市污泥处理与利用起步较晚，不仅在科研开发还是工程实践均滞后于发达国家和国内需求，急需加强这方面设备的国产化、规模化生产过程。

在21世纪的今天，更有必要开发出污泥厌氧消化方面的国产产品与设备，在已经使用国外设备多年的基础上，依据我国具体使用的经验，加以改进提高，开发出此类成套产品应该是完全可能的，况且国内已有部分通用设备可以配套。

⊙本文作者：蒋烈平，周国成，王轶，汤新宝，杭玉君，采有林，陈敏君

第十二篇

工业循环冷却水水质和回用水水质技术标准的讨论

一、概述

用水来冷却工艺介质的系统称之为冷却水系统，冷却水系统通常有三种：直流冷却水系统，循环冷却水系统和循环冷却水补充水系统。

1. 直流冷却水系统

在直流冷却水系统中，冷却水仅通过换热器设备一次，用过后就被排放掉，因此它的用水量很大，而排出水的温度升高却不大，水中各种矿物质和离子含量基本保持不变。这种冷却水系统不需要其他冷却水构筑物，因此投资少、操作简便，但是冷却水的操作费用大，已不符合当前和今后节约使用水资源和节能减排的要求。这种系统（除用海水的直流冷却水系统外）在国外已被淘汰，在国内一些中小型老厂仍在应用。随着国内各项节水政策的制定，这些工厂也在采取措施，将其列入技术改造的范围。

2. 循环冷却水系统

循环冷却水系统又分封闭式和敞开式两种。

（1）封闭式循环冷却水系统　又称为密闭式循环冷却水系统。在此系统中，冷却水用过后，不是马上排放掉，而是水回收再用。在循环过程中冷却水不暴露于空气中，所以水量损失很小。水中各种矿物质和离子含量一般不发生变化，而水的再冷却是在另一台换热设备中，用其他冷却介质来冷却。这种系统一般用于发电机、内燃机或有特殊要求的单台换热设备。

（2）敞开式循环冷却水系统　敞开式循环冷却水系统中冷却水用过后也不是立即排放掉，而是回收循环再用。水的再冷却通过冷却塔来进行，因此冷却水在循环过程中要与空气接触，部分水在通过冷却时，还会不断被蒸发掉，因而水中各种矿物质和离子含量也不断地被浓缩增加。

3. 循环冷却水补充水系统

在冷却水循环使用过程中，为了维持各种矿物质和离子含量稳定在某一定值上，必须对系统补充一定量的冷却水，通常称为循环冷却水的补充水系统。与此同时排出一定量的浓缩水，通称为排污水。这种敞开式循环冷却水系统要损失一部分水，但与直流冷却水系统相比，可以节约大量的冷却水。允许的浓缩程度愈高，节约的水量愈可观，且排污水量也相应减少。因此不论从节

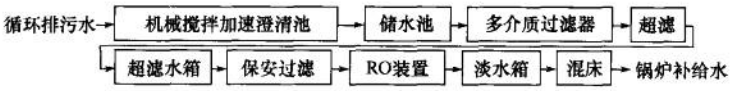
约水资源还是从经济效益和保护环境的生态平衡观点出发，都应设法降低工厂的冷却水用水量，减少排污水量，限制使用直流冷却水系统，尽可能推广和采用敞开式循环冷却水系统并尽可能提高浓缩程度。冷却水一般占工业用水的80%左右。水在循环运行过程中，由于蒸发而使水中含盐物质浓缩形成水垢，或者由于曝气使水中溶解氧过高使设备发生腐蚀，或者由于微尘物的滋长，尘埃的堆积污染形成沾污层等造成结垢腐蚀及黏垢，即会引起水质的不稳定，因此不论何种系统的循环冷却水，都有不同的水质要求。国内外敞开式冷却水系统发展的主要趋势是开发高效低能耗冷却塔以降低水温，发展复合型水质稳定剂以控制结垢、腐蚀、微生物滋长等现象的发生，使水质尽可能处于良好状态。

化学工业、制药工业、纺织印染、石油工业、冶金工业及建筑物的空调系统中常常需要将热工艺介质进行冷却，而水的特性很适宜用作冷却介质，工业冷却水通过换热器（或称热交换器、水冷却器等）与工艺介质间接换热，热的工艺介质在热系统中降低温度，冷却水被加温升高，这是封闭系统中进行的。工业冷却水的用量往往很大，在化学工业中的许多企业达到工业用水总量的90%～95%，必须要进行回收循环使用。

二、工业循环冷却水水质和回用水水质与要求

火电厂、石化企业、钢铁企业、制药企业是工业企业中的用水及排水大户，有效地对这些工业废水循环冷却水的回收利用既落实了节约能源，又实现了减排的有效措施。各行业企业的废水水质、循环冷却水水质、补充水水质区别很大，回用用途也不相同，因此要确定水处理工艺路线，首先要了解原水水质和对回用水水质的要求，并对各阶段的处理能力、目标要求、系统持续的稳定运行条件做科学的论证。下面对国内2000年以来若干个大工业企业的用水量、用水途径及水质要求分别介绍如下。

①内蒙古托克托发电公司是亚洲最大的发电厂之一，一、二期已完成，正在进行三、四期工程（已建有4×600MW燃煤湿冷发电机组）。其水源是黄河水，循环排污水量1200m³/h，要求将循环冷却水的排污水处理回用于锅炉补充水，其处理工艺如下。



工程运行表明：反渗透膜的出水电导率一般在18～45μS/cm，大部分在30μS/cm左右。与此类同的还有山西阳城电厂也采用了类似的处理工艺。回收循环排污水及灰场回收水1200～1400m³/h，其出水作为电厂锅炉补给水。

②北京首钢也应用了类似的处理工艺回收循环排污水，制脱盐水180m³/h作为电厂锅炉补给水，超滤出水的浊度最高为0.15NTU，最低为0.01NTU，去除率为99.92%左右，污染指数SDI≤3，水的回收率90%。RO脱盐率≥98%，水的回收率≥75%（二级RO），为了提高废水的回收率，还将RO处理后出水作为全厂循环冷却水的补给水。

③石化齐鲁分公司胜利炼油厂对第一污水厂排废水采用超滤-反渗透双膜法工艺进行深度处理，经前处理及超滤处理后，超滤系统出水水质COD_{Cr}≤30mg/L、浊度≤0.2NTU，油≤0.5mg/L，SS≤0.5mg/L，SDI≤3，回收率93%；反渗透出水水质COD_{Mn}≤1mg/L，出水余氯≤0.1mg/L，水的回收率≥75%，脱盐率≥98%（第一年）。处理工艺如下。

④新疆独山子石化公司的化工废水深度处理及回用工程采用BAF＋双膜工艺，处理的出水作为乙烯厂锅炉用及循环冷却水的补充水。结果表明，BAF＋双膜工艺能有效去除废水中的有机

物、SS和各种阴阳离子等，出水能够达到炼油企业优质工业再生水水质指标，从而节约了大量新鲜水，产生了良好的经济效益和环境效益。工程运行情况，进水SS和浊度经过BAF+纤维球过滤后，能够得到有效的去除，进双膜前的SS≤2mg/L，浊度≤0.2NTU，进RO的浊度≤0.1NTU，SDI在正常情况下≤2。BAF对COD_{Cr}（进水≥45mg/L）去除率能够达到30%，去除效果明显，但在低COD_{Cr}情况下去除率下降。每年可节约费用93万元。共回用水600～850m^3/h,其中主要作循环冷却水、补充水200～400m^3/h，锅炉补给水150～250m^3/h，厂区绿化用水100～200m^3/h及其他用水。

化工废水深度处理及回用处理工艺采用曝气生物滤池（BAF）+纤维球过滤+微滤（MF）+RO（反渗透）工艺。处理工艺流程如下。

⑤张家港保税区污水再利用项目。经张家港保税区胜科水务有限公司一期污水处理设施40000m^3/d，二级处理并达标排放的污水进行再生利用，二期为规划预留，处理规模为40000m^3/d,最终建成后处理规模将达到80000m^3/d。一期工程分两个阶段实施，其中第一个阶段为建设污水再生利用处理设施设备，建立中央控制系统及辅助分析实验等。一期工程处理设施分为两个系列——A系列和B系列。本次技术解决方案招标的内容是A系列，即用膜技术工艺将二级处理达标排放的废水进行再生利用，系统日处理量为20000m^3/d，生产再生水15000m^3/d，同时根据当地政府的要求，本工程必须实施“零排放”，即要求工程尽可能减少污水对外排放，将生产过程中产生的污水或浓缩水进一步处理，最终将废弃物以安全填埋方式处理。其设计进出水水质见表12-1。

表12-1 设计进出水水质

项目	pH值	COD_{Cr}	NH_3-N	SO_4^{2-}	Cl^-	Fe	Mn	P	SS	BOD_5	硬度（以$CaCO_3$计）	浊度/NTU	碱度（以$CaCO_3$计）	Ca^{2+}	TDS
污水厂出水	6～9	80	15	900	700	0.5	1	0.5	70	20	600	10	480	180	2600
RO产水水质	6.5～7.5	<10	<3	<30	<55	<0.04	<0.05	<0.5	<0.5	<5	<60	<0.5	<45	—	<150

注：表中除pH值、浊度外其余单位均为mg/L。

以上列出的是电力、钢铁、石化、制药、化工等行业对循环水和锅炉补给水质的要求与处理工艺。由于这些大工业企业要将回用水用到锅炉补充给水上，这些工业企业的锅炉一般都是中高压甚至高压、超高压，因此对锅炉用水的补给水要求技术高，故采用双膜法工艺。如果单纯回用于循环冷却水和补充水，就不一定用双膜法而考虑用常规工艺和单膜法。因为毕竟双膜法造价较高，维护运行管理也较严格，运行成本较高，同时超滤与反渗透膜件使用几年就要更换，质量一般或不高的膜件更是如此。选用的处理工艺一定要视水质要求所定，传统的工艺和长期应用行之有效的工艺，如混凝、沉淀、过滤、离子交换、活性炭、臭氧等也不能排除，一定要视水质要求进行技术经济比较、可行性论证后决定。

国外部分循环水再生利用水质情况见表12-2。

表 12-2　国外部分循水再生利用水质情况

水质指标项目	英国电厂	日本工业用水协会	日本川崎市回用水	日本东京市水道	美国直流冷却水	美国国家科学院	美国伯利恒钢厂	美国得克萨斯州	联合王国阿一弗钢厂
pH 值		6.5～8.0	6～9	6.4～7.0	5～8.3		7～7.7		10.3
电导率/(μS/cm)									
Cl^-		50～300	172	96～960	500～600	500	100	300～750	
浊度/度		<10	21	1～15	50～100				
总铁		<0.5	0.56	0.13～0.67	0.5	0.5			
总硬度(以 $CaCO_3$ 计)	≤350	<100	156	131～344	650～850	650		240～300	330
总碱度(以 $CaCO_3$ 计)		<70			350～500	350			280
COD		<5(Mn 法)	<17(Mn 法)		<75	75	64		
BOD	≤21	<5	11				12	8～10	
NH_3-N	≤20	<1	7.2		<1	<1			
总磷		<1	0.32		<4			15～26	<1
总固体			528		<1000	500	450		570
SO_4^{2-}						200			
Ca^{2+}						50			
SS						100			<3
色度/度				10～38					
酚或酚酞碱度									40 (酚酞碱度)
氯化物(以 Cl^- 计)									50
甲基橙碱度									50

注：除 pH 值和注明单位外，其余单位为 mg/L。

三、存在的问题

①工业废水的处理与回用在我国处于初级阶段，由于工业企业用水受污染的范围广，污染程度较重，废水受工业企业生产工艺和生产过程的不同，变化较大。发达国家的工业企业单独处理处置外排废水的回收利用项目不多，而我国在冶金、电力、石化、化工、化纤、制药等企业用膜技术处理工业废水再生回用的大型装置已有数十套，总的情况尚可，但存在的问题也较多，严重的系统不能正常运行，甚至不能运行。

②工业废水回收利用处理能否取得成效的关键是膜处理工序之前的预处理。如反渗透膜进水水质要求很高，要求浊度≤0.2NTU，COD≤30mg/L，BOD≤5mg/L，铁≤0.1mg/L，余氯<0.1mg/L，锰<50μg/L，同样双膜法的超滤的进水水质要求也较高。

③细菌的污染防治尤为重要。工业废水中含有较多的有机物质，如油、氨氮，一般温度为15～35℃，阳光照射也较充分，这些条件都是各种细菌生长繁殖的有利条件。废水中存在的细菌在 8h 内可由 1 个繁殖成 1677 个，因此处理工艺中的消毒是必要的。

四、关于水质标准的探讨与点评

关于循环冷却水和再生利用的一些水质标准见表 12-3～表 12-7。

表 12-3　再生水用作冷却用水的水质控制指标

项目		直流冷却水	循环冷却水系统补充水	项目		直流冷却水	循环冷却水系统补充水
pH 值		6.0～9.0	6.0～9.0	总硬度（以 $CaCO_3$ 计）	≤	850	450
SS	≤	30	15	总碱度（以 $CaCO_3$ 计）	≤	500	350
浊度/NTU	≤	—	5	氨氮	≤	—	10①
BOD_5	≤	30	10	总磷	≤	—	1
COD_{Cr}	≤	—	60	溶解性总固体	≤	1000	1000
铁	≤	—	0.3	游离余氯	≤	末端 0.1～0.2	末端 0.1～0.2
锰	≤	—	0.2	粪大肠菌群数/（个/L）	≤	2000	2000
Cl^-	≤	300	250				

①当循环冷却水系统为铜质时，循环冷却水系统水中氨氮指标应小于 1mg/L。

注：1. 表中单位除注明外均为 mg/L，pH 值无量纲。

2. 摘自《污水再生利用工程设计规范》(GB 50335—2002)。

表 12-4　城市污水回用于杂用水和景观环境用水的标准

检测项目		《城市污水再生利用-城市杂用水水质》(GB/T 18920—2002)					《城市污水再生利用-景观环境用水水质》(GB/T 18921—2002)					
							观赏性景观环境用水			娱乐性景观环境用水		
		冲厕	城市绿化	车辆冲洗	道路清扫、消防	建筑施工	河道类	湖泊类	水景类	河道类	湖泊类	水景类
pH 值		6.0～9.0					6.0～9.0					
色度/度	≤	30					30					
嗅		无不快感					无漂浮物，无令人不愉快的嗅和味					
浊度/NTU	≤	5	10	5	10	20	—①			5.0		
溶解性总固体	≤	1500	1000	1000	1500	—						
五日生化需氧量	≤	10	20	10	1.5	15	10	6		6		
氨氮	≤	10	20	10	1.0	20	5.0					
阴离子表面活性剂	≤	1.0	1.0	0.5	1.0	1.0	0.5					
溶解性铁	≤	0.3	—	0.3	—	—						
总锰	≤	0.1	—	0.1	—	—						
溶解氧	≥	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.5			2.0		
余氯	≥	接触 30min 后≥1.0 管网末端≥0.2					0.05②					
粪大肠杆菌群/(个/L)	≤	3					10000	2000		500		不得检出
化学需氧量	≤	50										
悬浮物	≤	10	10	5	10	10	20	10		20	10	
总氮	≤						15					
总磷	≤						1.0	0.5		1.0	0.5	
石油类	≤						1.0					

①“—”表示对此项无要求。

②氯接触时间不应低于 30min。

表 12-5　城市污水作为工业用水的水质标准

水质指标 控制项目	《城市污水再生利用-工业用水水质》(GB/T 19923—2005)					某些回用水水质标准	
	冷却用水		洗涤用水	锅炉补给水	工艺与产品用水	中石化污水回用水质标准	天津石化回用水质标准
	直流冷却水	敞开式循环冷却水系统补充水					
pH 值	6.5～9.0	6.5～8.5	6.5～9.0	6.5～8.5	6.5～8.5	6.5～9.0	6～9
悬浮物(SS) ≤	30	—	30	—	—	50	10～100
浊度/NTU ≤	—	5	—	5	5	10	9～35
色度/度 ≤	30	30	30	30	30		
生化需氧量(BOD_5) ≤	30	10	30	10	10	20	
化学需氧量(COD_{Cr}) ≤	—	60	—	60	60	75	38～95
铁 ≤	—	0.3	0.3	0.3	0.3	0.5	1.5
锰 ≤	—	0.1	0.1	0.1	0.1		
氯离子 ≤	250	250	250	250	250	250	150～500
二氧化硅 ≤	50	50	—	30	30		
总硬度(以 $CaCO_3$ 计) ≤	450	450	450	450	450	50～300	360
总碱度(以 $CaCO_3$ 计) ≤	350	350	350	350	350	50～300	280
硫酸盐 ≤	600	250	250	250	250	300	150
氨氮 ≤	—	10①	—	10	10	15	
总磷(以 P 计) ≤	—	1	—	1	1		
溶解性总固体 ≤	1000	1000	1000	1000	1000		
石油类 ≤	—	1	—	1	1	10	
阴离子表面活性剂 ≤	—	0.5	—	0.5	0.5		
余氯② ≥	0.05②	0.05②	0.05②	0.05②	0.05②		
粪大肠菌群/(个/L) ≤	2000	2000	2000	2000	2000		
钙(Ca^{2+}) ≤	30～200						65～230
酚 ≤						1	
硫化物 ≤						0.1	

①当敞开式循环冷却水系统换热器为铜质时，循环冷却系统中循环水的氨氮指标应小于 1mg/L。

②加氯消毒时管末梢值。

注：表中水质指标单位除 pH 值及注明外均为 mg/L。

表 12-6　污水排放标准比较

基本控制项目	《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)				《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)		
	一级标准		二级标准	三级标准	一级标准	二级标准	三级标准
	A 标准	B 标准					
化学需氧量(COD)/(mg/L)	50	60	100	120	60	120	—
生化需氧量(BOD_5)/(mg/L)	10	20	30	60	20	30	—
悬浮物(SS)/(mg/L)	10	20	30	50	20	30	100
动植物油/(mg/L)	1	3	5	20	10	15	20
石油类/(mg/L)	1	3	5	15	5	10	20
阴离子表面活性剂(LAS)/(mg/L)	0.5	1	2	5	5	10	—
总氮(以 N 计)/(mg/L)	15	20	—	—	—	—	—
氨氮/(mg/L)	5(8)	8(15)	25(30)		15	25	—
总磷/(mg/L) 2005 年 12 月 31 日前建设的	1	1.5	3	5	0.5	1.0	—
总磷/(mg/L) 2006 年 1 月 1 日起建设的	0.5	1	3	5			
色度(稀释倍数)	30	30	40	50	50	80	—
粪大肠菌群数/(个/L)	10^3	10^4	10^4	—	100	500	1000
pH 值	6～9	6～9	6～9	6～9	6～9	6～9	6～9
挥发酚/(mg/L)					0.5	0.5	2.0
总氰化物/(mg/L)					0.5	0.5	1.0

续表

基本控制项目	《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)				《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)		
	一级标准		二级标准	三级标准	一级标准	二级标准	三级标准
	A 标准	B 标准					
硫化物/(mg/L)					1.0	1.0	1.0
氟化物/(mg/L)					10	2.0	30
甲醛/(mg/L)					1.0	2.0	5.0
苯胺类/(mg/L)					1.0	2.0	5.0
硝基苯类/(mg/L)					2.0	3.0	5.0
总铜/(mg/L)					0.5	1.0	2.0
总锌/(mg/L)					2.0	5.0	5.0
总锰/(mg/L)					1.0	2.0	3.0
总有机碳(TOC)/(mg/L)					20	30	—
总余氯/(mg/L)					<0.5	>6.5(接触时间≥1.5h)	>5(接触时间≥1.5h)
粪大肠菌群数/(个/L)					100	500	1000

注：1. 下列情况下按去除率指标执行：当进水 COD 大于 350mg/L 对去除率应大于 60%，BOD_5 大于 160mg/L 时去除率应大于 50%。

2. 括号外数据指水温大于 12℃时的控制指标，括号内数据指水温≤12℃时的控制指标。

3. 加氯消毒后需进行脱氯处理达到本标准。

①表 12-3 中作为循环冷却系统的补充水水质标准 COD_{Cr}≤60mg/L 有些偏高，笔者建议≤50mg/L。其他项目如总硬度、总碱度、氨氮等指标也有偏高、偏大现象，如循环冷却水系统补充水的氨氮建议 5mg/L。建议在修订标准时研究修改，提高水质标准。

②表 12-6 GB 18918—2002 中的总氮（以 N 计）一级 A 标准和一级 B 标准分别为 15mg/L、20mg/L，宜调整为 10mg/L、15mg/L，因为城镇污水中氨氮含量约占总氮的 60%～70%，甚至更高。

③表 12-6 GB 18918—2002 中总磷的标准不宜分 2005 年 12 月 31 日前和 2006 年 1 月 1 日执行两个标准值，应按一级 A 标准 0.5mg/L、一级 B 标准 1mg/L，二级标准 2mg/L，三极标准 3mg/L 统一要求。如果达不到标准要求，应注意采取脱氮除磷措施。

④表 12-7 中张家港某保税区经 RO 的出水水质要求是相当高的。作为循环冷却水和补充水的水质，水源是保税区污水处理厂的二级处理出水，要求总硬度<60mg/L、总碱度<45mg/L、TDS<150mg/L 等。而一些企业工业废水回用工程中用 RO 工艺可将总硬度、总碱度处理成<10mg/L 甚至≤3mg/L，还有≤1mg/L 的。如果作为循环冷却水或补充水时，不一定要求如此低的总硬度，但若作为锅炉补充水时则又偏大偏高了，因此建议分质分别处理，对于供冷却水或补充水时则不必用 RO 工艺。

⑤表 12-7 中东北某制药集团回用水水质以循环冷却水的补充水的水质要求是较高的，如 COD_{Cr}、总硬度、总碱度、浊度、Cu^{2+} 等，但对氨氮、大肠菌群、色度等要求并不高，有关指标的相关性也不一致。尤其是氨氮只要求<10mg/L，作为大型制药行业的循环冷却系统装置中不会没有铜质材质和不锈钢材质的冷却换热装置和设备，尤其是制药行业冷却系统中常用的蛇管、盘管等冷却器，铜质或不锈钢材质的冷却装置要求冷却水中氨氮≤1mg/L，太钢循环冷却水以城市污水处理厂二级出水经深度处理后供给太钢循环冷却水的补充水，其水质氨氮≤5mg/L。因此确定循环冷却水水质标准时不应出现过高过低现象。

⑥表 12-7 中再生水作为循环冷却水的补充水及表 12-3 中 COD、Cl^-、总硬度、总碱度、氨氮等指标宜提高标准。国内天津大学、清华大学、中石化研究院、燕山石化研究院的试验研究的指标如 COD_{Cr}，总硬度、总碱度、氨氮等也宜提高要求，降低水质指标的绝对值。

表 12-7 再生水作为循环冷却系统补充水水质标准的试验研究与应用情况

单位：mg/L

水质指标项目	天津大学试验研究	中石化研究院生产性试验研究	燕山石化研究院试验研究	清华大学试验研究	大连示范工程	新疆独山子石化厂循环补充水	新疆独山子石化厂以循环冷水处理为锅炉补充水	中石化齐鲁分公司胜利炼油厂超滤出水	中石化齐鲁分公司胜利炼油厂反渗透出水	洛阳石化总厂冷却水补充水水质	内蒙古托克托发电厂锅炉补给水反渗透出水	首钢发电厂	华能北京热电厂	东北某制药集团总厂	大庆炼化公司中压锅炉用水的补充水水质	张家港保税区胜利新生水有限公司反渗透出水	江苏大屯煤电公司	国家环保总局科技司推荐循环补充的再生水的水质指标	张自杰主编的《环境工程手册》中循环冷却水水质标准	笔者建议水质指标
水温/℃														15～25						15～30
色度/度														≤30						≤10
浊度/NTU	5～20		1	10	3	≤10	≤0.3		0.2					<3		<0.5	≤1.0	<5	10	≤5
pH 值	6～9	7.5	6.6～6.8	6～8	7～8	6.5～9.0	6.5～7.2			6.8～8.5	6.5～7.5	7.6	7.5	6.5～9.0	7.1	6.5～7.5		6.5～9.0	6.5～9.0	6.5～9.0
BOD_5			5		5		≤0.5				<0.5	5.3	<5			<5		<10	<5	≤10
COD_{Cr}	40～60	50.6	20～56	80	60	≤50	COD_{Mn}≤2	≤30	COD_{Mn}≤1	<5	<1	11.5	20～40*	<30	COD_{Mn}≤2 COD_{Cr}≤0.59	<10		<75	75	≤50
SS						≤10	≤0.1	≤0.5		<5	<0.1	13	<10	<10	<5	<0.5				≤10
SO_4^{2-}						≤300	≤2				1	196	160			<30			350～500	≤300
石油类						<5		≤0.5				2.2		≤1					5	≤1
铁		0.4			0.1							0.192		<0.3	0.07	<0.04		<0.3	1.0 Cu^{2+} 1.0	≤0.3
锰					0.1							0.053		<0.2	0.026	<0.05		<0.2		≤0.1
Cl^-	300	108.1	56～116	200	220	≤250	≤10			<300	<10	265	180	<200		<55	≤0.01	<300	碳钢 500 不锈钢 300	≤250
总硬度（以 $CaCO_3$ 计）	200～350	74	157～227	150	280	≤150	≤3			<250	<1	342	1.7epm	<10	<1	<60	≤1（平均脱盐率 90%）	<450	750（硅酸盐硬度 450）	≤200
钙离子（Ca^{2+}）										<40		84.2		<5					160 Mg^{2+} 60，Al^{3+} 0.5	<100
总碱度（以 $CaCO_3$ 计）	150～350	115.8	90～360		260					<250		190	0.6epm	<10		<45		<350		<150
氨氮	1～5	15	0.1～28		1	≤5	≤0.5			<1 总氮<5	<0.2	3.82		10		<3				<1
总磷（以 P 计）		0.8	0.1～1.3		1	PO_4^{3-}≤2	≤0.02			<1	<0.02	0.3		1		<0.5				<0.5
溶解性固体		461	423～1155	800	903		<0.4				<0.4	1060	600	<500				<1000		<1000
电导率/(μS/cm)						≤1500	≤100				18～45（一般在 30 左右）	1260		70	45.8		≤25		2500	<1000
硫化物						<0.1														<0.1
TDS							<50									<150				<150
SiO_2											6μg/L						≤0.5		195	<100
TOC																	105			<10
阴离子合成洗涤剂																				<0.5
余氯					0.4														0.5～1.0	0.1～0.2
细菌总数/(个/L)																		异养菌数 $<5\times10^5$	异养菌数 $<5\times10^4$	冬 5×10^5 夏 1×10^6
大肠菌群数/(个/L)														<2000						

⑦张自杰教授主编的《环境工程手册》（水污染防治卷）中指出，循环冷却水水质标准中的总硬度 750mg/L，含盐量 2500mg/L，COD 75mg/L，笔者认为标准数值有些偏大，宜补充调整。总硬度、含盐量过高等造成换热器结垢，降低换热效果；COD 过高易形成有机物质的黏结、污垢，对热交换设备热传导不利，并易形成腐蚀、影响换热装置使用年限等。

⑧表 12-6 GB 18918—2002 中色度对一级 A 标准原是 30 度宜调整为 20 度，各级标准的排列是 20 度、30 度、40 度、50 度四档，A 级与 B 级的标准应该有所不同。表 12-6 中氨氮括号外数据值为水温＞12℃时的控制指标，括号内数值为水温＜12℃时的控制指标，注释是妥当的。

⑨表 12-3～表 12-6 对水质控制指标栏的分类中注有“—”的符号，表示对此项无要求，这种解释有所不妥，应该明确具体数据，使标准的制定和执行更为完整、有章可循。如表 12-4 的 GB/T 18921—2002 中的观赏性景观环境用水的浊度无要求，显然是不妥的，笔者认为至少应是 10 度，否则与别的指标的对照与逻辑性就不协调。同样对 GB/T 18920—2002 中的控制项目，溶解性铁与总锰等划上“—”不妥，应有具体数值列出，形成完整的标准加以控制、应用和执行。

⑩表 12-7 中国家环保总局科技标准司推荐的循环冷却补充再生水水质指标中的 COD_{Cr}、溶解性固体、总硬度、总碱度等指标的数值也存在偏大、偏高现象，作为循环冷却水的补充水水质指标是偏低了，对冷却系统设备腐蚀不利，易造成前面所指出的一些不利因素，亦适当调整提高。

⑪表 12-4 中 GB/T 18920—2002、GB/T 18921—2002 标准及表 12-6 中 GB 18918—2002 等标准有助于我们对循环冷却水水质及补充水水质有全面了解和掌握。尤其是 GB 18918—2002 及 GB 8978—1996 两个标准，GB 18918—2002 一级 A 级标准的各项水质指标已经达到甚至超过了 GB 50335—2002 标准，而一级 B 标准及 GB 8978—1996 中一级标准也是我国城市污水处理厂目前执行的处理排放标准。我国城市污水回用工程中，用于工业冷却水及补充水甚至锅炉补给水，相当部分是利用城市污水处理厂二级出水再加深度处理后加以应用的。如邯郸市东污水处理厂的回用工程、西安市北石桥污水处理厂的回用工程、北京高碑店污水处理厂的回用工程等就是利用污水处理厂二级出厂水再进行深度处理后回用于热电厂冷却水或补充水。

⑫关于工业企业执行的工业废水回用水标准问题，始终没有得到统一的认可和执行。中石化公司等虽然也颁布了工业废水回用于循环冷却水的建议标准，但由于其内容尚有一些可商榷之处，企业的可操作性不强，因此许多企业又自主制定了自己的企业标准，出现了工业废水回用过程中的“极端”情况。如有的企业将达标排放的工业废水直接回用到冷却水系统，给后续的冷却水处理工序造成很大压力，水处理费用也大幅度增加。与此相反，也有的企业为保证水质，工业废水的深度处理工艺采用了 RO 工艺，甚至将经过 RO 处理的工业废水回用于锅炉补充水或循环冷却水的补充水，其运行成本和相对的安全性有许多值得推敲的地方。因此，尽快规范水质标准实属当务之急。笔者在表 12-7 中提出了建议标准，作为循环冷却水水质标准的参考，作为下次修订时的建议。循环冷却水和补充水的水质标准及要求，原则上应以各工业企业提出的标准为依据，加以综合对照，以现有的标准为基础进行修订提高。总的来说应比原有标准有所提高，这是标准发展的趋势和展望，而循环冷却水的补充水水质要求比循环冷却水水质要高，一般可在循环冷却水水质基础上加强处理或补充处理后达到。用膜处理或双膜处理无疑是完全能够达到的，一般是大大超过，但要看是否有必要。双膜工艺投资大、操作管理要求高，如用传统工艺处理能达到企业对循环冷却水或补充水的水质要求就采用传统工艺，如果要用到锅炉补给水，尤其是中高压锅炉的补给用水，则采用双膜工艺也是符合当代水处理潮流的。因此，应分别按照水质要求通过技术经济比较后选择确定，做到技术可靠，经济合理，管理方便，水质有保障。

⊙本文作者：周国成，陈静英

第十三篇

城市垃圾填埋场渗滤液处理技术概况与探讨

一、概述

随着社会经济的发展和人们的生活水平的提高，城填生活垃圾产量与日俱增，一个万人人口的小镇日产生活垃圾 10～20t，10 万人口日产生 100～200t 左右，1000 万人口达 8000～10000t。城市生活垃圾处理与处置已成为各级政府面临的一大难题，而且卫生填埋最大的问题是伴随有垃圾渗滤液（含垃圾接收站），由于垃圾渗滤液污染物质的浓度高，水质水量变化大，成分复杂，含有多种污染物质，色度深且恶臭，是一种典型的高浓度有机废水，处理难度大，若不妥善处理将对环境与生态造成严重污染。而且由于垃圾渗滤液的水质和水量变化大，给处理工艺技术的选择与运行带来困难，导致投资与处理成本高，比城市污水的投资与运行成本要高出数倍至数十倍甚至上百倍。根据我国生活垃圾处理无害化、减量化、资源化的原则，将有一大批生活垃圾卫生填埋场得到兴建、扩建、改建，而垃圾渗滤液是否处理达标排放是衡量一个填埋场是否为卫生填埋场的重要指标之一。作为一种高浓度有机废水，渗滤液的处理技术受到广大工程技术人员与研究人员的关注，进行了大量的试验研究，取得了不少成果，并有一批渗滤液处理场（站）随着填埋场而正在新建、扩建、改建。

二、垃圾渗滤液的主要来源与水质情况

1. 垃圾渗滤液的来源

垃圾渗滤液主要来自五个方面：①降水的渗入，包括下雨和降雪；②外部地表水的流入和渗入，包括地表径流和地下水的渗透渗流；③地下水的渗入，当填埋场内渗滤液水位低于场外地下水位、没有很好的防渗系统时，地下水将渗入填埋场；④垃圾自身含有水分；⑤由于微生物的厌氧发酵分解而产生的水。

填埋场的渗水占渗滤液的相当部分，这些水分成分复杂，使垃圾发生溶出、发酵、分解等反应，从而使渗滤液中含有大量的有机污染物、氮、磷和门类众多的重金属类物质。渗滤液中有机物通常分三类：低分子量的脂肪酸，中等分子量的灰黄霉酸类物质和腐殖质类高分子碳水化合物。渗滤液的微生物的组成中，常见的菌类有杆菌属的棒状杆菌和链球菌。

2. 垃圾渗滤液的水质情况

垃圾渗滤液的产生受众多因素影响，成分复杂繁多，而且不同运行年限的垃圾渗滤液污染物质成分有很大的差异，因此在垃圾渗滤液处理工艺设计时，要对垃圾渗滤液的水质、水量和状态进行详细的了解和研究。垃圾渗滤液有如下特点。

①水质复杂，危害性大。张兰英等人采用 GC-MS-DS 联用技术鉴定出垃圾渗滤液中有 93 种有机化合物，其中 22 种列入我国和美国 EPA 环境优先控制污染物的黑名单。此外垃圾渗滤液中还含有 10 多种重金属物质，水质十分复杂。

②COD、BOD 和氨氮等浓度极高。垃圾渗滤液中 COD_{Cr} 最高达 90000mg/L，BOD_5 最高达 45000mg/L，NH_3-N 在最后封场时可高达 10000mg/L，我国垃圾渗滤液中重金属含量与国外有较大的差异，其中铁浓度可高达 2050mg/L，铅浓度可达 12.3mg/L，锌浓度可达 130mg/L，钙

浓度可达 4300mg/L。

③色度深，有恶臭。垃圾渗滤液中的难降解物质、腐殖酸类物质是导致水体发黑发臭的主要原因。

④水质变化大。垃圾渗滤液中的难降解物质受垃圾组成、含水率、垃圾体内温度、垃圾填埋时间、填埋规律、填埋工艺、降雨渗透量等因素的影响，尤其是降雨量和填埋时间的影响。垃圾渗滤液水质水量呈季节性变化，雨季明显大于旱季，平原地区垃圾填埋场在干冷季节，渗滤液中的污染物组成和浓度较低。污染物组成和浓度随填埋年限的延长而变化，一般 5 年以内的填埋场的渗滤液 pH 值较低，BOD_5、COD_{Cr}、VFA 浓度和 BOD_5/COD_{Cr} 值较高，使用 10 年以上的垃圾渗滤液 pH 值接近中性，BOD_5、COD_{Cr}、VFA 和 BOD_5/COD_{Cr} 值较低，但是氨氮浓度较高。

我国和国外一些城市垃圾渗滤液的水质情况见表 13-1～表 13-6。

表 13-1 《生活垃圾填埋污染控制标准》(GB 16889—2008)

名称	一级	二级	三级	名称	一级	二级	三级
COD_{Cr}/(mg/L)	100	300	1000	NH_3-N/(mg/L)	15	25	—
BOD_5/(mg/L)	30	150	600	pH 值	6～9	6～9	6～9
SS/(mg/L)	70	200	400	大肠菌群/(个/mL)	10^{-1}～10^{-2}	10^{-1}～10^{-2}	

表 13-2 我国几个大城市垃圾渗滤液的水质情况

水质指标	上海	杭州	广州	深圳	台湾
COD_{Cr}/(mg/L)	1500～8000	1000～5000	1400～5000	50000～80000	400～3700
BOD_5/(mg/L)	200～400	400～2500	400～2500	2000～3500	400～2800
TN/(mg/L)	100～700	80～800	150～900	400～2600	200～2000
氨氮/(mg/L)	60～450	50～500	160～500	500～2400	100～1000
SS/(mg/L)	30～50	60～650	200～600	200～7000	500～2000
pH 值	5～6.5	6～6.5	6.5～7.8	6.2～6.6	5.6～7.5

表 13-3 广州某填埋场渗滤液水质季节性变化

季节	pH 值	COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	SS/(mg/L)	氨氮/(mg/L)
春	8.30	942	207	365	502
夏	8.20	1559	440	373	422
秋	8.03	924	250	373	453
冬	8.04	676	100	373	416
年平均值	8.03～8.30	1026	249	373	448

表 13-4 新、老填埋场渗滤液水质变化情况

成分	新填埋场		老填埋场		成分	新填埋场		老填埋场
	变化范围	典型值	变化范围	典型值		变化范围	典型值	
BOD_5	2000～30000	10000	100～200	180	硬度(以 $CaCO_3$ 计)	300～10000	3500	200～500
TOC	1500～20000	6000	80～160	150	钙	200～3000	1000	100～400
SS	200～2000	6000	80～160	150	镁	50～1500	250	50～200
有机氮	10～800	200	80～120	100	钾	200～1000	300	50～400
硝酸盐	5～10	25	5～50	38	钠	200～2500	500	100～200
TP	5～100	30	5～8	7	Cl^-	200～3000	500	100～400
亚硝酸盐	4～80	20	5～8	7	S^{2-}	50～1000	300	20～50
$CaCO_3$	1000～10000	3000	200～1000	500	总离子	50～1200	60	20～200
pH 值	4.5～7.5	6	6.6～7.5	7				

注：1. 除 pH 值外其余单位为 mg/L。

2. 新填埋场≤10 年，老填埋场≥10 年。

表 13-5　国外城市垃圾填埋场渗滤液成分变化范围（20 个样品的分析结果）

成分	中间值	变化范围	成分	中间值	变化范围
碱度(以 $CaCO_3$ 计)	3050	0～20850	锰	0.22	0.06～125
BOD	5700	81～33360	氨氮	218	0～1106
钙	438	60～7200	砷	371	28～3700
COD	8100	40～89520	钠	767	0～7700
铜	0.5	0～0.99	硫酸盐(SO_4^{2-})	47	1～1558
氯化钠	700	4.7～2500	总溶解固体	8955	584～44900
硬度(以 $CaCO_3$ 计)	2750	0～22800	总悬浮固体	220	10～26500
总铁	94	0～2820	总磷	10.1	0～130
铅	0.75	<0.1～2.0	锌	3.5	0～370
镁	230	17～15600	pH 值	5.8	3.7～8.5

注：除 pH 值外，其余单位均为 mg/L。

表 13-6　国外生活垃圾渗滤液的化学组分（英国 25 年统计资料）

化学组分	浓度	化学组分	浓度
pH 值	6.2～7.4	镁	12～480
COD	66～116000	钾	20～650
BOD	2～8000	钙	165～1150
TOC	21～4400	铬	0.05～0.14
氨氮	5～730	锰	0.32～26.5
有机氮	10～155	铁	0.09～380
NO_3^--N	0.5～4.9	镍	0.05～0.16
正磷酸盐	0.02～3.4	铜	0.01～0.15
氯化物	70～2777	锌	0.05～0.15
硫酸盐	5.5～456	镉	0.05～0.01
钠	43～2500	铅	0.05～0.22

注：除 pH 值外，其余单位均为 mg/L。

现有和新建生活垃圾填埋场自 2008 年 7 月 1 日起执行表 13-7 规定的水污染物排放浓度限值。

表 13-7　现有和新建生活垃圾填埋场水污染物排放浓度限值

控制污染物	排放浓度限值	污染物排放监控位置	控制污染物	排放浓度限值	污染物排放监控位置
色度/倍	40	常规污水处理设施排放口	粪大肠菌群数/(个/L)	10000	常规污水处理设施排放口
化学需氧量(COD_{Cr})/(mg/L)	100	常规污水处理设施排放口	总汞/(mg/L)	0.001	常规污水处理设施排放口
生化需氧量(BOD_5)/(mg/L)	30	常规污水处理设施排放口	总镉/(mg/L)	0.01	常规污水处理设施排放口
悬浮物/(mg/L)	30	常规污水处理设施排放口	总铬/(mg/L)	0.1	常规污水处理设施排放口
总氮/(mg/L)	40	常规污水处理设施排放口	六价铬/(mg/L)	0.05	常规污水处理设施排放口
氨氮/(mg/L)	25	常规污水处理设施排放口	总砷/(mg/L)	0.1	常规污水处理设施排放口
总磷/(mg/L)	3	常规污水处理设施排放口	总铅/(mg/L)	0.1	常规污水处理设施排放口

2011 年 7 月 1 日前，现有生活垃圾填埋场无法满足表 13-7 规定的水污染物排放浓度限值要求的，满足以下条件时可将生活垃圾渗滤液送往城市二级污水处理厂进行处理：①生活垃圾渗滤液在填埋场经过处理后，总汞、总镉、总铬、六价铬、总砷、总铅等污染物浓度达到表 13-7 规定浓度限值；②城市二级污水处理厂每日处理生活垃圾渗液总量不超过污水处理量的 0.5%，并不超过城市二级污水处理厂额定的污水处理能力；③生活垃圾渗滤液应均匀注入城市二级污水处理厂；④不影响城市二级污水处理场的污水处理效果。

2011 年 7 月 1 日起，现有全部生活垃圾填埋场应自行处理生活垃圾渗滤液并执行表 13-7 规定的水污染排放浓度限值。

根据环境保护工作的要求，在国土开发密度已经较高、环境承载能力开始减弱，或环境容量较小、生态环境脆弱，容易发生严重环境污染问题而需要采取特别保护措施的地区，应严格控制生活垃圾填埋场的污染物排放行为，在上述地区的现有和新建生活垃圾填埋场自 2008 年 7 月 1 日起执行表 13-8 规定的水污染物特别排放限值。

表 13-8　现有和新建生活垃圾填埋场水污染物特别排放限值

控制污染物	排放浓度限值	污染物排放监控位置	控制污染物	排放浓度限值	污染物排放监控位置
色度/倍	30	常规污水处理设施排放口	粪大肠菌群数/(个/L)	1000	常规污水处理设施排放口
化学需氧量(COD_{Cr})/(mg/L)	60	常规污水处理设施排放口	总汞/(mg/L)	0.001	常规污水处理设施排放口
生化需氧量(BOD_5)/(mg/L)	20	常规污水处理设施排放口	总镉/(mg/L)	0.01	常规污水处理设施排放口
悬浮物/(mg/L)	30	常规污水处理设施排放口	总铬/(mg/L)	0.1	常规污水处理设施排放口
总氮/(mg/L)	20	常规污水处理设施排放口	六价铬/(mg/L)	0.05	常规污水处理设施排放口
氨氮/(mg/L)	8	常规污水处理设施排放口	总砷/(mg/L)	0.1	常规污水处理设施排放口
总磷/(mg/L)	1.5	常规污水处理设施排放口	总铅/(mg/L)	0.1	常规污水处理设施排放口

三、垃圾渗滤液处理技术与方法

处理垃圾渗滤液的方法主要包括生化法和物化法。物化法由于处理成本较高，很少单独使用，主要用作预处理或深度处理，通常以生物处理技术为主与物化处理技术组合形成处理垃圾渗滤液的组合工艺。生物处理大多采用厌氧与好氧结合，利用不同菌种的作用去除垃圾渗滤液中不同类型的污染物。由于受气候、填埋场构造、填埋时间以及垃圾成分等因素的影响，垃圾渗滤液的产生量变化很大，增加了处理工艺和运行的难度。生化法在处理填埋场晚期渗滤液时效果差，即使是对于填埋场初期、中期的渗滤液，虽然 COD_{Cr} 去除率较高，但往往较高浓度的有机物不能去除，出水 COD 难以达到排放标准。国外对垃圾渗滤液中有机物成分有较深入的研究，但垃圾渗滤液中有机物分布非常复杂，目前还不能对渗滤液中的有机物质进行全面分析。本文综合比较分析厌氧、缺氧和好氧条件下生物降解性能及组合工艺，探讨组合工艺的有效性、可行性和合理性，为优化垃圾渗滤液处理工艺提供参考和依据。

目前城市生活垃圾处理方式有三种形式：将垃圾渗滤液与城市污水合并处理（称场外处理，亦称合并处理），循环喷洒处理即回灌处理（称场内处理），以及建立独立的场内完全处理设施。

1. 合并处理

合并处理就是将渗滤液引入附近的城市污水处理厂进行处理。这是最简单的处理方案，可以

节省单独建设渗滤液处理系统的投资，而且污水处理厂也无需额外投加N、P，降低了处理成本。但是垃圾填埋场必须靠近城市污水处理厂，否则会增加输送投资和运行成本，而且由于垃圾渗滤液的浓度高、毒性大、会对城市污水处理厂的处理造成很大的冲击，所以采用此方案时，必须控制垃圾渗滤液与城市污水的混合比例。试验表明，只要渗滤液的量小于城市污水量的0.5%、COD≤10000mg/L时，负荷控制在10%以下，垃圾渗滤液与城市污水合并处理就可行。或者在处理前对渗滤液做适当的预处理，如采用物化法去除渗滤液中的重金属离子、色度、氨氮及SS等污染物质，可通过水解酸化、厌氧处理提高其可生化性。

2. 回灌处理

渗滤液回灌循环处理就是将未经任何处理的渗滤液直接回灌喷洒于填埋场，利用垃圾层和覆盖土壤层的过滤净化作用来处理填埋场的渗滤液。渗滤液的回灌处理可提高填埋垃圾层的湿度，增强垃圾中微生物的活性，加速甲烷产生的速率和有机物的分解，从而加快垃圾填埋场的稳定性。其次，渗滤液回灌喷洒依靠垃圾填埋场表面的蒸发和生物降解，可降低渗滤液的污染浓度，减少渗滤液的产量，对水质水量起到一定的稳定作用，减少了冲击负荷。此外，回灌处理投资省，运行费用低，操作简单，并能防止重金属污染物的扩散。但渗滤液的回灌存在三个问题：一是渗滤液的回流在垃圾层中循环导致氨氮、COD_{Cr}、重金属及其他污染物质的不断积累；二是不能完全消除渗滤液，尤其在雨季，仍有部分或全部渗滤液需处理分解外排；三是渗滤液在回灌和喷洒过程中带来的环境卫生和安全问题有待解决。因此，渗滤液的回灌处理被认为是综合处理渗滤液过程的第一阶段。

相对于回灌处理的另一种土地处理法是人工湿地法。人工湿地法在英国和德国应用较广。我国上海老港垃圾填埋场采用的就是氧化塘+人工湿地法处理垃圾渗滤液，效果良好。

3. 场内独立处理

由于垃圾渗滤液各项污染指标都非常高，水质变化大，很容易对城市污水的处理造成冲击，而且很多城市垃圾填埋场往往离城市污水处理厂距离较远，输送成本高，建设费用大，而回灌处理技术又不是一种彻底的处理方式，所以通常必须考虑在场内建立独立的垃圾渗滤液处理设施。

目前通常对垃圾渗滤液采取场内外联合处理方式。场内外联合处理利用简单的处理设施，如水解调节池、混凝沉淀池等在场内对渗滤液进行预处理，然后通过专用管道排入场外的污水处理设施合并处理，在投资及运行成本均较少的条件下先在场内去除相当部分对后续生物处理影响较大的污染物质，从而使渗滤液的污染负荷得到缓冲和降低，使后续的合并处理运转更顺利。

四、垃圾渗滤液处理工程

2000年以前，我国垃圾处理渗滤液多用生化法为主、物化法为次的相结合处理工艺，从下面几个有代表渗滤液处理工程实践可进一步说明。

①上海老港垃圾填埋场：厌氧塘兼性塘→曝气塘→人工湿地工艺（芦苇塘）。

②广州大田山渗滤液处理厂：前期：厌氧→气浮→好氧→氧化塘

后期为：UASB→气浮→COR→混凝沉淀→氧化塘

③广州中山渗滤液处理厂：厌氧塘→絮凝反应沉淀→兼性塘→二级氧化塘

④深圳玉龙山渗滤液处理厂：厌氧复合生化→氨吹脱→A/O淹没式生物膜→化学氧化→出水

⑤福州红庙岭渗滤液处理厂：UASB→氧化沟→稳定塘

⑥深圳下坪渗滤液处理厂：氨吹脱→厌氧复合床→SBR

⑦香港新界西渗滤液处理厂：氨汽提吹脱→厌氧复合床→SBR

⑧广州兴丰渗滤液处理厂：UASB→SBR→二级反渗透
⑨重庆长生桥渗滤液处理厂：UASB→SBR→反渗透
⑩北京阿苏卫渗滤液处理厂：厌氧→氧化沟
⑪杭州天子岭渗滤液处理厂：三沉二曝活性污泥接触氧化法
⑫青岛水间西渗滤液处理厂：A/O→超滤→纳滤
⑬浙江金华渗滤液处理厂：前期渗滤液回灌，后期超出回灌部分排放至城市污水厂
⑭芜湖渗滤液处理厂和义乌渗滤液处理厂：A/O→活性炭吸附
⑮苏州天子山渗滤液处理厂：混凝沉淀→吹脱→UASB→活性污泥法
⑯南京水阁填埋场：多级接触氧化
⑰上海黎明垃圾填埋场：改良序批式间歇反应器（MSBR）
⑱唐山垃圾填埋场：预沉淀→调节沉淀→上清液生化处理→中间水池→泵站→填埋场回灌
⑲鞍山垃圾填埋场：UASB→SBR
⑳武汉流芳垃圾填埋场：曝气→管道聚凝→沉淀→排放
㉑太原市垃圾填埋场：好氧生物处理→强氧化→吸附→混凝沉淀→排放

五、我国渗滤液处理的阶段

我国城市生活垃圾卫生填埋起步较晚，真正意义上的卫生填埋场是从20世纪80年代以来开始建设的，渗滤液处理厂（站）的建设就更晚了，从时间上看渗滤液的处理经历了三个阶段。

第一个阶段是在20世纪90年代初，处理工艺基本上采用了活性污泥法，具体的做法如杭州天子岭渗滤液处理厂是采用两段式活性污泥接触氧化，北京阿苏卫渗滤液处理厂等基本是采用了厌氧好氧活性污泥法。在此阶段由于渗滤液处理厂主要是参照城市污水处理厂的模式进行建设的，没有充分考虑到渗滤液的水质特性与水质浓度的特点，处理方法偏于简单，因此出水都不能稳定达标。此类处理工艺的处理成本一般为3～10元/m^3。

第二阶段是20世纪90年代后期，研究人员考虑到渗滤液的水质特性，如高浓度的有机物和高浓度的氨氮等，采用了氨氮与吹脱＋厌氧处理＋多级好氧处理，代表性的工程实例有深圳下坪渗滤液处理厂、香港新界西渗滤液处理厂、福州红庙岭渗滤液处理厂等。深圳下坪渗滤液处理厂处理量为800 m^3/d，采用了氨氮吹脱＋厌氧复合床＋SBR的处理工艺，设计进水水质COD 5000～10000mg/L，BOD 1000～6000mg/L，出水水质是三级标准，投资1500万元，工程于2002年投入使用，几年来运行良好，出水稳定达标，处理成本12元/m^3。香港新界西渗滤液处理厂的工程特点是采用了化工规整填料汽提塔，有效地解决了渗滤液的脱氮问题，出水的氨氮达到保持在10mg/L左右，渗滤液处理厂处理量为1800m^3/d，采用氨吹脱＋厌氧＋SBR工艺，设计进水指标为COD 10000mg/L，BOD 4000mg/L，NH_3-N 3000mg/L，出水标准COD＜1000mg/L，NH_3-N＜25mg/L。该工艺投资700万美元（约相当6000万人民币），于1999年投入使用，当时处理成本为4.35美元/m^3（相当于35元/m^3水），将脱氮尾气进行了焚烧处理，有效地解决了脱氮尾气的二次污染问题。

第三阶段是2000年以后，由于经济飞速发展，新建的渗滤液处理厂一般远离城市，渗滤液没有条件排入城市污水管网，因此处理要求也相应提高，一般需要处理达到二级甚至一级排放标准，此时采用生化法达不到处理要求，一般采取生物处理＋深度处理的方法，代表性的工程实例有广州兴丰渗滤液处理厂、重庆长生桥渗滤液处理厂等。广州兴丰渗滤液处理厂采用的是USB＋SBR＋反渗透法，处理规模为500m^3/d，工程投资6000万元，处理成本为25元/m^3。重庆长生桥渗滤液处理厂采用反渗透处理工艺，处理规模500m^3/d，工程投资3700万元，处理成本为15～30元/m^3。国内部分城市垃圾填埋场渗滤液处理工艺与技术经济比较见表13-9。

表 13-9 国内部分城市垃圾填埋场渗滤液处理工艺与技术经济比较

项目		深圳下坪	青岛小间西	杭州天子岭	浙江金华	芜湖义乌	上海老港	广州大田山	广州李坑	福州红庙岭	香港新界西	广州兴丰	重庆长生桥	北京阿苏卫	浙江嵊州	南京水阁	浙江海宁	北京六里屯	广州中山市老虎坑	上海浦东新区垃圾焚烧场垃圾接收站
垃圾处理规模/(t/d)		1000	200	1000	300	300	5000	1000	1000	1000	2000	500	500	1000	300	1000	300	2500	500	1000
渗滤液处理量/(m^3/d)		800	200	300	300	300	4000	1000	1000	1000	1000	500	500	1000	300	1000	300	3000	300	240～250
《生活垃圾填埋场污染控制》GB 16889—2008		三级至污水厂	二级直排	二级至污水厂	三级至污水厂	三级至污水厂	三级排入长江	三级标准	三级标准	三级标准	三级标准	一级标准	一级标准	二级排放标准	二级标准	二级标准	二级标准	二级标准	一级标准	一级标准
技术方案与可行性	渗滤液处理工艺及污染物质去除处理工艺	氨吹脱＋厌氧复合床＋SBR处理工艺	A^2/O高浓度生物脱氮＋膜过滤处理	生物接触氧化＋强氧化＋吸附污泥沉淀	前期渗滤液回灌，后期超回滤至部分排放至污水厂	A/O工艺＋厌氧式活性炭吸附工艺	厌氧塘＋兼性塘＋曝气塘＋人工湿地工艺	厌氧＋气浮＋好氧工艺＋氧化塘USB-COR	氧化沟＋氧化塘＋稳定塘工艺	UASB＋氧化沟稳定塘工艺	氨氮汽提厌氧复合床＋SBR工艺	UASB＋SBR＋二级反渗透膜处理工艺	UASB＋SBR＋反渗透处理工艺	厌氧＋氧化沟	吹脱微曝沉淀低氧生化处理SBR＋混凝沉淀消毒工艺	多级接触氧化氧化	吹脱＋沉淀UASB＋好氧(A/O)排放	调节厌氧池＋氧化沟—二沉池	调节＋厌氧＋混凝沉淀＋兼性氧化塘＋二级氧化塘	生物膜法＋超滤＋蝶管式反渗透
	技术水平	传统法	较先进	一期传统法二期较先进	传统法	传统法	传统法	传统法	传统法	先进	先进	传统法	传统法	传法	传统法	传统法	传统法	传统法	传统法	技术先进
	技术可行性	可靠	可靠	较可靠	可靠	较可靠	可靠	较可靠	较可靠	较可靠	较可靠	较可靠	较可靠	较可靠	较可靠	较可靠	较可靠	较可靠	技术可靠	可靠

续表

项目		深圳下坪	青岛小间西	杭州天子岭	浙江金华	芜湖义乌	上海老港	广州大田山	广州李坑	福州红庙岭	香港新界西	广州兴丰	重庆长生桥	北京阿苏卫	浙江嵊州	南京水阁	浙江海宁	北京六里屯	广州中山市老虎坑	上海浦东新区垃圾焚烧场垃圾接收站
技术经济指标	渗滤液处理总投资/万元	1500	800	750	300						6000	6000	3700	700		2000	500			2000
	吨水投资/(万元/m^3)	约2	4	2.5	1.0						6.0	12	7.4	0.7		2.0	1.7			8
	运行成本/(元/m^3)	9～12	15～20	8～12	2～3	1.5～3					35	25	15～20			5～10	8～10			

总之，渗滤液是一种特殊的废水，处理工艺复杂多样，其处理工程投资、运行成本高于城市污水处理和工业废水处理，这主要是由于渗滤液有机物浓度高，处理工艺复杂，设备繁多。渗滤液在垃圾体内已经经历了厌氧过程，其可生化性相对较差，生物处理的停留时间较长，导致建设设备的投资较大，而处理量一般较小，折旧维修费用较高。由于较高的投资和运行费用，在对渗滤液进行处理时，应根据当地情况采取综合处理措施。如北方降雨较少、垃圾含水量较低的填埋场，采用回灌措施是较为经济有效的方法，但南方城市由于多雨天气其应用受到一定限制。对于有条件将渗滤液送到城市污水处理厂一并处理的城镇填埋场渗滤液，在不影响污水处理厂运行的前提下，可以直接送至污水处理厂，原则上处理符合《生活垃圾填埋场污染控制标准》（GB 16889—2008）三级标准；对于没条件与城市污水合并处理而直接排到水体的地方，应根据不同的水域，严格将之处理到二级、一级甚至更高排放标准，避免对水域环境的污染。

六、探讨与建议

①在选择处理工艺技术时，必须在测定渗滤液成分的基础上，尽可能通过小试和中试取得可靠的工艺参数，并结合国情选择最佳的处理工艺技术。

②单独建设城镇垃圾渗滤液的处理站，不仅建设费用大、难度大，而且处理成本高，运行费用昂贵，因此在城镇总体规划方面，立求将城镇污水处理系统与城镇垃圾卫生填埋场渗滤液处理相结合，将渗滤液经简易处理后直接排入城镇污水处理系统。

③采用一种方法处理渗滤液难以满足要求，必须采用多种方法的组合工艺，生物法与化学法与膜处理法的组合，是将来渗滤液处理研究的主要方向。

④垃圾渗滤液中高浓度的 NH_3-N 抑制生物的活性，开发经济高效脱除 NH_3-N 的方法能大大提高后续生物处理的效率。

⑤要根据具体情况应用国外先进技术或较先进技术，不能照搬照套，要按排放标准与要求，尤其是对水体的功能与要求来选择，排入自来水源水水体的要求 GB 16889—2008 中的一级标准还是太低，应该向《地面水环境质量标准》（GB 3838—2002）的Ⅱ、Ⅲ级考虑。

⑥膜处理方法是近年来自国外引进的技术，国外应用了多年，应该说是成熟的工艺，我国工程技术人员也完全能掌握，但毕竟投资及运行成本太大，非一般城市所能接受，因此对于达到 GB 16889—2008 中的二、三级排放标准的方法，其投资与处理成本将只有膜处理方法的几分之一，甚至还可能更低一些，这是十分重要的，符合国情的。

七、处理方法与处理工艺推荐

虽然城市垃圾填埋渗滤液水量不大，但水质浓度变化范围大，每个垃圾场的渗滤液的浓度不是一个恒定值，加上各个垃圾场渗滤液处理后出水的排放标准又不是相同的标准，所以处理方法与处理工艺不可能是统一的。为了便于应用者借鉴参考与选择，现分为下列类型加以推荐。

①渗滤液水质浓度中主要指标 COD_{Cr} 在 2000～3000mg/L，NH_3-N 在 1000mg/L 以下，甚至只有几百毫克每升时在排放要求不高（GB 16889—2008 二级和三级排放标准）时，处理方法可以简单一些，选用厌氧塘、水解池、好氧（氧化沟）、气浮等方法。处理工艺可选择：原生渗滤液→厌氧塘或厌氧池→气浮→好氧处理（氧化沟延时曝气）→氧化塘→（或兼性生物塘）→排入城市污水厂再进行处理；原生渗滤液→调节水解池→气浮池→好氧处理（SBR 或 A/O 等工艺）→稳定塘→排入城市污水厂再进行处理。好氧处理工序的沉淀澄清部分也可在必要时考虑适量投加药剂，即混凝沉淀作为排放达标的把关。

②不论各地垃圾渗滤液 COD_{Cr}、BOD 的浓度高低，其比值 B/C 对新填埋场基本上在 0.3～0.5 范围内，说明是可生化的废水。当 COD_{Cr} 3000～10000mg/L，NH_3-N 1000～2000mg/L，pH

值在 6 左右而排放标准要求 GB 16889—2008 中的三级标准，也就是说排入城镇污水厂再进行处理时可选择氨吹脱、厌氧（UASB 或 UBF）、好氧（A/O、A^2/O、SBR 及延时曝气型的氧化沟等），其处理工艺推荐：原生渗滤液→调节池→复合厌氧池（或 UASB）→沉淀→氨氮吹脱塔→SBR（或 A^2/O、CASS 等）→排放（达到或优于 GB 16889—2008 二级标准）。

③当渗滤液 COD_{Cr} 超过 10000mg/L，甚至几万毫克每升，NH_3-N 在 1000～3000mg/L，pH 值低于 5 时，而排放标准要求较高，要求达到的 GB 16889—2008 一级标准时，推荐的处理方法前面还需增加 pH 值调整，厌氧方面还需要增加二级厌氧处理，在好氧段的后面还需加微滤、超滤和纳滤工序。其处理工艺推荐：原生渗滤液→pH 值调节池→中和池沉淀→UASB（Ⅰ）、UASB（Ⅱ）→碱化吹脱→SBR（或 A^2/O、CASS 等）→沉淀→微滤→超滤→纳滤、反渗透→排放（达到或优于 GB 16889—2008 一级标准）。若 COD_{Cr} 在 10000～20000mg/L 时，仅一级 UASB 即可，若超过 20000mg/L 时，则要设置两级厌氧处理 UASB 装置。

④在上述③的水质情况下，而要求处理后的出水排放到水源地和水库作为饮用水的水源时，在后级膜处理方面，还需加上一级反渗透或二级反渗透工序，或者在好氧处理工序后面加上多介质过滤、活性炭或精密过滤再进入一级反渗透二级反渗透膜处理工序，使出水达到《城市污水再生利用 景观环境用水水质》（GB/T 18921—2002）或（GB 3838—2002）的Ⅱ、Ⅲ级标准。

⑤后级膜处理等深度处理的做法。一种是如纯净水、高纯水处理那样，微滤或超滤膜放在地面上或池子上，因此可将膜处理系统放在好氧池后，这也是国外技术发达国家向我国转让垃圾渗滤液深度处理技术的常规做法。另一种做法是将微滤或超滤膜放到曝气池或 A/O、A^2/O 工艺的好氧池内，统称 MBR。这是我国发展的一种做法，其优点是可以节省一些基建费用，但管理维护不如前者。尤其是膜清洗和膜堵塞问题，比较麻烦。如果将膜处理装置放到好氧池后的清水池如 SBR 排放池内，则对膜管和膜处理装置的运行管理、维护更换更加方便。

⊙本文作者：蒋烈平，周国成，张岳清，张方山，汤新宝

第十四篇

焦化废水处理技术概况与探讨

一、概述

在炼焦时，煤气净化和焦化产品回收过程中产生的焦化废水，是以酚、COD_{Cr}、氨氮、氰、硫、苯、油、吡啶等为主的高浓度有机废水。焦化废水水量大，水质复杂，是典型的有害工业废水。如何经济合理有效地处理焦化废水是环境保护工作的一个热点问题。

焦化生产工艺一般可分为硫氨工艺与氨水工艺，硫氨工艺是在煤气净化过程中回收并最终生成硫氨，氨水工艺是以浓氨水形式回收氨。焦炉煤气在集气管道中用 70～80℃循环氨水直接喷淋，使煤气温度从 650～700℃降至 80～85℃，然后经间接冷却器再降至 25～45℃，在喷淋冷却时，煤气中的重焦油、煤粉、焦粉经气液分离器流入氨水槽，同时初冷塔中冷凝下来的冷凝液也流入氨水槽，焦油和渣分离后氨水回流喷洒，多余部分进行蒸氨气与煤气一起制取硫氨，煤气经脱氨终冷洗萘，再经脱苯、脱硫后送至用户。而氨水工艺则直接洗苯，在回收苯过程中，每生产 1t 苯就产生废水 1.5～4.0m^3。氨水工艺洗氨的富氨水与剩余氨水一并去蒸氨，

以回收浓度为18%～20%的浓氨水。

焦化厂除生产焦炭和煤气外还回收苯、焦油、氨、酚等化工产品，可称为生产焦炭与化工产品联产企业。在煤气洗涤、冷却、净化以及化工产品的回收与炼制精制过程中产生大量的高浓度有机废水。

二、焦化废水的来源、水量、水质及其特征

1. 焦化废水的来源

炼焦生产过程需要大量的水，一般生产1t焦炭需4～5m^3水，经沉淀后可重复使用，但其中蒸发掉10%～15%，焦炭吸附3%～5%，故熄焦损失水量为0.4～0.5m^3/t焦炭。

炼焦生产中形成的废水来自炼焦过程的生成水，配煤所含的吸附水和结晶水、蒸汽冷凝水、工艺洗涤水是在冷却、净化过程中通过冷凝产生的，或在产品回收过程中分离出来的。

煤炼焦废水的来源主要有三部分：煤干馏煤气冷却过程中产生的剩余氨水，煤气净化过程中产生的煤气终冷水及粗苯分离废水，焦油、粗苯等精制过程中产生的废水。其中剩余氨水的污染量约占总污染量的一半以上，也是氨氮的主要来源。

2. 焦化废水的水量、水质及其特征

焦化废水的水量见表14-1。

表14-1　焦化废水的水量

排放点	排放方式	水量/（m^3/t焦炭）
硫氨工艺	连续排放	0.22～0.35
氨水工艺	连续排放	0.35～0.83
硫氨终冷水	连续排放	0.40～0.60
苯加工	连续或间歇排放	0.01～0.042
焦油加工	连续或间歇排放	0.07～0.02
煤气水封水	连续排放	0.06～0.017

煤炭在干馏过程中转化成各种含氧、氮、硫等的有机物，使煤气中的水分及蒸汽冷凝液中含有多种有毒物质，如剩余氨水中含固定胺2～5g/L。由于煤气中的含氮物质多，煤气中含氨达6～12g/km^3，经脱苯、洗氨后为0.05～0.08g/km^3。因此废水中含很高的氨和酚类化合物以及大量有机氮、硫化物等。焦化废水水量大，污染成分复杂，浓度高。剩余氨水来自脱酚、蒸氨时，COD达2500～10000mg/L，酚1700～2300mg/L。氨水工艺中富氨水的NH_3-N可达8000～12000mg/L，酚2000～3000mg/L，SCN －700～1200mg/L。焦化废水的水质情况见表14-2。

表14-2　焦化废水的水质情况　　单位：mg/L

项目	COD	酚	NH_3-N	CN^-	S^{2-}	苯	油	吡啶
硫氨工艺	2000～4000	150～350	200～400	8～20	20～50	—	—	—
氨水工艺	1500～3000	150～350	150～350	7～15	30～80	1.2	200～500	100～290
硫氨终冷水	800～1600	100～300	100～300	100～200	50～90	1.6	25	25～75
粗苯加工工艺废水	1600～2000	300～600	80～200	100～350	100～400	160～500	—	275～365
焦油加工工艺废水	800～4400	800～8000	800～900	6～50	—	—	269～800	300～1400

焦化废水水质的特点如下。

①焦化废水所含污染物包括酚类、多环芳烃及含氯、氧、硫的杂物等，是一种典型的难降解有机废水。焦化废水中易降解有机物主要是酚类化合物、苯类化合物、吡啶、萘、呋喃、咪唑类等可降解有机物，难降解有机物主要有联苯、三联苯等。

②水质变化幅度大，如氨氮浓度变化系数有时高达 3 倍左右。

③COD 含量高，但 BOD/COD 比值偏低，废水的可生化性差。

④C/N 低，缺少碳源，所需的营养成分不足。

⑤废水的毒性较大，其中氰、芳香烃、杂环化合物对微生物有毒害作用，甚至废水的浓度已到微生物不可承受的极限。

三、焦化废水常用处理技术

国内外几个焦化厂废水的水量与水质情况见表 14-3 和表 14-4。

表 14-3　国内几个焦化厂（集团）废水的水量与水质情况

项目	北钢集团焦化公司	石家庄焦化厂	山西阳光焦化集团	山西景阳焦化集团	一般焦化厂的蒸氨废水	苏钢集团焦化厂	焦化厂剩余氨水未脱酚
年产焦炭量	40 万～50 万吨	40 万吨	300 万吨	475 万吨		100 万吨	
焦化废水量	840～1000m³/d	1920～2000m³/d	4800～5000m³/d	8500m³/d		2400m³/d	
COD_{Cr}	400～1000mg/L	6000mg/L	2500～3500mg/L	2500～4000mg/L	3000～3800mg/L	3400mg/L	
酚	120～2000mg/L	≤1000mg/L	300～400mg/L	≤700mg/L	600～900mg/L	2mg/L	2000～3000mg/L
氨氮	300～700mg/L	≤200mg/L	150～300mg/L	300mg/L	300mg/L	210mg/L	8000～12000mg/L
氰化物		≤10mg/L	0～0.5mg/L	≤20mg/L	10mg/L	≤20mg/L	
油		50mg/L		≤100mg/L	50～70mg/L		
BOD_5						1100mg/L	
SS		≤100mg/L		≤150mg/L			
pH 值	5.5～9.0	8～9	6.5～6.7	6～7		7～8	
SCN^-						300mg/L	700～1200mg/L

表 14-4　国内外焦化厂废水处理的进出水水质比较

焦化厂	COD 容积负荷/[kgCOD/(m³·d)]	污泥浓度/(g/L)	COD_{Cr}/(mg/L)		酚/(mg/L)		氰化物/(mg/L)		碳氨化合物/(mg/L)		氨氮/(mg/L)	
			进口	出口	进口	出口	进口	出口	进口	出口	进口	出口
国内焦化厂（六厂平均值）	1.8～3.36	2～4	887～1553	231～492	200～250	0.5	20～40					
引进焦化厂	0.8	约 5	875	<200	40～50	<0.5	13	<10				
英国 CW 焦化厂	1.321		1960	64	250	4	1.08	0.22	170	1	145	110
日本扇岛焦化厂	1.2	7	COD_{Mn} 1200	150		<0.1						

焦化废水首先要进行前处理，回收酚、氨和焦油，然后用物化处理、生物处理消除有害有毒污染物质，必要时还需进行深度处理，以达到排放要求或进一步回用的目的。前处理一般在焦化化工联产时进行，而物化处理、生物处理、深度处理是在焦化废水处理厂（站）进行的。

1. 前处理

前处理主要采用物化处理，回收高浓度酚、氨并除焦油，为生物处理创造条件。酚的回收一般用蒸汽脱酚和溶剂萃取解决。废水中氨氮含量高是焦化废水的一大特点。氨是重要的化肥原料，高浓度氨氮对生物处理十分不利，会抑制生化过程，降低生物处理效果，因此必须加以回收利用。一般采用蒸氨回收。

2. 预处理

预处理一般采用格栅、调节池、隔油池、气浮池、焦炭吸附池等工序，以拦截粗细物质，调节均匀水量水质，隔除油脂及去除乳化油，并进一步通过焦炭过滤吸附掉微细油状物、乳化油及污染微粒，确保生物处理良好运行。

3. 生物处理

高浓度焦化废水经酚、氨回收后，其 COD 值约为 1000～3000mg/L，酚 200～500mg/L，氨氮 100～300mg/L，好氧生物处理时 pH 值 8.5，水温 25～35℃。氨氮 500～1000mg/L 时对细菌有抑制作用。

生物处理主要是通过好氧微生物的代谢作用，去除 COD_{Cr}、BOD_5、SS、酚、氨、硫、氨氮等污染物质，使焦化废水经处理后达标排放。生物处理方法较多，一般有活性污泥法、吸附再生法、表面曝气法、A/O、A^2/O、SBR 法等。生物法处理含酚废水的情况（含焦炉）见表 14-5。

表 14-5　生物法处理含酚废水的性能（含焦炉）

处理方法	工业污染源	含酚浓度/（mg/L）		处理方法	工业污染源	含酚浓度/（mg/L）	
		进口	出口			进口	出口
氧化沟	焦炉	990～	8.5	活性污泥法	焦炉	3350～3390	0.2～0.8
活性污泥法	焦炉	400～700	10	活性污泥法	焦炉	1400	15
活性污泥法	焦炉	350	0.06	活性污泥法	焦炉（带脱酚）	135	7
活性污泥法	焦炉	890	0.65	加速曝气	焦炉	150	≤1.0
活性污泥法	焦炉	110～200	0～11				

4. 深度处理

深度处理使焦化废水得到进一步的处理与净化，确保排放水质达到或超过一级标准，进一步保护环境和水域，并力争回用于熄焦用水、除尘喷淋用水、煤场洒水及循环冷却水的补充用水等，从而减少或消除外排水量，达到零排放的要求，节约水资源。常用的方法是化学混凝沉淀及过滤技术，也可考虑运用活性炭吸附过滤与臭氧强氧化技术等。

据理论计算，生产每吨焦炭产生的焦化废水 0.25～0.3m^3，而熄焦蒸发及吸附到每吨焦炭用水 0.4～0.5m^3，从水量平衡计算，完全有可能实现不外排废水。但实际生产中，每吨焦炭产生的废水量为 0.7～1.3m^3，超过理论计算的数倍，所以要加强管理，降低用水量。焦化废水的回用主要有三个途径，一是熄焦，二是初凝冷却循环水用水，三是降尘补充水及煤场沥水等。由于焦化废水中含有大量的 COD、酚、氨等污染物质，在熄焦过程中严重污染腐蚀设备，污染环境，回用循环冷却系统也存在水质稳定问题，所以要将经三级处理后的焦化废水再经适当处理，如采用过滤、消毒及投加水质稳定剂等措施。

四、焦化废水处理技术的演变

我国焦化废水的处理是一个从无到有、逐步发展、逐步提高、逐步完善的过程。二十世纪五

六十年代处于低水平阶段，仅有几个大型焦化厂对酚水进行简单的处理，如鞍钢化工总厂、包钢焦化厂等，仅建有平流式沉淀池或圆形带刮泥机的辐流式沉淀池，去除浮油、悬浮物，处理后将部分出水送作熄焦补充水。70 年代后，首钢焦化厂应用国内外生化技术兴建了生物脱酚装置，同时一批大、中、小型焦化厂都相继建立了生物脱酚装置。当时的重点是脱酚，处理方法与流程也比较简单。

从 1978 年改革开放到 20 世纪 80 年代又为一个阶段，当时由于国家对环境工作的重视，使焦化废水处理技术向前迈进了一大步，以宝钢一、二期焦化废水处理技术的引进为起点，加大了研究开发焦化废水处理技术的力度，开展了两段生化和投加生长素的试验研究以及后混凝沉淀处理和污泥脱水研究。在此基础上设计建设了一大批焦化废水处理装置，如处理水量为 700m³/h 的鞍钢化工总厂南部生物脱酚装置，获得了国家优秀技术奖，处理效果比较稳定，除 COD 略高外，酚、氨、油等指标均达标排放。在设计中采用了压力浮选装置，以去除乳化油；增加了污泥脱水装置，脱水后的泥饼送煤场掺入炼焦，减少了二次污染；鼓风机改用离心风机，减轻了噪声。在石家庄焦化厂废水处理设计中，曝气池充氧采用了微孔曝气器，与以前的穿孔管曝气相比，可节能 50%，比普通曝气器节能 20%～30%，同时部分老厂的废水处理采用了投加生长素的技术，如唐山焦化厂、徐钢焦化厂等都采用了该项技术，处理效果良好。

20 世纪 80 年代末至 90 年代，针对国家对焦化废水排放标准的严格要求，开展了焦化废水的脱氮和进一步降低 COD 的试验研究，经几年的努力取得了丰硕成果。在试验研究的基础上，上海宝钢焦化厂废水处理装置技术改造为 A/O 脱氮工艺，达到了当时国际焦化行业的领先水平。

20 世纪 90 年代末至 2000 年以来，在选用与推广 A/O 脱氮工艺的基础上，改进和选用了 A^2/O 脱氮工艺。山西阳光焦化集团兴建了处理焦化废水 200m³/h 的处理厂，被评为全国焦化废水处理示范工程。

五、焦化废水处理技术的进展

1. 生物处理法

在焦化废水生化处理的初始阶段，曝气设计采用吸附再生工艺，其曝气池水力停留时间较短，一般为 4h，处理后酚、氰在 0.1mg/L 左右，COD 仍在 400～500mg/L。

两段生物脱酚曝气装置中，生化曝气分两段，第一段停留时间约 4h，后进入中间沉淀池，再进入第二段曝气池曝气 20h 后沉淀。经几套装置运行后酚、氰、油都能达标，仅 COD_{Cr} 略高于焦化废水排放标准（≤300mg/L），实际是 300～400mg/L。

完全混合型曝气装置在上海宝钢焦化厂一期工程中应用。经 24h 调节池和均匀池进入完全混合曝气后（曝气约 20～40h），经混凝沉淀后出水酚、氰、油均低于排放标准，但 COD 仍在 300mg/L 左右。国内有几十座这种装置正在运行。

上海宝钢焦化厂一期工程中引进了日本的三级处理设备，即活性炭吸附再生装置。该装置运行后开始还比较正常，出水的各项指标都可达标排放。后因活性炭再生困难，而所用活性炭价格高达 8000～10000 元/t，活性炭对氨氮没有高的处理能力，加上再生活化困难而耗资又大，因此二期工程没有上。还有山西阳光焦化集团焦化废水处理站也有活性炭吸附罐，活性炭去除 COD 的效率一般是 40%～50%，氨氮是 20%～30%，并没有很好使用，同样也有上海宝钢焦化厂一期中出现的情况。

高浓度焦化废水经酚、氨回收后，其 COD 约为 1000～3000mg/L，还有其他有机、无机污染物，需经处理后才能排放，处理方法有化学沉淀、化学氧化、电解、焚烧、吸附等物化处理法，但由于处理成本较高，这些方法大都用于深度处理，或对水质有特殊要求时采用。因此，对焦化废水通常采用生化处理法。

总之，焦化废水生物处理应用较多的有传统活性污泥曝气法和完全混合法。传统活性污泥法处理效果较好，COD去除率可达65%～85%，但焦化废水中有些污染物难于降解，为提高出水水质，可采用多级曝气法，按污染物质降解的难易程度分别降解，如AB法和两段活性污泥法，也可采用前段为高负荷吸附池，后段为延时曝气池。为改进活性污泥法的处理效果，可在活性污泥池中设置填料，提高活性污泥浓度，增加反应面积和体积，强化活性污泥反应速率，提高曝气池容积利用率等；或投加粉末活性炭，以改善活性污泥沉降性能，提高活性污泥浓度，均可提高对微量有害物质的去除率和脱色效果；还可投加生长素，增加污泥密度，改善沉降性能，促进酸的活性，提高活性污泥的氧化能力。

2. 深度处理的强度和发展

焦化废水经生物处理后，COD、氨氮、酚等指标往往还不能达到排放标准，需进一步进行深度处理。深度处理一般以化学混凝沉淀过滤、活性炭吸附和臭氧强氧化等为主。

(1) 化学混凝沉淀过滤　生物处理出水往往含有微量的小颗粒和色度，采用投药混凝反应沉淀可进一步去除COD、油、SS等，投加亚铁盐并调节pH值，必要时投加少量的助凝剂，也可投加聚合铁或聚合铝，经混凝反应沉淀后可降低COD 30%～50%，悬浮物50%～80%，也可用过滤替代混凝沉淀或沉淀后再过滤，效果更加有保证。

(2) 活性炭吸附　为进一步降低耗氧量和色度，采用化学混凝反应沉淀后再经活性炭吸附，COD可降至100mg/L以下，酚降到微量，但仍不能有效地降低氨氮浓度时，还需进一步脱氮处理。活性炭脱酚性能见表14-6。

表14-6　活性炭脱酚性能

工业	进口浓度/(mg/L)	出口浓度/(mg/L)	去除率/%	工业	进口浓度/(mg/L)	出口浓度/(mg/L)	去除率/%	工业	进口浓度/(mg/L)	出口浓度/(mg/L)	去除率/%
有机化学药品	3.6	0.001	>99	塑料生产	6.0	0.01		炸药	129	4.3	97
	0.52	0.05		塑料制品	9.8	0.013	>99	石油炼制	16.6	0.023	
	0.12	0.003			8.5	0.006			44	0.001	
	0.32	0.001			26.9	0.005		农药	77.9	2.3	97
	12.8	0.001		橡胶及林化产品	4.7	0.6	88		2.8	<0.7	>75
								无机化学产品	5325	0.25	>99

此方法易饱和，同时还存在脱附再生问题，用吸附法比其他处理方法效果较好，我国只有个别厂采用吸附法脱酚。用磺化煤在酸性条件下吸附水中的酶（pH值3～4），再生在碱性条件下生成苯酚钠，废水含酚量由2000mg/L降到平均小于500mg/L。

(3) 臭氧氧化法　臭氧是氧的同素异构体，在热力学上是不稳定的，极易分解生成初生态氧，很快就能和容易被氧化的物质起反应。臭氧是一种强氧化剂，在理想的反应条件下，臭氧可把水中大多数单质和化合物氧化到它的最高氧化状态，对水中有机物有强烈的氧化降解作用，还有强烈的消毒杀菌作用；臭氧对废水中酚、油脂、洗涤剂、氰、腈染料等有机物和铁、锰等无机物有显著的去除效果，从而降低废水中COD、BOD、酚、氨等并可去除臭味、脱色以及使有毒物质无害化；臭氧处理时间短，不生成污泥，并能增加水中的溶解氧。

臭氧处理含酚废水时，据报道，采用20～40mg/L的计量，可使生化后（经二次沉淀）水中的含酚量由0.38mg/L降至0.012mg/L。采用臭氧处理焦化厂的含酚废水投量1000～2500mg/L，可使酚浓度由300～1500mg/L降至1.2mg/L。试验表明，对于重油裂解废水pH值11.4时，臭氧投加量为169～190mg/L，除氰效率可达79.3%。由此可见，臭氧氧化法应用于焦化废水的深度处理后达标或回用是十分理想的。关于生化含酚废水与溶剂萃取回收酚的结果详见表14-7～

表 14-10。

表 14-7 国外高浓度含酚废水回收方法

方法	进水酚浓度 /（mg/L）	出水酚浓度 /（mg/L）	方法	进水酚浓度 /（mg/L）	出水酚浓度 /（mg/L）
苯-碱脱酚法	3000	210～240	Phensolvon 脱酚法（鲁奇）	1570	4.5
波德比尔尼克逆流萃取器	2000	100	Koppers 轻油萃取工艺	1465	9.6
			IFAWOL 脱酚工艺	4000	40
脉冲法萃取器	2200	30			

表 14-8 国外溶剂萃取回收酚的效率

工业	溶剂	酚浓度/(mg/L) 进口	酚浓度/(mg/L) 出口	回收率 /%
有机化学	异丁烷	68	66	3
		67	63	6
		580	160	72
无机化学		23000	7600	58

表 14-9 焦炉废水含酚量

工业污染源 焦炉	酚浓度 /(mg/L)
低浓度氨水（未脱酚）	600～1200
未蒸馏氨水	505～1670
低浓度氨水已脱酚	10～332
蒸馏过的氨水	250～632
洗油蒸馏氨水	30～150
烷烃副产品	1700～7000
煤加氢气化工艺	3400～6800

表 14-10 臭氧接触反应相关参数

处理要求	臭氧投加量	去除率 /%	接触反应时间/min
杀菌及灭菌活病毒	1～3	90～99	10～15
脱色	2.5～3.5	80～90	>5
除铁除锰	0.5～2	90	>1
COD	1～3	40	>5
CN^-	2～4	90	>3
ABS	2～3	95	>10
酚	1～3	95	>10
表面活性剂		59.2～96.3	

从国外溶剂萃取脱酚实践经验可以看出，在酚含量≤100mg/L 时，萃取效果甚微，不超过 10%；在中等浓度 500～1000mg/L 时，效果较好；而高浓度酚含量上万毫克每升或更浓时，脱酚效果只有 50%以上。

3. 生物脱氮

焦化废水中氨氮浓度高，并含有大量的有机氮、硫氢化合物等，一般常规的生物处理对氨氮的去除率低，有时还因有机物氮的氨化而使氨氮浓度增加，深度处理氨氮也达不到要求，需要进一步做脱氮处理。对低浓度的氨氮可采用离子交换、折点加氯、土地处理等方法，但因焦化废水氨氮浓度高，一般用生物脱氮法较为简捷、经济，适用浓度范围大，可使氨氮达到排放标准。当前生物脱氮工艺研究较多的是 A/O、A^2/O、SBR、CASS、ICEAS、DAT-IAT 等。

（1）A/O 和 A^2/O 法　A/O 和 A^2/O 法用于焦化废水取得了很好的效果。它首先用厌氧法使废水中难降解的有机物得到部分降解，提高其可生物降解性，因此改善了系统去除 COD 的效果，而且也有利于后续 A/O 系统中反硝化的进行及提高。

A/O 法工艺简单，对焦化废水的处理也是可行的，主要适用于中低浓度或低浓度的焦化废水处理。其工艺流程见图 14-1。

美国 Gary 焦化厂于 1998 年开始采用 A/O 法处理焦化废水脱除高浓度的氨氮，进水 3000mg/L，出水小于 5mg/L。脱 NH_3-N 的效率达到 99.9%，如此高的脱氮效果，值得商讨、研究。当然该厂是否还投加化学药剂，如磷、镁等化学药品，未做详细报道。

A^2/O 是在 A/O 流程前加一个厌氧段，在厌氧段废水中难以降解的有机物开环变为链状化合物，链长的化合物变为链短的化合物。由于焦化废水中含有大量的吡啶和异喹啉等难降解的化合物，因此有必要增加厌氧段提高废水的处理效果。其工艺流程见图 14-2。

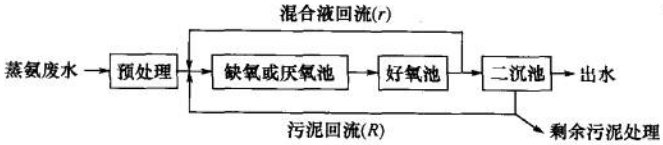


图 14-1　A/O 工艺流程

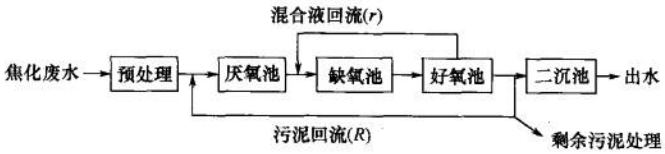


图 14-2　A^2/O 工艺流程

杨平等对攀钢焦化废水进行 A^2/O 生物脱氮中试研究表明，A^2/O 工艺处理焦化废水具有较好的除氨氮效果，进水氨氮平均 470mg/L，出水平均 10.33mg/L，达到了《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 一级标准。SUTTON 等对 A^2/O 工艺应用生物流化床技术处理焦化废水进行了研究，认为生物流化床在耗氧量、能耗及投资等方面低于 A/O 工艺，生产成本也有所降低，如以 NaOH 为碳源，可进一步降低处理成本。

(2) SBR 法及其派生方法　SBR 法及其派生的多种方法，是应用其处理工艺中的进水、反应、沉淀、排水及闲置 5 个工序，在降解 BOD、COD、SS 等主要污染物质的同时达到脱氮除磷的综合去除效果。

钟梅英进行了可行性研究试验，考察了 SBR 工艺的运行方法，曝气时间和污泥负荷等对 COD、氨氮的去除效果，结果是 COD_{Cr} 650～1900mg/L、氨氮 150～330mg/L，去除率分别达到 80%、70%，经技术经济分析水处理的费用约为 1.3 元/m^3。

SBR 工艺受到 pH 值、DO、碳源及泥龄等因素的影响外，还受到负荷及曝气方式的影响。SBR 能够充分利用废水中的 COD 并利用自身的特点调节水的 pH 值，节省外加碳源，是一种不需要外加碳源操作灵活的脱氮方法，并具有能适应多种处理要求的新工艺。

(3) 优势菌种的研究　筛选和优选焦化废水处理起到特殊作用的微生物与菌种，通过优势菌种的投入和作用，大幅度降解废水中的 BOD、COD、SS、油、酚、氨氮等污染物质，使对焦化废水的处理达到简单化和高效率，同时节省投资和运行费用。这方面还需进行深入的研究取得成功后才能推广应用。

4. 深度处理工艺流程

为提高出水水质，经生物处理后的出水再经深度处理，投加混凝剂和助凝剂，再经混凝反应和沉淀，可使 COD 去除 30%～50%，进一步经过滤去除细小颗粒后，再用活性炭吸附或用臭氧强氧化处理，可使出水达到回用要求。焦化废水的深度处理工艺流程如图 14-3 所示。

图 14-3 中列出的焦化废水深度处理工艺流程都是国内的实际工艺流程，而其中第 5 个工艺是山西阳光焦化集团公司的焦化废水处理工艺流程，由中国冶金建设集团鞍山焦化耐火材料设计研究总院设计。焦化废水处理规模为 8000m^3/h，建设方提供的水质浓度是 COD_{Cr} 2500～4000mg/L，NH_3-N≤300mg/L，酚≤700mg/L，油≤100mg/L，SS≤150mg/L，CN^- ≤20mg/L，pH 值 6～7。

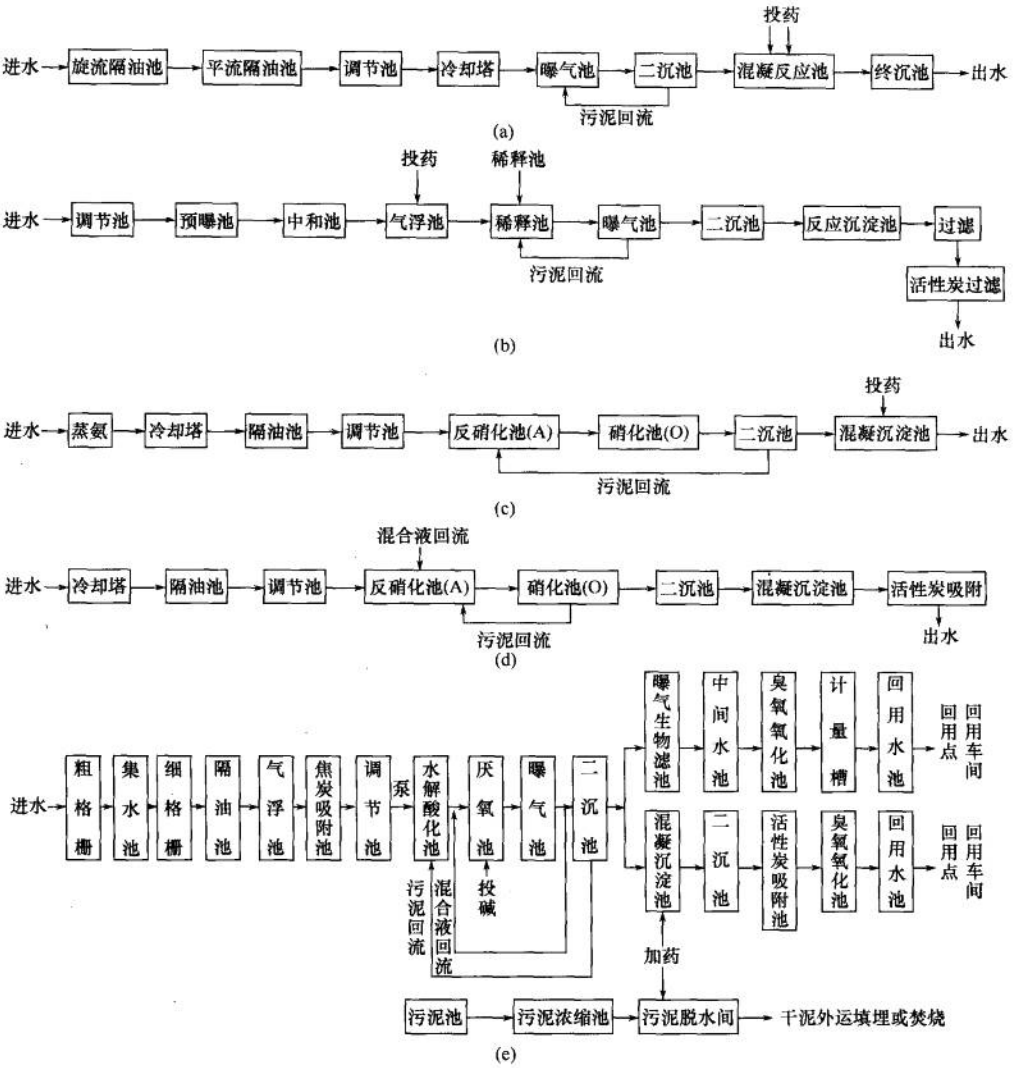


图 14-3　焦化废水的深度处理工艺流程

六、焦化废水处理工程实例

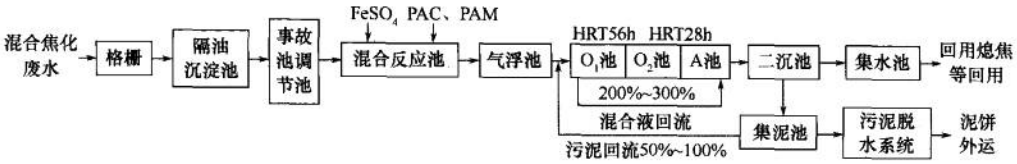
1. A^2/O 工艺处理焦化废水

某处理站采用 A^2/O 工艺处理焦化废水，废水量为 $57m^3/h$，其中生产工艺废水 $40m^3/h$，生化前加入 $17m^3/h$ 新鲜水。废水水量和水质见表 14-11。

表 14-11　某处理站焦化废水水量和水质

废水种类	COD_{Cr}/(mg/L)	NH_3-N/(mg/L)	酚类/(mg/L)	CN^-/(mg/L)	水量/(m^3/h)
蒸氨废水	2000～4000	200～300	800～1000	8～20	18
炼焦废水	500～1500	50～100	50～350	8～20	5.3
洗脱苯废水	1600～2000	20～80	300～600	100～350	2.5
生活和化验污水	400	20～80			4.33
混合废水	1900	<300	500	<100	30.13

处理工艺流程如下：



处理系统中焦化废水进水 COD_{Cr} 一般在 1000～2000mg/L，NH_3-N 200～250mg/L，COD_{Cr}/NH_3-N>5，碳源比符合反硝化条件无需外加碳源，泥龄 20d。

该 A^2/O 系统运行两年来 COD_{Cr}、NH_3-N 去除率分别达到 87%和 93%，达到了 GB 8978—1996 二级标准。

该系统耐冲击负荷能力较差，当 NH_3-N>300mg/L 时，系统不仅需要加入大量的清水稀释，导致处理成本加大，而且处理能力也将下降。隔油池设计不合理，致使进入生化处理系统的焦化废水含油量较大，这给废水生化处理带来很大困难。调节池、事故池因厂内蒸氨车间出现故障排入事故池时而水量过大，溢流入调节池，导致系统进水的 NH_3-N 过高，会严重抑制硝化菌的硝化作用，这些不足之处需要改进。

2. 北钢集团焦化废水处理

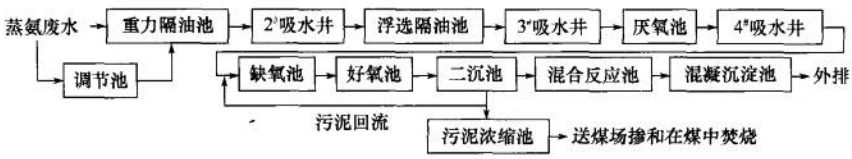
北钢集团焦化公司焦化废水水量 $70m^3/h$（$1680m^3/d$），废水水质见表 14-12。

表 14-12　某焦化废水水质、水量

水质项目	酚 /(mg/L)	氰 /(mg/L)	COD_{Cr} /(mg/L)	氨氮 /(mg/L)	pH 值	水量 /(m^3/h)
进站废水水质	120～2000	20～100	4000～10000	200～700	5.5～9.0	25～45
设计值	<700	<20	<3000	<300	6～9	35
要求达到国家排放标准	<0.5	<0.5	<100	<15	6～9	

注：1. 加入稀释水后的水质为设计水质。
2. 为了均匀好氧池进水水质，在好氧池进水槽中加入稀释水，故设计水质较淡。

处理工艺流程如下：



采用 A^2/O 工艺处理蒸氨后的高浓度废水，COD_{Cr}、氨氮去除率分别达到 96%、86%，外排时基本能达到《钢铁工业水污染物排放标准》（GB 13456—92）二级标准，即 COD_{Cr} 150mg/L，SS 150mg/L，氨氮 25mg/L，油类 10mg/L，挥发酚 0.5mg/L，氰化物 0.5mg/L，pH 值 6～9。

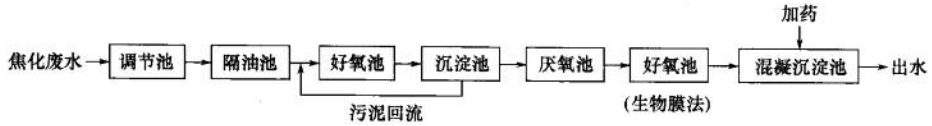
A^2/O 工艺是目前处理焦化废水较有效的方法，但抗负荷冲击能力较差，事故调节池在稳定系统运行中的作用不可忽视，同时应加强各排水工序的协调工作，尽可能减少系统水质的波动。

混凝沉淀处理对整个系统水质达标起着重要的作用，可进一步使 COD_{Cr} 降低 30%～50%。

3. 丹东焦化有限公司技改工程

丹东焦化有限公司焦化废水量为 $400m^3/d$，原采用 A^2/O 工艺，COD_{Cr} 去除率 80%～90%，NH_3-N 50%～60%，TN 30%～40%，后改为 SH-A 工艺，原工艺出水未达到 GB 8978—1996 一级标准要求。

SH-A 工艺流程如下：



SH-A 工艺（部分亚硝化厌氧氨氧化脱氮工艺）打破了传统硝化、亚硝化、生物脱氮技术的限制条件，采用废水部分亚硝化，利用另一部分废水中的氨氮作为电子供体直接脱氮，应用上不需要外加碳源，流程短，建设资金节省，运行费用低，处理效率高。

由于投加了鸭绿江水稀释，实际焦化废水进水 COD_{Cr} 最大不超过 2700mg/L，NH_3-N≤300mg/L。采用新工艺 COD_{Cr} 可以达到的处理效率为 96%～98%，NH_3-N 97%～100%，TN 70%～80%，出水可以达到 GB 8978—1996 一级标准。

SH-A 工艺适合应用于含氮高、毒性强的有机工业废水，如焦化废水，并可广泛应用于化工、煤气、化肥、养殖、垃圾渗滤液等有机废水脱氮处理。

4. 采用活性污泥法处理焦化废水的技术改造

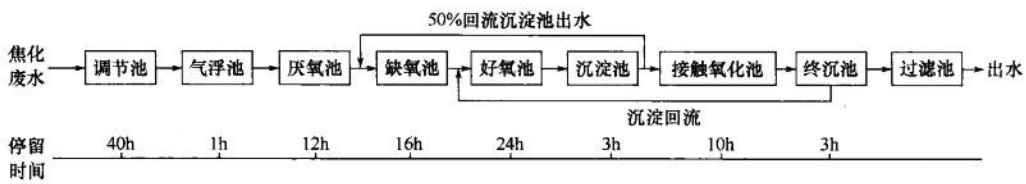
安徽某焦化厂综合废水量为 $120m^3/h$，日处理 $2980m^3$，大约相当产焦 100～120 万吨/年的焦化废水量。原水水质及处理要求见表 14-13。

表 14-13 原水水质及处理要求

指标	COD_{Cr} /(mg/L)	NH_3-N /(mg/L)	SS/(mg/L)	氰化物 /(mg/L)	酚/(mg/L)	油/(mg/L)	pH 值	色度/倍
原水水质	2500～4000	150～500	70～100	≤5	≤260	≤80	6～9	
处理要求	≤150	≤25	≤150	≤0.5	≤0.5	≤10	6～9	80

注：处理要求为 GB 13456—92 中的二级标准。

改造后采用 A^2/O 工艺，工艺流程如下：



原焦化废水 COD_{Cr} 去除率稳定在 90%上，当 COD_{Cr}＜3000mg/L 时，出水 COD_{Cr} 在 180～200mg/L，一般不高于 200mg/L，当 COD_{Cr} 在 2700mg/L 以下时，可使出水 COD_{Cr}≤150mg/L。

当进水氨氮不高于 500mg/L 时，系统对氨氮的去除率可高达到 90%以上，但出水氨氮 30～50mg/L，当氨氮在 200～250mg/L 时可使出水氨氮≤25mg/L，需要加大回流比和延长水力停留时间，来改善出水水质。

当进水酚浓度不高于 200g/L 时，酚的去除率高达 97%，出水酚≤0.5mg/L。当进水氰化物≤10mg/L 时，去除率在 95%以上，出水氰化物≤0.5mg/L。

此工艺脱色效果不佳，出水色度仍在 100 倍左右，不能达标，需进一步深度处理或投加脱色药剂或用臭氧消毒脱色。

七、分析与探讨

①当焦化废水 COD_{Cr} 未超过 2000mg/L，其他指标也较低时，基本说明产品回收较好，蒸氨、脱酚、苯、焦油等回收较彻底，实例一采用 A^2/O 工艺，可使出水基本达到 GB 8978—1996 二级

标准，相近于 GB 13456—92 的二级标准。

②当焦化废水污染浓度中等，COD_{Cr}为 2000～2500mg/L 时，选用 A^2/O 工艺，后级再投加药剂混凝沉淀和采用物化处理，出水基本可达到 GB 13456—92 的二级标准（类同 GB 8978—1996 二级标准），如实例二。

③当焦化废水浓度较高时，COD_{Cr}在 2500～3000mg/L 时，其他如氨氮等也较高时，选用 A^2/O 工艺处理出水基本上达到 GB 123456—92 的二级标准或 GB 8978—1996 的二级标准，个别指标如色度等不达标，如实例四。

④当焦化废水浓度高时，COD_{Cr}在 3000～4000mg/L 甚至更高时，则处理工艺就要更复杂。若 COD_{Cr}超过 4000mg/L（例如 4000～5000mg/L），则在水解酸化与氧化之间宜增加前级好氧与沉淀，类似 SH-A 工艺的前段，而后级 BAF 还是必要的，这一组合工艺的采用，预计可使焦化废水的处理出水达到 GB 8978—1996 的一级标准，如果还要求达到更高的水质要求时，例如作为循环冷却水或补充水时，则还应进一步处理，加强深度处理。如后级为 MBR 工艺，应用微滤、超滤等高性能膜处理法，可使出水达到更高的水质标准。

⑤我国 20 世纪 80～90 年代的焦化废水处理多采用活性污泥法，90 年代以来到 21 世纪初，选用 A/O、A^2/O 工艺，由于当时环境保护要求不高，还是可以达到要求，COD_{Cr}、NH_3-N、SS、挥发酚、氰化物、油类等排放标准只要求二级标准（如 GB 13456—92 或 GB 8978—1996），实际上用活性污泥法处理焦化废水是难以达标的。后来随着环境保护要求的提升，有些地方的水域要求达到 GB 8978—1996 的二级标准，采用 A/O、A^2/O 等工艺的运行效果并不都十分理想，必须要增加深度处理、臭氧处理、膜处理等组合工艺，才能奏效。

⑥焦化废水处理后尽量回用于生产工艺，做到废水“零”排放。对于钢铁联合企业，可将焦化废水经一级或二级处理后，可送往临近的洗煤厂，作洗涤、洗煤补充水或送往高炉作冲渣补充水；经过生物脱除磷处理后的水可回用于焦化厂作熄焦用水或进一步经深度处理后作为焦化厂的循环冷却用水或循环冷却补充水等用水。

⊙本文作者：周国成，姜达君，王春林，王洪春，倪晓红，姜克锋，陈铁树，余计仁

第十五篇

煤化工企业废水处理技术方案讨论

一、概况

山西省是我国的能源大省，产煤量大，储量丰富，年产煤数亿吨。除本省使用外，大量外运到全国各地及出口国外。近年来该省兴起煤化工产业，主要是生产合成氨、尿素、甲醇等产品，在生产过程中产生废水，其水质成分含 COD_{Cr}、氨氮极高，有高氨氮废水之称，必须经处理后排放或回用。笔者曾参加了山西某大型煤化联合企业环境治理项目的招投标工作，主要进行废水治理和纯水处理，下面对煤化工企业废水治理可行性技术方案进行讨论分析。

二、水质水量情况

煤化工企业废水及使用的再生水水质状况见表 15-1 和表 15-2。

表 15-1 煤化工企业废水水质状况

水质项目	原废水	要求达到的处理水质	炼焦造气的废水水质	上海某化肥厂碳化煤球制氮肥	中型氮肥厂循环水质
pH 值	6～9	6～9	7～8	7～8	7～9
COD_{Cr}/(mg/L)	600～800	≤50	23～360	80707	
SS/(mg/L)		≤3	50～500	50～500	
油/(mg/L)	20～30	≤5			
硬度/(mg/L)					
氯化物/(mg/L)				4.16	
酚/(mg/L)			10～30		
NH_3-N/(mg/L)	200～250	5～15	40～470	240.62	<1.5
S/(mg/L)	0.5～1.0	≤0.1		6.03	
硫化物/(mg/L)			0.01～30	6.07	
水温/℃			50～60		
用水量/(m^3/t 氨)			30～70		

表 15-2 某煤化工企业使用再生水作循环系统补充水的水质状况

项目	补充水	循环水
pH 值	7	7.9
硬度(以 $CaCO_3$ 计)/(mg/L)	150	330
碱度(以 $CaCO_3$ 计)/(mg/L)	95	150
Cl^-/(mg/L)	121	282
NH_3-N/(mg/L)	0.4	13
COD_{Cr}/(mg/L)	21	30
SS/(mg/L)	4.2	4.4

合成氨废水水质水量见表 15-3。

表 15-3 合成氨废水水质水量

企业规模(生产能力)	排水量/(m^3/t 氨)	污染物质浓度(除 pH 值外,单位均为 mg/L)						
		pH 值	悬浮物	氰化物 CN^-	挥发酚	硫化物	COD	NH_3-N
大型厂(≥30×10^4t/a)	11.00	8.68	46.94	0.05	0.02	0.05	116.21	168.86
中型厂(4.5×10^4～30×10^4t/a)	217.94	8.26	142.81	0.93	0.08	0.65	64.22	713.60
小型厂(<4.5×10^4/a)	249.40	8.27	212.65	0.94	0.20	1.73	109.13	58.21

三、水量

煤化工企业产生的废水量根据生产规模而定。本例是大型煤化工联合企业，合成氨年产量在 30 万吨以上，所产生的废水量建议单位定为 200m^3/h；如果以合成氨年产量在 40 万～50 万吨计算，联合企业废水量将达到 300m^3/h 左右。

四、处理技术讨论

原废水 COD_{Cr}、NH_3-N 及硬度等较高，NH_3-N 要求处理到 5～15mg/L，处理率要达到 95%以上，COD_{Cr}虽然高达 800mg/L 左右，选择生物处理合建式工艺可以解决，而硬度高达 1000mg/L，也是较高的，但各种生物处理工艺难以达到处理率 80%以上，重点应从这几项主要指标着手选择可行性技术方案。

1. 去除氨氮的方法

为去除 COD_{Cr}、BOD_5、SS 等采用生物处理工艺较多，而对煤气化、煤化工联合企业的废水

处理过去也有少量报道，大体有 A/O、两级 A/O、A^2/O、SBR、SBR＋BAF、A^2/O＋MF、A^2/O＋MF＋NF、A^2/O＋MF＋RO 等工艺。但在已建的工程实践实际运行中，A/O、两级 A/O、A^2/O、SBR、SBR＋BAF、A^2/O＋MF 等工艺对去除 COD_{Cr}、BOD_5、SS 可达到要求，而对 NH_3-N、TN、硬度等指标难以达到去除率 95%以上，因此要寻求新的较好的处理工艺进行可行性论证与比较。

去除氨氮的方法较多，大体有化学中和法、化学沉淀法、膜分离法、空气吹脱法、蒸汽汽提法、折点加氯化法、离子交换法、生物脱氮法及高级氧化法等，但实际采用的并不多，其中常用的有空气吹脱、蒸汽汽提等方法。因煤化工联合企业产生的含氨氮废水属于中等浓度，蒸汽汽提耗蒸汽量大、能耗高，空气吹脱要两次调节 pH 值，所用空气量大、药剂耗量大、能耗高、操作较复杂，运行管理也有一定难度，也不太适用。而生物脱氮与膜处理组合方案是可以达到处理要求的。各种处理工艺对 NH_3-N、COD_{Cr}、TN、TP、硬度等去除率见表 15-4 和表 15-5。

表 15-4　活性污泥法及演变的工艺去除率　　单位：%

项目	A/O	A^2/O	SBR	CASS	SH-A
NH_3-N	50～70	70～80	50～60	75～80	95 以上
TN	40～50	50～60	70～80	50～60	70～80
TP	50～60	60～170	41～55	60～70	60～75
COD_{Cr}	80～90	85～95	50～60	＞90	＞95
BOD_5	85～90	85～95	65～85	＞85	＞90
SS	80～90	80～90	80～90	＞85	85～90

表 15-5　较新工艺及组合工艺的去除率　　单位：%

项目	巴登夫两级厌氧两级好氧	A^2/O＋MF	合建式 Orbal 氧化沟	A^2/O＋MF＋NF	A^2/O＋MF＋RO
TKN	83～92	80～95	95 左右	85～95	95～98
NH_3-N	90～95	80～90	80～90	85～95	90～95
TP	97	90～95	60～70	80～95	90～95
COD_{Cr}	＞95	90～95	90～95	90～95	90～98
BOD_5	＞90	90～95	90～95	90～95	95～98
SS	90～95	99～100	90～95	98～100	99～100
硬度				60～80	90～98
除盐				60～70	94～99
脱色度		70～85		90～95	95～98

最新脱氮方法有全程自养脱氮、短程脱氮、半硝化脱氮、厌氧氨氧化脱氮等新工艺，大都处于试验研究阶段，真正实用的不多，尤其是煤化工行业还没有应用实例，是今后努力方向。

我国应用 MBR 工艺处理几种废水的效果概况见表 15-6。

表 15-6　我国应用 MBR 工艺处理几种废水的效果概况

项目	医院废水			洗浴污水			生活污水			黄泔废水			制药废水		
	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%
SS/(mg/L)	157	0	100	178	0	100	348	0	100	4750～5470	＜10	＞99	430～1033	＜10	＞97
COD_{Cr}(mg/L)	286	10	96.5	370	10	97.3	565	10	98.2	500～12000	＜100	＞90	1500～4900	＜180	＞90
BOD_5/(mg/L)										6850	＜10	＞90	500～1633	＜10	＞98
NH_3-N/(mg/L)	24	1.2	95.0	21.5	1.1	95	25	0.7	97.2	130～180	＜5	＞95	297～350	＜15	≥95
浊度/NTU	58	1.0	98.3	69	1.1	98.4	61	1.2	98						

从表 15-6 可以看出，MBR 工艺对 SS、COD_{Cr}、BOD_5、NH_3-N、浊度等水质指标有很高的去除率，这是因为采用了 A/O 与 MF 组合或 A^2/O 与 MF 组合而成的 MBR 处理工艺共同作用，对照煤化工废水和黄泔废水、制药废水、生活污水，则氨氮完全有保证从 200～250mg/L 降至 5～15mg/L，COD_{Cr}由 800mg/L 降至 50mg/L。

2. 奥贝尔(Orbal) 氧化沟工艺

山东省文登市污水处理厂（4 万吨/天）处理效率见表 15-7。

表 15-7 山东省文登市污水处理厂（4 万吨/天）处理效率

日期		9.1	9.4	9.8	9.11	9.15	9.19	9.22	9.25	9.28	9.30
NH_3-N	进水/(mg/L)	192	135	30	135	114	85	106	134	195	184
	出水/(mg/L)	13.2	5.1	5.3	8	9.6	2.4	2.1	2.7	1.8	2.9
	去除率/%	93.1	96.2	82.3	94.1	91.6	97.2	98	98	99	98.4
COD_{Cr}	进水/(mg/L)	685	1310	1190	595	927	805	685	1675	852	814
	出水/(mg/L)	89	95	71	77.4	59	62	68	65	63	70
	去除率/%	87	92.7	94	87	99.6	92.3	90.1	96.1	92.6	91.4

全国城市污水处理厂应用 Orbal 氧化沟工艺的不在少数，尤其是中小型城市污水处理厂；如无锡市城北污水处理厂（10 万吨/天）、方城市污水处理厂（5 万吨/天）。

而山东文登市污水处理厂采用的 Orbal 氧化沟工艺能处理到如此效果具有一定的代表性。从表 15-7 的数据可以看出，该工艺的脱 NH_3-N 效率可达 82%～99%，去除 COD_{Cr}在 87%～96%，要使煤化工企业的废水用 Orbal 氧化沟工艺，使 COD_{Cr}由 800mg/L 左右处理到出水≤50mg/L，NH_3-N 由 250mg/L 处理到出水 5～15mg/L 还不易保证。如果在运行中加强调整硝化、反硝化及回流比等运行参数，调节好各沟道的溶解氧浓度，使运行处于较佳状态时有可能达到要求，但其运行生产要精心操作，其稳定性比较差，要靠自动监测与运行联动。由于稳定性和保证率不易控制，暂不宜选择应用。

3. SH-A 工艺

SH-A 工艺是国内用于焦化废水处理的较新工艺，在焦化行业应用仅有几年历史，其效果与 MBR、合建式 Orbal 氧化沟等工艺十分相近；A^2/O+MF+RO 工艺兼有脱氮除磷除硬度等多重性，有相等优势。SH-A 工艺近年来应用于焦化废水处理工程提标改造中获得成功，其流程如下。

焦化废水→调节池→隔油池→好氧池→沉淀池→厌氧池→好氧池→混凝沉淀池→出水

该工艺于 2006 年在丹东焦化厂测试成功，焦化废水 COD_{Cr} 2000～4000mg/L，氨氮 200～450mg/L；SH-A 工艺出水 COD_{Cr}≤100mg/L，氨氮≤15mg/L，总氮≤25mg/L。

技改前后情况如下。改造前该厂废水 COD_{Cr}去除率为 80%～90%，氨氮去除率为 50%～60%，总氮去除率为 30%，存在污水排放不达标，回用于熄焦、腐蚀设备及二次污染问题，应用 SH-A 工艺改造后，废水 COD_{Cr}去除率达到 95.7%～98.3%，氨氮去除率达到 97%～100%，总氮去除率达到 70%～80%，出水可达到《污水综合排放标准》（GB 8978—1996）一级排放标准。

原工艺运行过程中动力消耗大，处理费用高，SH-A 工艺处理焦化废水节省建设资金，动力消耗小，脱氮效率高，无需外加碳源，处理费用低。

SH-A 工艺适宜应用于高氮、毒性强的有机废水处理，可广泛应用于焦化、化工、煤气、化

肥、养殖、垃圾渗滤液等领域的有机废水脱氮处理。

4. A^2/O+MF 工艺或倒置A^2/O+MF 工艺

微滤膜 MF 与曝气池组合工艺不但起到曝气池与二沉池的功能，而且利用微滤膜孔的截留作用，可以在原 A^2/O 工艺处理效果基础上加强脱除浊度、COD_{Cr}、BOD_5、SS、NH_3-N 等污染物质的净化作用，对本项目要求达到的 COD_{Cr} 去除率 92%～94%、油 75%～85%、SS 95%、NH_3-N 94%～98%是没有问题的。国内已有 MBR 工艺处理生活污水、医院废水、黄泔废水、制药废水等的去除率都很高，使出水达到了很高的标准，对 SS、COD_{Cr}、BOD_5、NH_3-N、浊度等的去除率分别达到>97%、>90%、>98%、≥95%、>98%、≥98%，足以说明该组合工艺的高效率，但硬度不能保证达标，因此要进一步硬度脱除处理。

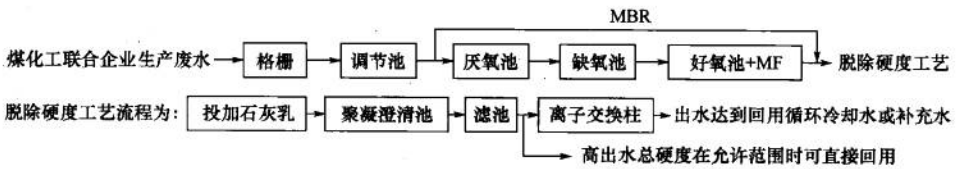
国内大中型热电厂和发电厂的循环冷却水去除硬度均采用石灰处理，投加石灰聚凝沉淀、过滤或投药混凝沉淀过滤工艺，由于采用 MBR 工艺对总硬度究竟能去除多少在较多资料中没有报道，个别资料报道了超滤膜对 Mg^{2+} 的去除率只有 2.81%，对 Ca^{2+} 也无实践数据，因此判断 A^2/O 与 MF 组合的 MBR 工艺对硬度不会有太大的去除率。为了稳妥安全，因此在 A^2/O 与 MF 组合工艺基础上增加石灰乳混凝澄清过滤工艺以去除硬度，从进水 1000mg/L 降至出水≤200mg/L（热电厂要求的循环冷却水总硬度尚不统一，大体在 100～200mg/L，有的要求<100mg/L，北京华能热电厂要求≤80mg/L），由此看来采用常用工艺是可靠的、稳定的。如果采用膜处理工艺，主要是纳滤或反渗透膜可去除总硬度的效率甚高，尤其是反渗透膜可达到 95%～99%的效率，可使总硬度处理到<10mg/L，可作为锅炉补给用水。要求的出水水质中硬度<200mg/L，究竟选用何种去除硬度的技术方案，最好进行综合性的技术经济比较。但由于建设方对总硬度中的永久硬度与暂时硬度未明确，加上处理水量不大，比电厂或热电厂的循环冷却水小得多，另一方面也为了管理运行便利，初步认为采用如下 MBR-RO 膜集成工艺比较合适。

5. MBR-RO 膜集成工艺的选择

MBR 与 RO 工艺相结合的双膜法废水回用处理技术可弥补单独使用 MBR 技术和 RO 技术的不足，由于新型的浸没式平板膜 MBR 中的微滤膜系高分子聚合膜，具备很强的抗污染能力和高的产水率、无需反冲洗、动力消耗低，同时采用废水处理的抗污染的 RO 膜，具有低压运行、产水量高、脱盐率高、耐污染性能好等优点，因此作为煤化工联合企业的废水处理与回用工程是首选。

6. 煤化工废水硬度的处理

（1）类似热电厂冷却水硬度处理方法　处理工艺流程如下。



热电厂循环冷却水硬度处理应用实例见表 15-8。

表 15-8　热电厂循环冷却水硬度处理应用实例

厂名	热电厂规模	回用水水源水量	去除硬度工艺与效果
华能北京热电厂	2×185/220MW	利用水源，城市污水回用 2000mg/h	石灰澄清过滤工艺达到总硬度 85～100mg/L，暂时硬度 50～60mg/L
河北邯郸热电厂	2×200MW	利用水源，城市污水回用 2000mg/h	
山西侯马热电厂	2×50MW	利用水源，城市污水回用 2000mg/h	
北京东郊热电厂		利用水源，城市污水回用 2×10000mg/h	

（2）MBR-RO 膜集成工艺　这一工艺是在 MBR 处理工艺基础加上 RO 膜组合而成的 A^2/O 生化与双膜集成的处理工艺。工艺流程如下。

表 15-9 是 MBR-UF、MBR-RO 膜集成工艺在工业废水处理中的应用实例。

表 15-9 MBR-UF、MBR-RO 膜集成工艺在工业废水处理中的应用实例

项目	山西某煤化工企业		新疆独山子石化厂		中石化齐鲁分公司胜利厂		张家港保税区		洛阳石化总厂冷却水补充水质	首钢发电厂	华能北京热电厂	江苏大屯煤电公司锅炉用水
	原废水	要求达到水质	循环补充水	锅炉补充水	超滤达到	RO出水	污水厂二级出水	RO出水				
pH 值	6～9	6～9	6.5～9.0	6.5～7.2			6～9	6.5～7.5	6.8～8.5	7.6	7.5	
COD_{Cr}/(mg/L)	600～800	≤50	≤50	COD_{Mn}≤0.1	≤30		80	<10	<5	11.5	20～40	
SS/(mg/L)		≤3	≤10		≤0.5		70	<0.5	<5	13	<10	
油/(mg/L)	20～30	≤5			≤0.5							
NH_3-N/(mg/L)	200～250	5～15	≤5	≤0.5			15	<3	<1,TN<5	3.82		
硫化物/(mg/L)	0.5～1.0	≤0.1	<0.1									
浓度/NTU			≤10	≤0.3		0.2	10	<0.5				≤1.0
BOD_5/(mg/L)				≤0.5			200	<5		5.3	<5	
SO_4^{2-}/(mg/L)			≤300	≤0.2			900	<30		196	160	
石油类/(mg/L)			<5							2.2		
铁/(mg/L)							0.5	<0.04		0.192		
锰/(mg/L)							1	<0.05		0.053		
Cl^-/(mg/L)			≤250	≤10			700	<55	<300	265	180	
总硬度/(mg/L)	<1000	≤200	≤150	≤3			600	<60	<250	342	1.7cpm	≤1
Ca^{2+}/(mg/L)							180		<40	84.2		
总碱度/(mg/L)							480	<45	<250	190	0.6cpm	
总磷/(mg/L)			PO_4^{3-}≤2	≤0.02			0.5	<0.5	<1	0.3		
溶解性固体/(mg/L)				≤0.4						1060	600	
电导率/(μS/cm)			≤1500	≤100						1260		≤25
TDS/(mg/L)				≤50			2600	<150				105

⊙本文作者：钱盘生，刘立忠，周建强，周中民，蒋鸿明，徐熊堂，蒋维滔，周国成

第十六篇

造纸废水处理技术与探讨

一、概述

20 世纪 90 年代以来，为了保护自然环境和生态平衡，减轻造纸工业污染，特别是制浆黑液对环境的污染，我国造纸工业已经逐渐抛弃“以麦草为主”、改变“小而散”的局面，对原料结构和产品结构进行了很大的调整，以商品浆和废纸取代自制浆，建设了一批有竞争力的大中型造纸企业，生产白纸板、白卡纸、箱板纸、瓦楞纸等适应市场和人民生活需要的各种产品。

造纸工业既是水污染大户，又是用水大户，例如以商品浆和废纸为原料的造纸生产，根据规模、设备规模、生产规模等因素，吨纸耗水数十吨至几百吨，一座年产 10 万吨的造纸厂，每日

耗水量达2.5万～3.5万吨。为了节约我国有限的水资源，寻求造纸废水处理后的回用可行性，是一个具有明显的现实意义和长远意义的新课题。我国造纸企业大多数为纸浆造纸企业，其特点是数量多，规模小，污染浓度大，碱回收仅限于大中型碱法制浆厂。

二、造纸废水的产生及水质水量

1. 造纸废水中的污染物及其来源

造纸厂水污染主要来自化学制浆过程，我国化学制浆占总浆量的80%左右，其中烧碱及硫酸盐法占70%以上。

制浆造纸过程排放的主要污染物有如下几种。

①悬浮物：分可沉淀的和不可沉淀的两类。

②易生物降解的有机物：如低分子的半纤维素、甲醇、乙酸、蚁酸、糖类等。

③难生物降解的有机物：主要是木素及大分子碳水化合物，通常是带色素的。

④毒性物质：如多种氯代有机化合物，尤其是剧毒的二噁英。

⑤酸碱物质与辅助化学品助剂等：漂白废水pH值可低于2，也可高于12，某些酸法酸洗浆厂的废水pH值低于1.2～2.0。

⑥色素：制浆废水中所含残余中，木质素是高度带色素的，以黑液为代表。

由于制浆造纸废水中的有机污染物难以用生物分解处理及其高色度也不易处理，处理费用也十分昂贵，因此应尽量采取厂内防治措施，使污染最大限度地减少或消失在工艺工程之中，即推广应用清洁生产技术。

目前最常用的黑液回收方法是碱回收和木质素回收。采用木质素回收，每吨浆大约可回收250～350kg碱和木质素。碱回收工艺回收的是黑液中的碱和热能，可在造纸厂内部全部消化，环境、经济效益显著。如佳木斯造纸厂碱回收率93%，仅此一项年利税达1.3亿元。黑液BOD_5负荷降低95%，因此碱回收是首选的。

2. 水量与水质

目前国内造纸企业因原料、设备、工艺标准等不同，排水量差异较大，通常吨纸产品排水量在100～200m^3，低者小于50m^3，高者超过200m^3。废水水质因排水量而异，吨纸产品排水量低，则排放废水中的污染物浓度高；吨纸产品排水量高，则废水水质浓度较低或低。一般状况下，废水水质如下：

①吨纸产品排水量为60m^3左右时，SS 2000～2500mg/L，COD_{Cr} 2200～3500mg/L；

②吨纸产品排水量为150m^3左右时，SS 700～1100mg/L，COD_{Cr} 800～1200mg/L；

③吨纸产品排水量为200m^3左右时，SS 400～600mg/L，COD_{Cr} 500～600mg/L；

④少数纸厂在碱回收不彻底状况下，COD_{Cr} 4000～5500mg/L；

⑤个别特种造纸厂（如香烟过滤嘴纸厂），COD_{Cr} 6000～8000mg/L。

三、造纸废水处理常用技术

1. 造纸废水处理要解决的主要问题

造纸废水中的SS和COD_{Cr}含量高，而N、P含量偏低，根据国家排放标准的规定和回用水的要求，此类废水主要要解决的问题是去除SS和COD_{Cr}等污染物质。

造纸废水中的COD_{Cr}由非溶解性和可溶解性的COD_{Cr}两部分组成，通常在造纸废水中非溶解性的COD_{Cr}占COD_{Cr}总量的大部分，因此当SS被去除时，非溶解性COD_{Cr}同时可大部分被去除而降低。而废水中的BOD_5/COD_{Cr}一般为0.15～0.25，生化性差。大部分BOD_5和可溶解COD_{Cr}主要采用生物法来去除。

2. 国内处理技术概况

在欧洲有采用厌氧处理技术对高浓度的造纸废水进行处理的实例。如脱墨废水含黑液较多，应先进行预处理，再同其他废水混合进行好氧处理。这种处理方法的前提是需要有相应的生产工艺和先进的生产设备相配套，提高废水中可溶解性 COD_{Cr} 的浓度，使之能进行好氧处理。而在北欧、亚洲和我国台湾地区，比较广泛采用的是物化＋生化处理方法，而浓度较高和高浓度的造纸废水采用的是物化、厌氧、好氧、混凝沉淀、过滤等处理技术，使之达到排放或回用要求。

3. 国内的处理技术

(1) 预处理　由于造纸废水的垃圾和纤维较多，必须通过格栅、格网截留垃圾、杂物等，及用细目斜网回收纤维，再回用于造纸。

(2) 气浮或沉淀法　气浮或沉淀法可去除大部分 SS、细纤维等，同时可去除大部分非溶解性的 COD_{Cr}。对一些吨纸产品排水量在 $200m^3$ 左右的小型企业，不含黑液，由于排水量大，废水浓度低，通过气浮或沉淀后，处理后出水水质有可能接近或达到国家排放标准，但是污染物的排放总量可能不能完全达到控制目标。

(3) 气浮或沉淀法同时生化处理相结合　造纸废水经气浮或沉淀可以去除大部分的 SS 和非溶解性 COD_{Cr}，再用生物法进一步去除溶解性的 COD_{Cr} 和 BOD_5，使 COD_{Cr} 和 BOD_5 均能达到国家排放标准。

对于吨纸废水排放量在 $150m^3$ 以下，废水 COD_{Cr} 在 800～1000mg/L 以上的大中型企业，由于原废水中的 SS 和 COD_{Cr} 浓度提高，不可能期望通过气浮或沉淀的处理方法，使处理水质达到 GB 8978—1996 的一级标准，因此，势必要在物化处理后采用比较经济、合理、实用、有效的生物处理方法，最终使处理水质达到排放标准。

(4) 生物处理　生物处理中包括常规活性污泥法和以活性污泥法为基础的发展技术，如 A/O、A^2/O、AB、SBR、CASS、ICEAS、CEAS 等演变方法，其中 A/O 法为最多的选择，由于中等浓度的造纸废水（指 COD_{Cr} 浓度≤3500mg/L）往往用常规活性污泥法难以处理到达标排放，这主要是非溶解的 COD_{Cr} 大量存在，必须要通过缺氧或水解酸化过程将难生物降解的大分子物质转化为易降解的小分子物质，提高 B/C，通过生化处理使废水出水达到 GB 8978—1996 一级标准，经多处实际应用达到了较好的处理效果。

(5) 预处理—水解—厌氧—好氧的处理方法　有些造纸废水中 COD_{Cr} 达 5000～7500mg/L 时，上述任何一种处理方法都无法完全奏效，因此必须引入一种较为复杂的系统处理方法。试验研究与实践证明，高浓度造纸废水通过预处理—水解酸化—厌氧—好氧（Ⅰ）—好氧（Ⅱ）—过滤的处理方法才能解决。

(6) 集回收、回用和废水处理于一体的综合处理技术　由上述可知，目前国内外对造纸废水处理大多着眼于使处理水质达到排放标准，笔者认为根据造纸生产的特点，合理的处理方法是使废水处理更能适应环境保护和生产发展的要求，应该发展与应用处理和回用相结合的处理技术。这一技术的基本点是：

①采用格栅与斜网过滤，以阻拦截留块状垃圾杂物和去除相当数量的粗纤维、SS 及非溶解性 COD_{Cr}，并且达到造纸废水中纤维的回收利用；

②采用气浮（尤其是高效浅浮气浮）或沉淀方法，去除大部分细纤维和非溶解性的 COD_{Cr}，使部分出水可回用于碎浆、打浆的生产用水；

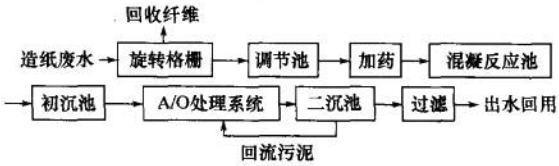
③采用 A/O 为主的生化法，使出水达标排放，根据需要，部分出水再经二级好氧或过滤，使出水 SS≤30mg/L，可回用于造纸网上的冲网生产用水；

④对高浓度的造纸废水宜采用预处理—水解酸化—厌氧—好氧（Ⅰ）—好氧（Ⅱ）—过滤等处理技术，使处理出水保证达标排放，更应立足于回收利用。

四、工程实例

1. 宁波中华纸业公司

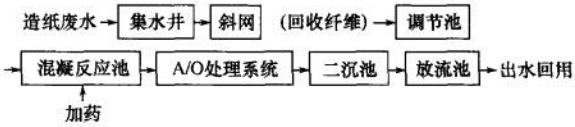
宁波中华纸业公司主产涂布白纸板和白卡纸板，年产纸 45 万吨，主要原料是商品木浆、废新闻纸、废箱板纸、混合废纸等，处理水量为 46000m³/d（一期）。采用 A/O 工艺处理，工艺流程如下。



该工程稳定运行后的测定结果如下：实际处理水量 35000～40000m³/d，进水 pH 值 7.1～8.9，COD_{Cr} 1500～3500mg/L，SS 1400～3000mg/L，经处理后的出水 COD_{Cr} 60～100mg/L，SS 20～30mg/L，达到并超过了国家 GB 8978—1996 一级排放标准。

2. 山东太阳纸业有限公司

山东太阳纸业有限公司年产纸 20 万吨，主要原料为商品浆板与废纸，处理水量为 26000m³/d。废水处理采用 A/O 工艺，工艺流程如下。



该公司废水及出水水质见表 16-1。

表 16-1　废水及出水水质

项目	COD_{Cr}/(mg/L)	SS/(mg/L)	pH 值	BOD/(mg/L)
原水	1500～2500	1200～2200	7.0	1000
出水	50～90	15～30	6～9	20～30
设计要求	150	100	6～9	60

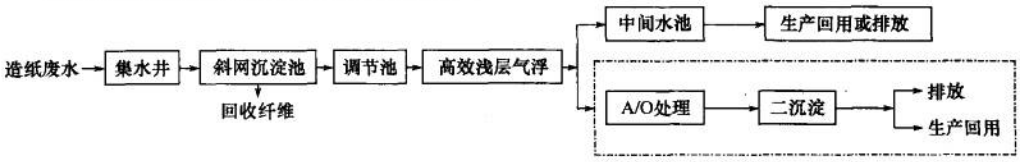
3. 浙江永泰纸业有限公司

浙江永泰纸业有限公司年产涂布白纸板 10 万吨，主要原料是商品木浆与废纸等，处理水量 45000m³/d，一期工程为 30000m³/d。该公司设计水质见表 16-2。

表 16-2　设计水质

项目	pH 值	COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	SS/(mg/L)
设计水质(斜网之后)	6.5～7.5	750	350	600
排放一期工程要求水质	6～9	150	60	70
排放二期工程要求水质	6～9	100	30	70

废水处理采用 A/O 工艺，工艺流程如下。



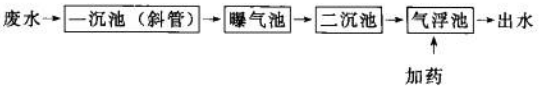
注：虚线部分为二期工程

一般碎浆打浆用水 SS≤100mg/L，造纸冲网用水要求 SS≤30mg/L，而对 COD_{Cr} 的要求在 200mg/L 以下（≤150mg/L）。

经高效气浮后 COD_{Cr} 去除 80.5%，SS 去除 91.9%，达到了 GB 8978—1996 一级标准，企业将 30%～50%的处理出水回用于生产之中。

4. 浙江嘉兴民丰造纸厂

浙江嘉兴民丰造纸厂以稻草、芦竹、麻为原料，处理水量为 20000m³/d。废水处理工艺流程如下。



进出水水质及处理效果见表 16-3。

表 16-3 进出水水质及处理效果

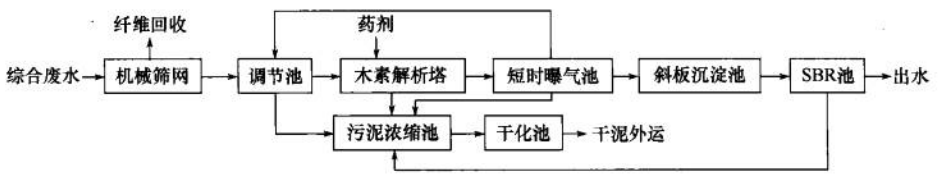
项目	原废水	一沉池		生物处理		化学处理(气浮)		全流程
		出水	去除率/%	出水	去除率/%	出水	去除率/%	总去除率/%
BOD_5/(mg/L)	502.5	483.1	3.9	32	93.4	14.3	55.3	97.2
COD_{Cr}/(mg/L)	1857.7	1743.7	6.1	73.2	58	306.3	58.2	83.5
SS/(mg/L)	566.3	311.7	45	68.9	—	80.2	—	85.8
酚/(mg/L)	3.82	—	—	0.037	99	—	—	99
pH 值	7.5～9.0	7.1～8.7	—	7.1～7.6	—	6.1～6.9	—	—

5. 开封市腾飞造纸厂废水处理工程

该厂以麦纤等草类植物为原料，采用烧碱法制浆工艺，年产文化用纸 5000t。该厂原生产过程中的废水未经治理，使附近水域遭受严重污染。造纸生产流程为：麦纤原料→备料→烧碱蒸煮→漂洗→纸机抄造→文化用纸（成品）。

设计废水处理规模为 280m³/h，日处理水量 5920～6000m³。

处理工艺流程如下。



造纸综合废水（黑液、中段水、纸机白水）由排水沟自流至调节池，均质均量后由污水泵加药经过静态混合器，送至木素解析塔，同时在泵前，木素解析塔内分别投加三种不同药剂。调节池沉淀污泥定期清理，至污泥浓缩池处理，木素解析塔采用机械刮泥，同时用污泥泵排至污泥浓缩池，木素解析塔出水自流至短时曝气池，剩余污泥采用污泥泵排至污泥浓缩池或回流至调节池，斜板沉淀池出水排至集水井，然后由泵送至 SBR 反应池，SBR 出水排至厂外现有排水沟或回用，污泥经污泥浓缩池浓缩后，送至干化池，干泥焚烧或外运堆肥。

该厂进出水水质及主要污染物质的去除率见表 16-4。

6. 江西南昌造纸厂中段废水处理工程

该厂废水处理量 30000m³/d，进水 COD_{Cr} 5100mg/L，BOD_5 2040mg/L，SS 3300mg/L，pH 值 8～10。设计出水严格要求执行 GB 3544—92 新扩改二级标准：COD_{Cr}≤350mg/L，BOD_5≤

120mg/L，SS≤200mg/L，pH 值 6～9，色度≤80。

表 16-4　进出水水质及主要污染物质的去除率

处理单元	COD_{Cr}/(mg/L)			BOD_5/(mg/L)			SS/(mg/L)		
	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%
调节池	5000	4750	5	1500			1400	1190	15
木素解析塔	4750	2375	50	1500	1200	20	1190	238	80
短时曝气池	2375	1187	50	1200	180	82	238	167	30
SBR 池	1187	416	65	180	141	20	167	133	20
总去除率			90			90.1			90.5

处理工艺流程如下。

五、高浓度造纸废水处理技术与探讨

本部分以山西玉马植物纤维有限公司香烟过滤嘴纸业废水处理项目设计方案为例进行探讨。

1. 原始资料

废水水量 $3000m^3/d$，废水水质及处理要求见表 16-5。

表 16-5　废水水质及处理要求

水质	原水	《造纸废水排放标准》(GB 3544—2001)	要求出水	水质	原水	《造纸废水排放标准》(GB 3544—2001)	要求出水
COD_{Cr}/(mg/L)	7322	≤350	≤300	SS/(mg/L)	2218	≤200	≤150
BOD_5/(mg/L)	391.3	≤120	≤100	pH 值	8.1	6～9	6～9

由于该生产废水按其排放特点，分为酸性废水、碱性废水及其他废水。酸性废水内含 H_2SO_4、Na_2SO_4、H_2S、CS_2等，其主要来源于酸站与制膜车间。碱性废水内含烧碱、低聚合纤维素、半纤维素、S^{2-}等，主要来源于制浆车间、碱站、原液车间和木糖醇车间等，由于该废水属于高浓度有机工业废水，因此处理难度较大。要求经过所拟定的处理工艺与技术处理后的出水水质达到 COD_{Cr}≤300mg/L，BOD_5≤100mg/L，SS≤150mg/L，pH 值 6～9。

2. 处理工艺的选择与设计

制造香烟过滤嘴的纸属于高级纸品，其生产废水浓度很高，均高出一般造纸废水的中段废水数倍甚至近 10 倍，尤其是 COD_{Cr}与 SS 浓度特别高，而 BOD_5浓度极低，BOD_5/COD_{Cr}只有 0.0534，比值甚低，属于不可生化范围，因此要首先加强预处理。在预处理中主要解决 COD_{Cr}与 SS 等污染物质，仅可能提高 BOD_5/COD_{Cr}的值。在预处理中主要去除的是非溶解性 COD_{Cr}。

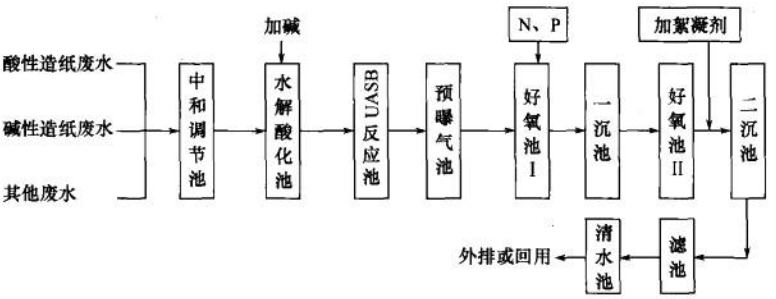
国外造纸废水厌氧处理与好氧处理效果的比较见表 16-6。

表 16-6 国外造纸废水厌氧处理与好氧处理效果的比较

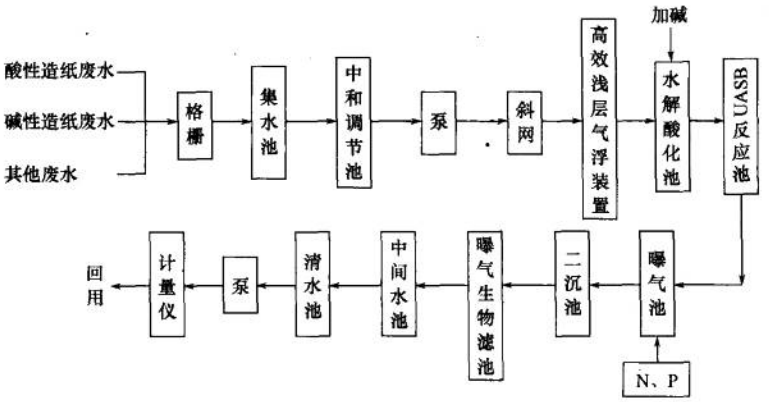
废水类型	处理系统	进水浓度/(mg/L)			好氧去除率/%		厌氧去除率/%		总去除率/%	
		BOD_7	COD	BOD_7/COD	BOD_7	COD	BOD_7	COD	BOD_7	COD
纸浆废水	两级活性污泥法	70	860	0.08	89	46	—	—	92	59
漂白牛皮纸废水	单级活性污泥法	370	860	0.43	35	24	—	—	35	24
纸浆废水	厌氧-好氧	2900	4900	0.592	290	80～85	70～85	50～70	290	80～85
热力机械	厌氧-好氧	2900	4300	0.674	65～85	40～55	70～85	60～70	90～95	80～85
纸浆废水	好氧Ⅰ	2900	4300	0.674	40～60	35～50	—	—	40～60	35～50
纸浆废水	好氧Ⅱ	2900	4300	0.674	90～95	80～85	—	—	90～95	80～85

通过上述论述，参考和对照国外对造纸废水处理技术的应用与实践经验，经分析研究充分考虑到玉马植物纤维有限公司废水处理项目中的水质状况与 B/C 比值重要参数，拟定两个废水处理工艺流程设计，简称方案一、方案二，工艺流程如下。

方案一：



方案二：



上面两个方案中的纤维回收、污泥回流系统、反冲洗系统及污泥浓缩脱水系统等在工艺流程中省略。

3. 评述与讨论

方案二比方案一的处理工艺更完整，增加了在预处理方面的格栅、斜网、气浮池，在生物处理方面方案一比方案二增加了一级氧化，而方案二是以曝气生物滤池来替代，它既有曝气氧化吸附作用，又有生物膜的过滤、吸附、氧化等多重作用；还有一点也是十分重要的，即在生化处理工序的前面，增加了高效浅层气浮装置，能使废水中的 SS、COD_{Cr}等污染物质经气浮后有较大幅度地降低，非常有利于后面的厌氧、好氧等生物处理，因此在整个处理工艺中也是十分重要的。

由于废水水质 COD_{Cr}远大于 BOD_5，B/C 比值仅有 0.0534，属不可生化的工业废水，如果不加强预处理，如方案一直接进入水解酸化池与 UASB 反应池，其处理效果不会很理想。从表16-6中可以看出，B/C 高，处理效果好，B/C 低，处理效果就较差。为此应该首先加强预处理，通过预处理将 B/C 逐步提高，才能有效地发挥水解酸化与 UASB 厌氧反应的作用，因此经气浮、水解酸化与 UASB 两级缺氧、厌氧后可使 B/C 上升到进入生化处理的基本要求，这才能充分发挥后面两级好氧处理工序的作用，提高去除率，确保经上述工艺处理后的出水达标排放或进一步回用的可能，这是非常重要的。对于玉马公司的废水处理项目尤为重要，因此方案二是比较切合实际的。

方案二阐述如下。在拟定设计处理工艺时，考虑到几种废水汇集流入集水池，在集水池前设一道细格栅，拦截一些粗大或块状垃圾。各种废水在集水池内经短时间的混合均合后再流入中和调节池，经较长时间的流动混合，酸碱废水中和，不必加药，可使 pH 值达到 8 左右，这是属于酸碱造纸废水自身调节中和，不必投加酸或碱，是十分有利的。经中和调节池调节 pH 值与水质水量后，使三种废水达到均合均质作用，然后用潜污泵提升到斜网槽，回收粗纤维并利用。由于是制造香烟过滤嘴用纸，预计废水中还含有相当数量的较细纤维素，因此选用高效浅层气浮去除回收纤维和较大幅度地降低废水中的 SS 和 COD_{Cr}。一般气浮池可去除 SS 70%～90%，经斜网与气浮两道工序拦截，预计可去除 SS 80%以上。由于 SS 的大量去除和降低，可使非溶解性的 COD_{Cr}去除 60%～80%，BOD_5去除 10%～20%，若以平均去除率考虑，则可使废水中的 COD_{Cr}降至 2000mg/L 左右，SS 降至 300～400mg/L，BOD_5降至 320～350mg/L，可使 B/C 由原来的 0.0534 上升到 0.16～0.2。再进入水解酸化池进行水解与酸化，通过水解酸化作用，可使污染物质中难降解的大分子物质转化为细小的易降解的小分子物质，通过较充分的反应，预计可使 B/C 上升到 0.3 以上，基本满足 UASB 厌氧反应器对 B/C 的要求。国外的工程实践中应用 UASB 厌氧反应器的处理效果有较高的去除率，其厌氧生化性的主要条件之一 B/C 也应该在 0.3～0.5，当 B/C 在 0.5 左右时，处理效果就较好，B/C 在 0.3～0.4 时，处理率就要低一些。因此，进一步说明预处理采用斜网沉淀池与气浮回收纤维与去除 SS、COD_{Cr}的重要性与必要性。经预处理再进行水解酸化与厌氧 UASB 反应器和两级好氧处理工艺是合理的、稳妥的。二沉池产生的污泥，一部分回流至水解酸化池，增加污泥浓度，强化水解酸化作用，另一方面将部分剩余污泥排入污泥池，再用螺杆泵压入带式脱水机，进行机械脱水，经脱水后的干污泥运至厂外垃圾填埋场处置或另作他用。曝气生物滤池的反冲洗出水回流至调节池再行处理，而经曝气生物滤池处理后的出水流入中间水池，再流入清水池贮存调蓄，经增压泵加压经计量送至回用点，或外排。

六、结论

通过前面的阐述论述，得出以下一些观点和论点。

①从大量的造纸废水处理实践表明，采用的集回收、回用和废水处理于一体的综合处理工艺和技术是有效的、可靠的，符合可持续发展与长远发展的要求。

造纸废水处理中预处理是首先要考虑的，预处理方法主要有格栅、格网、斜网、调节均质和气浮等。通过这些预处理工序，一方面可截留块状物质与大量的纤维（粗细纤维）并均化水质，对后级处理十分有利，同时还可做到资源回收利用，创造经济效益。

对中小型的以纸浆或废纸为原料的造纸企业，由于吨纸产品的排水量约 150～200m^3，少数达 400m^3，原水的 SS 和 COD_{Cr}浓度较低，当采用斜网过滤、气浮或沉淀等方法进行处理时，SS 去除率可达 75%～95%，同时，非溶解性 COD_{Cr}也被去除，一般 COD_{Cr}去除率可达 60%～85%。由于此类废水中的 COD_{Cr}值不高，一般为 400～800mg/L，接近或达到了国家排放标准（指造纸行业的二级标准），部分水也可供生产回用。

对新建的大型造纸企业自行制浆时，首先要考虑建设碱回收项目，从根本上消除污染，同时可产生巨大的经济效益。由于吨纸产品排水量小，约 20～60m^3，废水中的 SS 和 COD_{Cr}等浓度较高，虽然经沉淀一级处理后，SS 去除率 70%～80%，COD_{Cr}去除率 50%左右，但是因为原废水浓度较高，经一级处理后出水水质不能达标排放，必须再进行后续生物处理，以去除可溶解 COD_{Cr}所组成的有机污染物。经生物处理后的出水，一般可达到 pH 值 7～8、COD_{Cr} 100mg/L、BOD_5 20mg/L 左右，基本达到了 GB 8978—1996 一级标准，并且部分可回用于生产。

②一级处理可采用高效气浮法或混凝沉淀法。高效浅层气浮是溶气气浮设备的一项突破，它的水深只有 400～500mm，水力停留时间一般不超过 5min，应用浅池理论和零速度概念，使之达到高效处理，它的表面负荷约为 6～10m^3/（m^2·h），处理能力大，占地面积小，安装方便，易管理，处理效果好，一般情况下 SS 去除率 90%左右，处理出水 SS 在 100mg/L 左右，出水可部分回用于打浆、碎浆等生产用水。

混凝沉淀法是一种成熟稳定的常用处理方法，同气浮法相比，电耗较低，操作较简便，但是在相同条件下，处理效果不及高效气浮法。若为了达到相同的处理效果，混凝沉淀法势必要适当增加投药量。两种处理方法的选用，可结合企业情况，因地制宜地选择，但是当一级处理后的出水要回用于生产时，由于高效气浮对 SS 和 COD_{Cr}的处理效果较好，应该是首选的方法。

③二级处理采用生物处理方法，对造纸中段废水应首选 A/O 法、兼氧-好氧或厌氧-好氧处理法，通过兼氧段的兼氧微生物作用，使造纸废水中复杂的大分子有机物水解酸化成易于被好氧微生物摄取的简单的小分子有机物。为了在兼氧阶段达到水解酸化目的，在 A 段的水力停留时间为 4～6h，对造纸中段废水通过菌种的优化和筛选，还可压缩停留时间在 1～2h，可当作选择池或选择段，尤其是在氧化沟好氧工艺中更是如此。由于大部分有机物在兼氧段被聚磷菌所吸附，在氧化段的丝状菌生长受到抑制，可形成沉淀性良好的污泥，避免了污泥膨胀现象的发生。

④对于高浓度的造纸废水处理，应加强预处理，优化生物处理与深度处理。采用预处理，生物处理与深度处理相结合的综合处理方法是奏效的，国内对造纸废水 COD_{Cr}≤5500mg/L 的已有工程实践，其处理工艺基本上是成功的。对于 COD_{Cr}超过 5500mg/L 而浓度达到≤8000mg/L 时的特高浓度的造纸废水处理，在一般高浓度造纸废水处理工艺成功的基础上，必须增加厌氧段处理与两级好氧段的第二级好氧与过滤工序，才能确保经处理后的出水达到回用目的。

⑤根据造纸生产的特点，某些工序对生产用水的水质要求主要是 SS，例如碎浆、打浆用水，要求 SS≤100mg/L，COD_{Cr}≤200mg/L，造纸冲网用水要求 SS≤30mg/L，而对 COD_{Cr}的要求较宽，一般只要求在 100mg/L 以下。因此一般情况下，对水质浓度不高的造纸废水经过物理处理的出水部分用于打浆，生化处理后的出水部分用于冲网是可行的，若对造纸回用水有更高的要求，如要求回用水达到造纸工艺用水时，也可根据工艺用水的要求和生产不同纸品对水质的具体要求，在一般冲网回用水水质的基础上再进行膜处理的前处理与膜处理（如微滤、超

滤、纳滤和反渗透等）是完全可以达到造纸工艺用水的水质要求的，技术上也是比较成熟、可行的。这样可以节约有限的水资源，为造纸企业开辟第二水源，减少了用水费用，有利于降低成本。

⑥造纸废水中的 COD_{Cr} 与 SS 含量高，处理设施在初期运行中，由于工程与设备等的原因，SS 值往往大于设计值，因此，造成污染量增多，对污泥的处理及脱水污泥的出路问题一定要慎重对待。在工程实践中要注意四个环节：一是初沉池前的预处理；二是初沉污泥的及时排除；三是污泥脱水设备的效率与能力一定要匹配合理，留有适当的余地；四是污泥的处置要妥善解决。

⑦关于我国造纸废水排放标准升级，在 2000～2005 年前的造纸企业，要求废水处理依据《造纸工业水污染物排放标准》（GB 3544—1992）。2005 以来国家要求自 2007 年 1 月 1 日起执行 COD_{Cr}≤300mg/L，BOD_5≤60mg/L，SS≤70mg/L，AOX≤18mg/L，pH 值 6～9，2010 年 1 月 1 日要求执行 COD_{Cr}≤150mg/L，BOD_5≤30mg/L，SS≤70mg/L，AOX≤12mg/L，pH 值 6～9 的《造纸工业水污染物排放标准》（GB 3544—2001）。南水北调流域要求较高，要求执行 COD_{Cr}≤100mg/L，BOD_5≤20mg/L，SS≤20mg/L，AOX≤7mg/L，pH 值 6～9。还有一些大中型造纸厂，在水资源紧缺的情况下，要求在现有的处理出水 COD_{Cr}≤100mg/L 左右的基础上提高到 40～50mg/L，用于造纸工艺用水，更多地节约水资源。因此现有的造纸企业必须在原废水处理的基础上进行技术改造，增加生化与过滤或曝气生物滤池及进一步物化等深度处理技术，使出水达到新的排放标准。

⑧关于造纸废水处理在较高的排放标准基础上，通过高新技术手段处理到更好的水质标准。预计最有可能的是通过预处理、厌氧、好氧、强化生物处理技术，并以高效、高密度沉淀池的污泥悬浮层碰撞、吸附、粗过滤的原理来解决，再以先进的过滤装置配套把关，使经深度处理后的出水确保达到回用要求，确保造纸工业纸类产品的质量。

⊙本文作者：姜克锋，陈铁树，任计仁，周国成，吴中民，王盘君，倪晓红，姜达君

第十七篇

再生纸造纸废水和麦草、稻草造纸废水加药混凝沉淀和气浮的试验研究

一、东北某造纸厂再生纸造纸废水处理试验

1. 概述

某公司结合东北某造纸厂废水处理工程，对再生纸造纸废水进行了加药混凝沉淀和气浮的试验研究，优选出水同品种的混凝剂药品和助凝剂药品的投加量，使实施的方案更踏实可靠。

再生纸造纸排放的废水主要来源有两部分：一部分是打浆、洗浆过程排放的浓废水，以脱墨废水为代表，其污染负荷占总污染负荷的 80%～90%；另一部分是抄纸废水，其污染程度较轻。造纸废水的污染物主要是 pH 值、COD、BOD、SS、色度、浊度、氨氮、总氮、磷、硫化物等。

SS含量高是造纸废水的特点。在造纸废水中，颗粒较大的悬浮物主要是纸浆粗纤维和细微纤维等，其中粗纤维携带的COD相对较少，可以通过斜网过滤等物理方法去除，而细微纤维和细小的悬浮物主要为木质素、糖类等降解物或衍生物及有机化学助剂等，其携带的COD相对要高得多，在废水中占的比例较高，采用斜网过滤等物理方法难以去除，一般要用生化处理，即物化与生化两级处理来解决。随着造纸废水排放标准的提高，如何有效地去除造纸废水中细小悬浮物和有机污染物质，已成为造纸废水处理的关键。

2. 混凝和气浮试验研究（小试和中试）

(1) 废水来源　废水来自张家港华兴纸业的再生纸造纸废水（经斜筛后的废水），废水的SS较高，呈深灰色。

(2) 混凝剂的优选试验　混凝剂选用PAC、聚合硫酸铁、硫酸铝。废水的水质为COD_{Cr} 3524mg/L，pH值7.0，浊度177NTU；混凝试验初定加药量为100mg/L、200mg/L、300mg/L、400mg/L、500mg/L，进水pH值7.0，不调节。试验结果详见表17-1。

表17-1　混凝剂的优选试验

药剂	加量/(mg/L)	COD_{Cr}/(mg/L)			浊度/NTU			沉降状况
		进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%	
PAC	100	3524	1626	53.9	177	179.5	—	沉降慢，上清液浑浊
	200		1712	51.4		182.5	—	
	300		1678	52.4		182.5	—	沉降稍快，上清液浑浊
	400		1494	57.6		121.5	31.4	沉降稍快，上清液较浑
	500		1450	58.9		58.9	66.7	沉降快，上清液清澈
聚合硫酸铁	100		1824	48.2		159.9	9.7	沉降慢，上清液浑浊
	200		1838	47.8		167.5	5.4	
	300		1758	50.1		170.3	3.8	沉降较慢，上清液浑浊
	400		1784	49.4		154.9	12.5	沉降较快，上清液浑浊
	500		1776	49.6		167.2	5.5	沉降快，上清液较浑浊
硫酸铝	100		1876	46.8		178	—	沉降很慢，上清液浑浊
	200		1820	48.4		177.5	—	沉降慢，上清液浑浊
	300		1776	49.6		178.8	—	
	400		1796	49.0		170.5	3.7	
	500		1776	49.6		169.7	4.1	沉降稍快，上清液浑浊

综合表17-1的结果，同样是500mg/L的加药量，混凝剂PAC的去除率较高，COD与浊度的去除率分别为58.9%与66.7%，明显好于聚合硫酸铁和硫酸铝。由此证明，本污水处理的混凝剂选用PAC比较合适。

(3) 选择合适的pH值　在确定PAC为500mg/L加量的基础上，选择三个不同的pH值分别为6.5、7.0、7.5，进行混凝试验。试验结果详见表17-2。

表 17-2　pH 值的优选

pH 值	COD_{Cr}/(mg/L)			浊度/NTU			SV 30	沉降状况
	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%		
6.5	3524	1570	55.4	177	149.6	15.5	17	沉降快，上清液较浑浊
7.0	3524	1510	57.2	177	61.4	65.3	20	沉降快，上清液较清
7.5	3524	1594	54.8	177	164.6	7.0	15	沉降快，上清液较浑浊

综合表 17-2 的结果，同样加药是 500mg/L 的 PAC 时，pH 值为 7.0 时浊度的去除率效果明显好于 pH 值为 6.5 和 7.5 时的效果。该污水的进水 pH 值为 7.0，正好符合要求，不需要调节。

(4) 选择合适的 PAM 加药量　在确定 PAC 为 500mg/L 加量的基础上，选择三个不同 PAM 加药量分别为 2mg/L、3mg/L、4mg/L，进行混凝试验，试验结果详见表 17-3。

表 17-3　PAM 的加药量优选

PAM /(mg/L)	COD_{Cr}/(mg/L)			浊度/NTU			SV30	沉降状况
	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%		
2	3524	1554	55.9	177	170.3	3.8	20	沉降慢，上清液较浑浊
3	3524	1570	55.4	177	172.2	2.7	20	沉降稍快，上清液较浑浊
4	3524	1586	55.0	177	173.2	2.1	20	沉降快，上清液较浑浊

综合表 17-3 的结果，加 PAM 对该水质处理效果不明显。

(5) 原废水与自然沉降 30min 后加药的比较　将原废水静置 30min 取上清液，分析水质结果为：COD_{Cr} 2012mg/L，pH 值 7.0，浊度 164.6NTU。

在同样加 500mg/L PAC 的条件下进行试验，结果详见表 17-4。

表 17-4　自然沉降优选

废水	PAC /(mg/L)	COD_{Cr}/(mg/L)			浊度/NTU			SV30	沉降状况
		进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%		
原废水	500	3524	1444	59.0	177	61.4	65.3	20	沉降快，上清液较清
静置 30min 的废水	500	2012	1416	29.6	164.6	61.1	62.9	21	沉降快，上清液较清

综合表 17-4 的结果，自然沉降后加药并无优越性。

(6) 试验仪器　试验所用仪器主要有：COD 快速测定仪 ET99731（北京艾诺商威）；双通道多功能 pH 测定仪 HI255A（北京哈纳）；ZDG 系列智能浊度仪（无锡优量仪表）。

3. 再生纸造纸废水气浮和加药混凝比较中试

(1) 废水来源　废水来自张家港华兴纸业的再生纸造纸废水（经斜筛后的废水），废水中的 SS 较高，呈深灰色。

废水 COD_{Cr} 3085mg/L，pH 值 7.06，浊度 178.3NTU；废水静置 30min 后 COD_{Cr} 2880mg/L，pH 值 7.08，浊度 158.2NTU。

(2) 气浮与加药混凝的比较　气浮试验和加药混凝试验的出水都是取4份水样测的，混凝试验加的是PAC，加药量是500mg/L。出水水质详见表17-5。

表17-5　气浮与加药混凝试验结果

试验名称	测定指标	进水水质	1#水样	2#水样	3#水样	4#水样	平均值	去除率/%
气浮	COD/(mg/L)	308.5	421	405	679	526	507.7	83.5
	pH值	7.06	7.08	7.29	7.22	7.25	507.7	—
	浊度/NTU	178.3	97.3	97.6	109.5	104.4	102.2	42.7
混凝加药	COD/(mg/L)	3085	905	1077	795	780	889.25	71.2
	pH值	7.06	7.30	7.25	7.24	7.24	7.25	—
	浊度/NTU	178.3	167.2	165.5	164.6	163.8	165.3	7.3

综合上面的试验结果：中试加药的效果没有达到小试的效果，可能是药剂混合不够均匀，但是可以看出气浮的效果明显优于混凝加药的效果，故此废水用气浮法处理效果更好。

(3) 试验设备及仪器　试验所用仪器主要有：COD快速测定仪ET99731（北京艾诺商威）；双通道多功能pH测定仪HI255A（北京哈纳）；ZDG系列智能浊度仪（无锡优量仪表）；全自动恒压变频气浮设备及混凝设备。

4. 结论

①通过小试、中试的混凝沉淀和气浮两者试验研究得出，适合此类废水的混凝剂为PAC，PAC的最佳投药量为500mg/L。pH值可不用调节。

②投加助凝剂PAM效果不明显，可简化省去。

③自然沉降后加药无优越性，可不考虑采取自然沉降后加药处理工艺。

④用气浮法分离废水中的悬浮物已是一种比较成熟的工艺，本中试所进行的是传统气浮，加压溶气气浮装置对COD和浊度已取得了较高的去除率，如果采用高效浅层气浮装置，将传统的几乎接近静态进水、动态出水改为动态进水、静态出水，应用零速度的原理，使悬浮物在相对静止的环境中垂直浮上水面，上浮路程减至最小，且不受出水流速的影响，上浮速度达到或接近理论的最大值。该设备的主要特点是：微气泡的直径为1μm左右，大大增加了微气泡预浮选服务的接触面积；池深只有600～800mm，污水在气浮池中的停留时间由传统的30～40min减少为3～6min，提高了浮上效率；布水装置为旋转式，在气浮池中不存在死水区；微气泡分布均匀等。由于高效浅层气浮的这些优点，处理效率高于传统气浮是无疑的，必将在今后造纸废水处理中应用将日益广泛。

⑤如果气浮效率能达到COD_{Cr}去除80%，混凝沉淀能达到COD_{Cr}去除70%，则经过前处理后的COD可降至500～800mg/L，将给后级生化处理减轻较大的负荷。采用两级好氧生化处理！其他生化处理方法相结合的工艺，物化完成废水一级处理，去除不溶解性悬浮污染物质，在生化的二级处理阶段，用微生物代谢净化作用，进一步降解废水中的溶解性、胶体及细微悬浮状态的有机污染物，可使处理后的造纸废水达标排放，或进一步深度处理回用。

二、山东某大型造纸厂以麦草、稻草为原料造纸废水二级处理出水试验

1. 水质和试验结果

小试取水样400mL，pH=7，COD_{Cr} 360mg/L，色度80倍，试验结果见表17-6。

表 17-6　小试试验结果

项目		纯硅藻精土			含 10% H_2SO_4 硅藻精土			含 20% H_2SO_4 硅藻精土			聚合氯化铝			UiK 菌种药剂（日本药剂）		
加药量/(mg/L)		80	160	320	80	160	320	80	160	320	80	160	320	80	160	320
净化效果	COD_{Cr}/(mg/L)	348	316	288	320	304	292	272	272.8	223.2	246	244	184	304	283.2	271.2
	COD_{Cr}去除率/%	3.5	12.2	20	11.1	15.56	18.89	24.4	24	38.4	26.67	32.22	48.89	15.56	21.33	24.67
	色度/倍	34	29	24	45	48	32	22	18	16	28	26	18	38	36	36
	色度去除率/%	57	63.5	70	43.5	40	60	70	77.5	80	65	67.5	77.5	52.5	55	55

2. 分析讨论

①从表 17-6 初步看出投加单一药剂聚合氯化铝效果最好，投量 320mg/L 时 COD_{Cr}去除率达到 48.89%，色度去除率达到 77.5%。如同时再投加 1～3mg/L PAM，有望使 COD_{Cr}下降到 150mg/L 以下。但从试验研究中观察到，无论是加单一药剂还是加两种药剂，都要在混凝沉淀中形成污泥悬浮层，才能提高处理效果。

②投加硅藻精土药剂，是否要同时投加 PAM，上海市政工程设计研究总院的试验研究（中试）认为在投加 PAC（聚铝）60～80mg/L 时，同时投加 PAM 0.3～0.5mg/L 效果较佳，因此也应做投加 PAM 的对比试验，投加 PAM 一定量后究竟能增加多少去除率，没有进一步做试验。

③表 17-6 的试验结果是在没有建立污泥回流和没有完全形成污泥悬浮层的情况下（因小试不具备条件）得出的，如果试验装置具备形成良好的污泥回流和污泥悬浮层的聚凝沉淀过滤作用，那么还将取得更好的去除效果。

④若使出水经深度处理后作为回用，以弥补供水和水资源的不足，则要进一步采用物化、过滤或与膜处理相结合的工艺，才能较好的解决。

⊙本文作者：钱盘生，刘立忠，周建强，周国成，蒋鸿明，祝汉梅，王盘君，倪晓红

第十八篇

涂装废水处理技术及工程实例

涂装废水是涂装车间产生的脱脂废水、磷化废水、电泳废水、喷漆废水及一般工艺排水。具体来讲，涂装废水产生在涂装生产线的脱脂、表调、磷化、纯化、电泳和喷漆等生产工艺工段。涂装生产工艺广泛应用在机械（汽车、摩托车、自行车、电梯）、家电、钢木家具和电子产品等行业，因而涂装废水也广泛存在。这种废水具有浓度高、成分复杂、处理难度大等特点，如果不对这些废水进行有效处理，势必将对周围环境和水体环境造成很大的影响和危害。因此，探讨和优化涂装废水的处理是很有必要的。

一、国内涂装废水处理工艺技术概况

为了更好地处理涂装废水，其处理工艺技术一般分为两部分，即预处理和综合处理。

1. 预处理

主要是对脱脂、磷化、电泳废水进行预处理。废水中磷有三种存在状态：有机磷酸盐、聚磷酸盐和正磷酸盐。磷化废水中的磷以后两种形态存在。在除磷工艺中，磷的存在形态和溶解度是重要因素，向废水中投加药剂与磷反应形成不溶性磷酸盐，然后通过沉淀设备，将磷从废水中除去，用此法除磷的药剂有石灰、铝盐和铁盐三大类。

石灰除磷时，投加石灰与磷酸盐反应生成羟基磷灰石沉淀，按下式反应：

$$5Ca^{2+}+4OH^{-}+3HPO_4^{2-}\longrightarrow Ca_5OH(PO_4)_3\downarrow+3H_2O$$

理论上 Ca∶P（物质的量比）为 5∶3，但因磷灰石的构成不同，Ca∶P 在 1.3～2.0 间变化。向水中投加石灰，石灰首先与水中碱度发生反应形成碳酸钙沉淀：

$$Ca(OH)_2+Ca(HCO_3)_2\longrightarrow 2CaCO_3\downarrow+2H_2O$$

然后过量的 Ca^{2+} 才能与磷酸盐反应生成羟基磷灰石沉淀，因此通常所需的石灰量主要取决于废水的碱度，不取决于废水中的磷酸盐。

随着 pH 值增高，羟基磷灰石的溶解度急剧下降，即磷的去除率迅速增加，如果 pH 值大于 9.5，水中的所有正磷酸盐都转为不溶性的沉淀，一般 pH 值控制在 9.5～10 之间除磷效果最好。

由于磷化废水中含有金属离子，向废水中投加石灰，调废水的 pH 值大于 9.5，使金属离子形成氢氧化物。由于大部分金属氢氧化物溶解度较小，通过沉淀、气浮或过滤可将金属离子从废水中除去。

脱脂、磷化废水预处理工艺流程如图 18-1 所示。

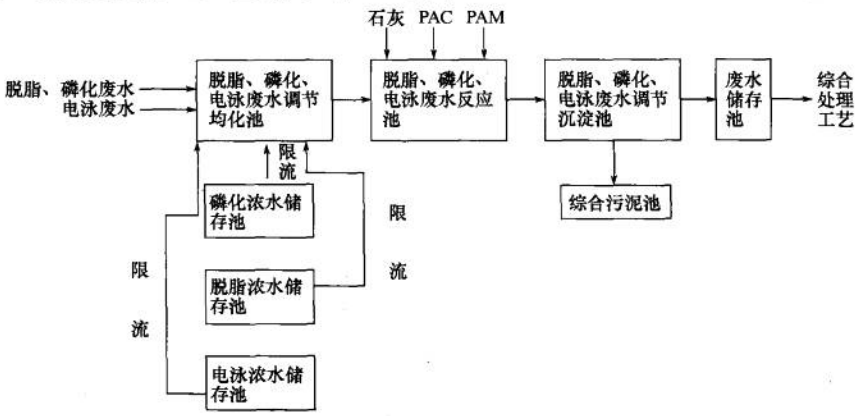


图 18-1　脱脂、磷化废水预处理工艺流程

2. 综合处理的常规工艺

综合处理的常规工艺主要是将脱脂、磷化、电泳等废水经预处理后的废水，以及低浓度废水、喷漆废水、生活污水等贮存池的废水流入涂装废水调节均化池后，再进一步进行化学沉淀、气浮、生化、过滤等处理工序。综合处理工艺流程如图 18-2 所示。

脱脂、磷化经预处理后的废水和电泳废水、喷漆废水、低污染排水、生活污水等进入综合处理工艺合并处理。先经细格栅截留后流入涂装废水调节均化池，再流入一次反应池加药混凝反应后流入初沉池，沉淀后流入二次反应池，经加药混凝反应后再流入气浮池，经过气浮后的出水一般能达到 GB 8978—1996 三级标准，排入污水处理厂进一步生化处理，达到污水排放标准后排入

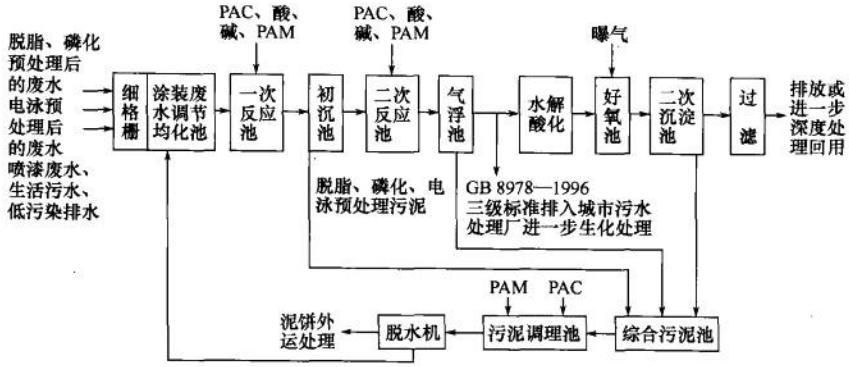


图 18-2　综合处理工艺流程

水体。如果不能排入城市污水处理厂，而要求较高的处理要求，则再进行水解酸化后一次或两次好氧与沉淀及过滤达到 GB 8978—1996 一级标准或杂用水回用标准。若还要作为高品位水质回用，也可加上膜处理和消毒等深度处理后回用。污泥处理方面，主要是将脱脂、磷化预处理污泥、初沉池污泥、气浮池浮渣污泥、二沉池污泥等均排入综合污泥池加药（PAM、PAC 等药品）调理后经污泥脱水机成泥饼外运处理，污泥滤水回流至涂装废水调节均化池再次处理。

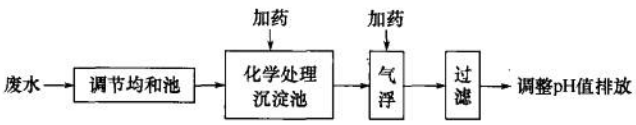
经处理后的出水若 pH 值不在排放标准范围，则加酸或碱在 pH 值调节池内进行调节到排放标准范围后达标排放或再进一步深度处理。

二、涂装废水综合处理工艺流程

涂装废水综合处理工艺流程主要有以下几种。

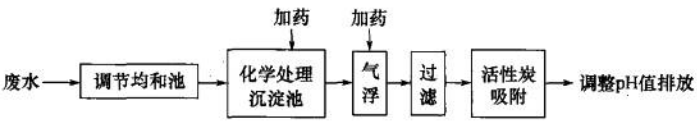
1. 第一种工艺流程

这种工艺流程的原理是利用石灰或钙盐和聚凝剂混合反应聚凝沉淀去除废水中重金属、磷、油和 COD 等。



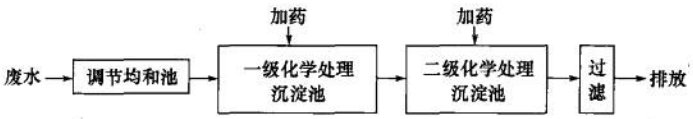
2. 第二种工艺流程

第二种工艺流程与第一种基本一致，但在过滤工艺后加了一道活性炭吸附工艺。

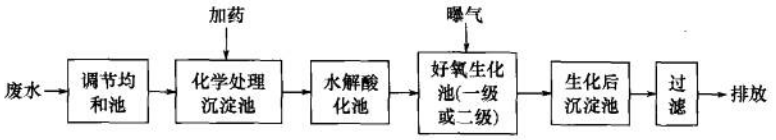


3. 第三种工艺流程

其中一级化学处理沉淀池主要采用铝盐来去除磷，二级化学处理沉淀池主要去除锌。



4. 第四种工艺流程



这种工艺流程的原理是利用石灰或钙盐和混凝剂去除废水中的重金属、磷、油和需氧量等。增加好氧生化工艺主要是为了加强去除 COD 和 BOD 等。

生化工艺可以考虑水解酸化-多级接触氧化工艺、水解酸化-SBR 工艺和水解酸化-SBR 变异工艺等。

以上四种工艺流程在涂装废水处理时经常应用到，其他工艺流程也都与上述四种工艺流程差异不大。

三、工程实例

下面列举某汽车有限公司涂装废水处理工程加以简单介绍。

1. 生产废水水量、水质

该公司涂装废水水量、水质分别见表 18-1 和表 18-2。

表 18-1 涂装废水水量

废水种类	脱脂排水	磷化排水	ED 排水	漆渣排水	脱脂，其他连续排水	磷化、ED 连续排水	低污染排水
排放量	$1500m^3$/月	$190m^3$/月	$100m^3$/2 个月	$50m^3$/4 个月	$50m^3$/h	$37m^3$/h	$83m^3$/h

表 18-2 排水原水水质汇总

指标	脱脂排水	磷化排水	ED 排水	漆渣排水	脱脂，其他连续排水	磷化、ED 连续排水	低污染排水
pH 值	11	4	6	7	8	5	7
BOD_5/(mg/L)	1400	500	5000	8000	200	220	20
COD_{Cr}/(mg/L)	13000	500	20000	80000	1500	700	100
SS/(mg/L)	1800	100	800	4000	150	20	100
油/(mg/L)	500	30	150	50	250	16	1
Pb/(mg/L)	—	—	—	—	—	—	—
Zn/(mg/L)	25	33	25	10	10	30	1
Ni/(mg/L)	0.1	25	7	0.1	—	7	—
F/(mg/L)	—	40	—	—	—	30	—

2. 设计处理水量

(1) 预处理（前处理） 前处理采用批量处理方式，设置 2 座前处理设备，每座前处理设备每次能处理 $240m^3$ 生产废水，每天每座前处理设备可进行两次批量处理，合计每天能批量处理生产废水 $960m^3$。

(2) 综合处理（后处理）　后处理采用连续处理方式，设置2套并列后处理设备，每套后处理设备处理水量为$50m^3/h$，2套后处理设备处理水量合计为$100m^3/h$，以每天处理16h计，每天可连续处理生产废水$1600m^3$。后处理设备每天可连续24h运行。

(3) pH值调整　pH值调整采用连续进行的工作方式，调整处理水量为$85m^3/h$，以每天处理16h计，每天可连续调整处理酸、碱生产废水$1360m^3$。

pH值调整设备每天可连续24h运行。

3. 处理后废水排放标准和设计保证水质

要求出水符合《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 第一类污染物最高允许排放浓度，第二类污染物最高允许排放浓度三级标准。具体见表18-3。

表18-3　废水排放标准　　单位：mg/L（pH值除外）

污染物	Pb	Ni	pH值	SS	BOD_5	COD_{Cr}	石油类	LAS	Zn
排放浓度	≤1	≤1	6～9	≤400	≤300	≤500	≤30	≤20	≤5
设计保证值	≤1	≤1	6～9	≤300	≤240	≤400	≤16	≤20	≤5

4. 处理工艺简述

(1) 含重金属生产废水预处理　脱脂排水含Zn 25mg/L，Ni 0.1 mg/L。

磷化排水含Zn 33mg/L，Ni 25mg/L，F 40mg/L。

ED排水含Zn 25mg/L，Ni 7mg/L。

漆渣排水含Zn 10mg/L，Ni 0.1mg/L。

脱脂、其他连续排水含Zn 10mg/L。

磷化、ED连续排水含Zn 30mg/L，Ni 7mg/L，F 30mg/L。

三级排放标准要求Zn≤5mg/L，Ni≤1mg/L，F≤10mg/L。

以上废水必须预处理，使用氢氧化物沉淀法有效去除Zn、Ni，使预处理后废水中的Zn、Ni、Pb均较可靠地达到GB 8978—1996三级排放标准所要求的排放浓度。例如采用钙盐沉淀法，用石灰作沉淀剂处理含磷废水，石灰中钙离子与水中磷酸根离子生成难溶盐，从废水中沉降分离。

此外，值得特别注意的是，有些金属氢氧化物属两性化合物，既可在酸性溶液中溶解，也可在碱性溶液中溶解，因此，只在一定的pH值范围才呈不溶性沉淀物。例如$Zn(OH)_2$应控制pH值在9～10范围操作，当pH<9以Zn^{2+}状态存在；在pH>10.5以$[Zn(OH)_4]^{2-}$状态存在，pH值为9～10时才以不溶性的$Zn(OH)_2$沉淀存在。pH值不足或过高，均不能得到好的处理效果。

(2) 脱脂废水处理　由于脱脂废水的pH值为9～10，具有一定的碱性，将脱脂废水引入与磷化废水、电泳废水一起进行预处理，可减少碱的投入量，降低处理成本。

分别设置磷化、ED（连续）排水槽（有效容积$250m^3$），磷化、ED（定期）排水槽（有效容积$250m^3$），脱脂（定期）漆渣槽（有效容积$350m^3$）及紧急槽（有效容积$250m^3$），接纳贮存脱脂废水、磷化废水、电泳废水、喷漆废水及其他生产废水。

脱脂废水、磷化废水、ED废水及喷漆废水分别提升，以一定流量流入前处理设备，向前处理设备内投加碱，在空气搅拌下调节废水的pH值，将其pH值提高至能生成难溶的氢氧化物沉淀的范围内。再投加助凝剂PAM，使析出的氢氧化物颗粒脱稳而互相聚合，增大至能自然沉淀的程度。

经前处理设备反应后混合废水混合液利用重力进行氢氧化物颗粒沉淀，及时排泥，将Zn、Ni、Pb的氢氧化物从水中分离出来。

氢氧化物沉淀法产生的化学污泥易沉降，且污泥量较大。

前处理设备排泥后的废水为碱性废水，必须加酸后进行中和。中和后的废水排入原水槽，与其他废水混合后做进一步处理。

脱脂废水 COD_{Cr} 高达 13000mg/L，脱脂废水中含有大量乳化油，将乳化油废水进行破乳处理，能有效地去除水中 COD_{Cr}，常用的乳化油废水破乳的方法有三类。

①机械法。通常是采用离心分离，利用油、水的密度不同，经离心加热而使油箱的黏度降低而加快破乳，该方法在乳化油废水的实际处理上应用较少。

②物理法。常用的物理破乳法有电沉降法、超声波法、过滤法等。电沉降法主要用于油包水（W/O）型乳化液破乳；超声波破乳作用的强度不应太大，否则可能导致分散；过滤破乳是使乳状液通过多孔材料或过滤装置实现油水分离。物理法在乳化含油废水处理中的实际应用也较少。

③化学法。化学法主要是改变乳化液的类型和界面性质，使它变得不稳定而发生破乳。通常是通过投加药剂来实现这一过程，工程上应用较为广泛，经过比较采用酸碱破乳。

含油废水中细微的油滴表面往往覆盖一层带有负电荷的双电层，通过用酸将废水调至酸性，产生的质子就会中和双电层，改变液滴表面带电情况，破坏其稳定性，促进油滴凝集，并得到分离。pH 值调节剂多为硫酸、磷酸二氢钠或二氧化碳，通常伴随有加热升温过程，再以石灰或碱液中和，最终实现油水分离。这种方法的特点是工艺和设备比较简单，效果稳定，但一般效率较低，出水含油量较高，常作为一种含油废水预处理方法使用。

采用酸碱破乳对多种乳化液均有效，只不过破乳效率高低而已，酸碱破乳适合多种乳化液破乳场合。

ED 废水 COD_{Cr} 高达 20000mg/L，捞漆池废水 COD_{Cr} 高达 80000mg/L。采用化学絮凝沉淀法能有效去除 COD_{Cr}。

（3）综合废水处理　废水提升泵将原水槽内的经调质调量后的原水提升流入一次反应槽，先加 PFS 进行絮凝反应，再加酸或碱进行中和反应，将原水的 pH 值调至中性，然后向一次反应槽内投加助凝剂，在机械搅拌下，废水进行助凝反应，促使团体微粒间的相互引力增大，足以克服相互间的斥力，使分散的固体微粒迅速聚集，形成絮凝体（矾花）。

一次反应槽流出的夹带絮凝体的废水进入沉淀设备。沉淀设备内的水流接近层流状态，有利于沉淀，且增大了沉淀面积、缩短了颗粒沉淀距离，因而大大减少了废水在池中的停留时间，其处理能力高于一般沉淀池。废水中絮凝体颗粒与斜管壁碰撞后向下沉入泥斗，从而与水分离，因此水中悬浮物及参与絮凝反应的污染物得到了去除。泥斗中的污泥及时排入污泥池。

经沉淀设备沉淀后的出水流入二级反应器，再次进行絮凝、中和、助凝反应，然后注入气浮设备，在气浮设备内，废水流经溶气水释放器释放段，无数细微溶气与絮凝体结合，将絮凝体浮上。大量絮凝体浮上后形成浮渣，定时开动的刮渣机将浮渣刮入集渣槽，浮渣沿泥管排入污泥池，至此经气浮设备处理后的综合废水已全面达到 GB 8978—1996 第一类污染物最高允许排放浓度以及第二类污染物最高允许排放浓度三级标准。处理合格后的废水排放进入开发区域市废水管网，如虽经处理但未达标的较清废水排回至原水槽进行再处理。

低污染废水经 pH 值调节后，达到 GB 8978—1996 第一类污染物最高允许排放浓度以及第二类污染物最高允许排放浓度三级标准。处理后的废水排放进入开发区城市废水管网，如虽经处理但未达标的废水排回至原水槽进行再处理。

预处理设备产生的有害污泥单独排放到前处理污泥池，污泥泵将污泥池中的污泥提升、进入污泥调理罐，向污泥调理罐中投加 PAM，污泥经调理后，提高了脱水性能，然后流入脱水机，进行污泥脱水。脱水后的泥饼按有毒固体废物处置，脱出液流入磷化、ED（连续）排水槽进行再处理。

沉淀设备及气浮设备产生的无害污泥排入无害污泥池，泥泵将污泥池中的污泥提升进入污泥调理罐，向污泥调理罐中投加PAM，污泥经调理后，提高了脱水性能，然后流入脱水机，进行污泥脱水。脱水后的泥饼按无害固体废物处置，脱出液流入原水贮槽进行处理。

四、结语

涂装废水种类多，水质复杂且浓度大，因此处理难度较大，设计处理工艺时需根据水质、水量及其排放标准等具体情况，选择恰当的处理工艺。尤其对脱脂、磷化、电泳等浓度高的废水先进行预处理，再进行后续处理工序——综合处理工序，确保处理系统的稳定运行和达标要求。

应提倡清洁生产，选择污染小的处理药剂，在脱脂工艺设置油水分离，或在脱脂前增加一道热水洗工艺，在磷化工艺段设置除污装置来提高药剂的使用周期。通过这些措施可从源头减少污染的排放量。尽量应用自控来降低处理成本，这一点在控制加药方面很重要。

通过加强生产管理来控制产生过多的污染物，定量控制漂洗水连续排放，控制废液定期排放，采用逆流漂洗工艺，提高水的重复利用率。

随着现代水处理技术的进展，在深度处理方面尽可能采用膜处理技术，不仅使处理后的出水达到高品位的水质要求进一步回用利用，同时还可以回收某些药品，也可重复利用于处理工艺，综合利用资源，节约处理成本。

⊙本文作者：钱盘生，刘立忠，周建强，吴中民，徐熊堂，蒋鸿明，夏新乐，周国成

第十九篇

甜菜制糖废水和糖蜜废水处理技术与实例

一、概述

制糖工业因所用原料的不同，可分为甜菜制糖和甘蔗制糖两大类。甜菜制糖厂多分布在气温较低的地区，东北一带较多，而甘蔗制糖厂则位于气温较高的地区，如广东、广西、福建一带。甜菜制糖的季节性很强，生产期主要在冬季，大约延续两三个月。甜菜制糖通用的生产工艺为双碳酸性，其主要工艺过程为：①将收获的甜菜集中冲洗；②将洗净的甜菜切成碎片；③在压力下通入热水从碎片中提取糖分，并形成糖质；④加入碳乳去除非糖质，并用饱和二氧化碳沉淀多余的石灰；⑤糖汁经进一步净化、脱色、浓缩、结晶等处理加工成白糖。

制糖生产过程中要产生一定数量的糖蜜、甜菜粕或残渣等产物，为了利用这些产物，通常糖厂内还设有综合利用车间或分厂。糖蜜是制造酒精、酵母以及谷氨酸、柠檬酸等的原料，甜菜粕可作为家畜、动物饲料，甘蔗渣可用来造纸，此外生产中产生的滤液可作为肥料或建筑材料。

二、甜菜制糖废水的来源与水质水量特征

1. 甜菜制糖废水的来源

制糖厂的耗水量大，一般每加工1t甜菜耗水10～18m^3，在综合利用中，用糖蜜生产酒精、酵母等也要产生大量废水，甜菜制糖厂的废水主要来自清洗甜菜、制糖生产的流道洗涤、压粕过

滤、冷凝、冷却等工序，以及糖蜜制酒和酒精等综合利用生产过程。废水中污染物质的含量取决于生产工艺技术和操作管理水平。制糖废水按污染程度可分为相对净废水、中等程度污染废水、高浓度废水三种。表 19-1 是我国制糖糖蜜酿造工业废水排放量与排放标准。

表 19-1　我国制糖糖蜜酿造工业废水排放量与排放标准

行业	企业建设	最高允许排放水量	污染物最高允许排放浓度/（mg/L）						各行业中新、扩改排放标准
			BOD_5		COD_{Cr}		SS		
			一级	二级	一级	二级	一级	二级	
甜菜制糖	新、扩、改	$4.0m^3$/t 甜菜	30	140	100	250	70	200	要求按照 GB 8978—1996 的一级排放标准
		$6.0m^3$/t 甜菜	150	250	250	400	200	300	
糖蜜酒精	新、扩、改	$70.0m^3$/t 酒精	30	200	100	350	70	200	
	现有	$80.0m^3$/t 酒精	200	300	350	450	200	300	

注：最高允许排放定额不包括间接冷却水，厂区生活污水及厂内锅炉电站排水。

2. 甜菜制糖工业废水的水质水量特征

甜菜制糖生产的蒸发冷凝水和设备冷却水只受到轻微的污染，除温度较高外，水质无太大变化，属于相对净废水，其水量占总排水量的 30%～50%，一般 COD_{Cr}≤60mg/L，SS≤100mg/L。甜菜流道洗涤等废水含有较多的悬浮物和相当数量的溶解性有机物，一般 COD_{Cr} 为 3000～4000mg/L，BOD_5 2000～3000mg/L，SS 500～2000mg/L。这部分废水占总排水量的 40%～50%，压粕水、浆仓排水、滤泥水、滤布、设备及场地洗涤水以及综合利用车间排出的生产加工废水含有大量的有机物和悬浮物，属于高浓度有机废水，其 COD_{Cr} 在 5000mg/L 以上，这部分废水量较少，约占总排水量的 10%。表 19-2 列出甜菜制糖厂的部分水质指标（指各类废水混合后的指标）。糖蜜废水水量不大，一般制糖厂（大中型规模）的排水量为 200～400m^3/d，但浓度很高，COD_{Cr} 高达 130000mg/L。

表 19-2　甜菜制糖废水的水质指标

指标	单位	相对净水	中等污染废水	高浓度废水	三种废水综合水质	糖蜜废水Ⅰ	糖蜜废水Ⅱ	糖蜜废水Ⅲ
色度	倍					5000 以上		
pH 值		6.8～7.2	6.6～8.5	5.5～10.5	6～9	4 左右	4～4.5	4～4.5
COD_{Cr}	mg/L	20～60	2600～4500	5800～27000	1886～2718	70000～100000	125000	80000～140000
BOD_5	mg/L	15～35	3000～11000	3000～11000	905～2160	50000～60000	65000	40000～70000
SS	mg/L	40～100	500～3500	550～3500	299～1980	200	11240	80000～100000
NH_3-N	mg/L					800	1868	
SO_4^{2-}	mg/L					7000～8000	8000	
TS	mg/L						10500	
温度	℃						90～95	

三、甜菜制糖废水处理技术

由于甜菜制糖所产生的三种类型的废水水质差异很大，故应选择不同的废水处理工艺。对基本未受到污染的相对净废水，一般经过冷却塔、喷水池或其他冷却设备降低废水水温后就可以循环再利用。为了防止水质在循环冷却系统中恶化、滋生微生物，应向循环水中投加消毒剂。

中等浓度和高浓度废水受到的污染较重，但其中污染物质大多可以通过适当途径回收利用，因此应先考虑污染物的资源化，然后采用物理化学或生物处理技术进行处理。在制糖生产过程中

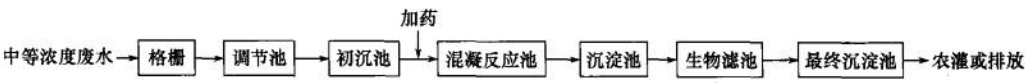
产生的中等浓度废水，含有大量的悬浮物及一定数量的溶解性有机物，因此其处理技术是先用物理方法去除悬浮物，再以好氧生物处理法或化学混凝法来进一步去除污染物。有些废水，如甜菜流道洗涤废水通过物理方法处理后，就可达到循环再用的要求。对于高浓度制糖废水，除含有相当数量的悬浮物外，主要含有大量的溶解性有机物，因此要采用以生物处理为主的综合处理方法来处理。常用的高浓度废水处理工艺为：物理处理—厌氧生物处理—好氧生物处理；或物理处理—化学混凝处理—好氧生物处理等方法。

许多糖厂采用厌氧反应器—好氧生物处理来处理高浓度或中等浓度的废水，该法是采用高效厌氧反应器作为前处理设施使 BOD_5 总去除率达到 75%～90%，然后用生物滤池、活性污泥法或好氧塘、曝气塘作为后续处理，使 BOD_5 总去除率达到 95%以上，系统占地面积小，处理效率高，而且在处理废水的同时回收生物能源沼气。对中等浓度废水及高浓度废水，也可在物理处理后再进行好氧生物处理。制糖废水经处理后达到农作物灌溉用水水质标准时可用于农田灌溉，并可使废水得到进一步净化。有时制糖废水只需经过沉淀池或厌氧处理即可使用，甚至可将高浓度废水用冷却水稀释后直接用于农田或草木灌溉。实践说明，利用处理后的制糖废水进行农作物的合理灌溉，不仅降低了废水处理成本，消除了污染，而且充分利用了废水的水肥资源，使农作物增产。但要注意在灌溉农作物时还要针对土地情况慎重对待，以防止废水流入江河湖泊或地下水，造成水体污染。此外，经处理后的制糖废水进行养鱼或养鸭、鹅等家禽也可以收到明显的经济效益。

制糖废水处理过程中要产生一定数量的污泥，按其来源可分为沉淀污泥、化学污泥和生物处理污泥。这些污泥有较多的植物生长所需要的营养物质，因而一般可作为肥料用于农田，有些还可作为动物饲料。污泥用作建筑材料的研究也在进行中。污泥的利用途径在很大程度上取决于经济效益，因此要在综合分析对比的基础上确定其处理与利用工艺及途径。

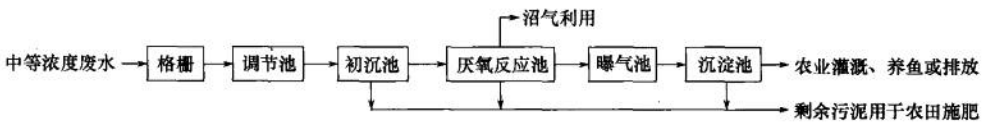
下面介绍几种处理工艺技术。

(1) 混凝沉淀—生物滤池处理系统。用混凝沉淀物化法与生物滤池好氧法相结合，可以较好地去除废水中的悬浮物、胶体物质和溶解性有机物，工艺流程如下。



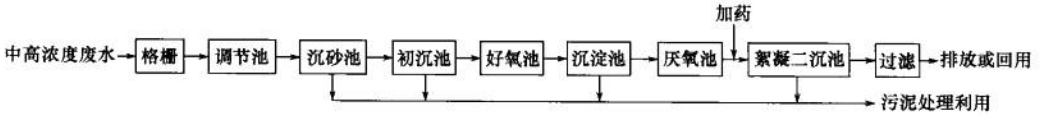
加药的混凝剂为氯化铁和石灰，COD_{Cr} 去除率可达到 60%左右，再经两级生物滤池，采用定期轮换运行方式，通过出水回流控制进水 $BOD_5 \leqslant 350mg/L$，两级生物滤池的平均 BOD_5 负荷为 $0.5kg/(m^3$ 滤料 $\cdot d)$。

(2) 厌氧—活性污泥法处理系统。该工艺系统的厌氧生物处理，采用由升流式厌氧污泥床组成的两相厌氧消化系统，平均有机容积负荷为 6～8kg $BOD_5/(m^3 \cdot d)$，总停留时间为 3.3～4d，BOD_5 去除率为 75%～85%。好氧部分采用鼓风曝气池，废水的停留时间为 12h，曝气池内的混合液悬浮物固体浓度控制在 2500～3500mg/L，污泥负荷为 0.4kg $BOD_5/(kg\ MLSS \cdot d)$，BOD_5 去除率为 85%～90%，工艺流程如下。

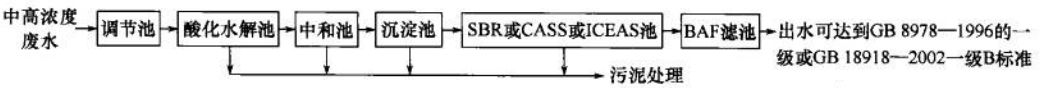


(3) 高密度絮凝沉淀—接触氧化好氧处理系统。工艺流程如下。

(4) SH-A 工艺。工艺流程如下。



（5）水解→厌氧→好氧→BAF 滤池工艺。工艺流程如下。



四、糖蜜酒精废水处理技术

1. 概述

糖蜜酒精生产废水或称废液是指以糖蜜为原料发酵后，发酵醪液在酒精初馏塔蒸馏出酒精后排放的废液。每生产 1t 酒精约排放 15t 废液，目前我国年产这类废液 600 万吨以上。净产量 20t/d 的酒精生产车间排出的废液约相当于一个 30 万人口的城市生活污水排放的浓度。酒精废水若不治理排入江河湖泊将造成极大的污染。

糖蜜酒精废液有如下特点：①废液水质浓度很高，COD_{Cr} 达 30000～120000mg/L，有的甚至高达 150000mg/L，BOD_5 40000～60000mg/L 甚至 70000mg/L，SS 80000～100000mg/L 甚至 112000mg/L；②固形物高达 10%～20%，能干化回收，但黏度大，附加值低；③含有大量的有机物、蛋白质、维生素及氮、磷、钾等元素，无毒无害；④pH 值 3.5～4.5，含有无机酸及有机酸，腐蚀性强；⑤色度高，含有黑色素，难以物化生化去除。

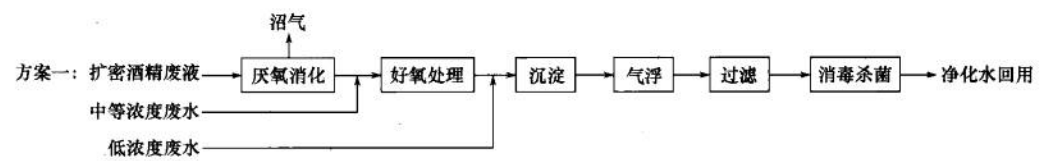
糖蜜酒精生产过程中会产生大量的中低浓度废水，但污染物含量较糖蜜酒精废液的含量低得多。中等浓度废水来自洗涤滤布、洗塔水、冲灰水、洗池水及部分含油冷却水。低浓度废水主要来自制糖车间的煮糖、蒸发冷凝器、真空吸滤机、动力车间汽轮发电机等设备的冷却水。该类废水污染程度低，COD_{Cr} 一般在 40mg/L 左右，水量约占制糖工艺总耗水量的 70%，目前多用于冲灰、冲洗滤布、水池等。

相当数量的高浓度制糖废水是综合车间排放的各类发酵废液。在对这些废液进行生物处理之前应先考虑能进一步回收利用，有些糖厂（或车间）用酒精发酵液生产蛋白菌体饲料，可以用废液中 30%～50% 的有机物质，即可将废液的 COD_{Cr} 从 130000～150000mg/L 降至 70000～90000mg/L，再对其进行处理。

2. 糖蜜废水处理技术

目前糖蜜废水处理的核心技术是厌氧-好氧生化处理法。根据治理程度的不同可分为一级处理（农田灌溉）、二级处理（氧化塘、微生物脱色、厌氧-好氧法等）、三级处理。二级处理中有的是厌氧-好氧法，有的是 UASB-SBR 处理工艺。后者选用离心机分离，再气浮时糖蜜废液进行二次固液分离后进入 UASB 反应器进行厌氧消化，最后进入 SBR 工序进行好氧处理。还有一种用厌氧与氧化塘、氧化沟处理，工艺流程如下。

国内糖蜜酒精废水处理方法归纳起来，有浓缩干化处理、厌氧好氧过滤处理、氧化塘、氧化沟等处理方法，所形成的处理工艺大体有两种方案。



第一个方案主要应用于废水的全封闭循环，可基本上达到糖蜜酒精生产过程中废水的零排放，而且运行费用较低。

第二个方案主要用于最难处理的糖蜜酒精废液，可实现发酵过程用水的循环运行，回收利用效果较好。部分（溶解性糖类）中低浓度的废水采用此工艺处理，运行费用相对较高，但可回收利用干物质和部分糖类，经济效益较好。

在投资费用上，第一个方案占地面积较大，基建费用较高，而第二个方案设备费用较高（膜处理方面），但工艺过程简单，易于管理。

3. 应用实例

（1）我国投建的孟加拉 JAMUNA 糖蜜酒精厂废水处理工程技术改造　这个项目原由中国化工建设总公司援外承建，于 1994 年投产，后经农业部沼气科研所科技开发公司进行技术改造，详细情况见下篇论文，下面提出如下几点讨论。

①宜考虑选用江南大学和福建云霄糖厂糖蜜酒精厂利用糖蜜酒精废液（发酵周期 11h）生产的一级饲料酵母。酵母产品得率达 1.5%时，COD_{Cr}去除率达 52%，并能取得较好的经济效益和环境效益。

②由于酵母回收，使 COD_{Cr}降低 52%。仅以 50%计，就将原液 COD_{Cr}由 125000mg/L 降至 67500mg/L 左右，使进入 UASB 的负荷率降低了一半，约为 12kgCOD/（m^3·d），这样的负荷是比较适宜、可靠的。

③原 UASB 厌氧装置所设计的折流缝隙仅 10cm 距离，显然偏小了，易堵塞，一般要做到 20cm，处理糖蜜废水最好选用 25～30cm，这样可以防止堵塞或局部堵塞，真正发挥 UASB 装置的作用。文中提到的在低负荷 4.3kgCOD/（m^3·d）的情况下运行极不稳定，折流缝太小是主要原因之一。

④新增三座 1000m^3 UASB 反应器作为一级厌氧处理工序值得商讨，建议选用 2 座容积各为 1500m^3 的厌氧接触消化池；在提取固体酵母、静沉等预处理工序后 COD_{Cr}预计在 50000～60000mg/L，运行的容积负荷为 3kgCOD/(m^3·d)左右，符合厌氧接触高温（55℃±1℃）消化 COD_{Cr}去除率 65%～75%的要求，可使废水中 COD_{Cr}降低至 20000mg/L 左右，更有利于 UASB 反应器发挥作用。

⑤改造完善原有的两级 UASB（1000m^3 与 400m^3 各一座），使一级厌氧负荷为 5～6kg COD/(m^3·d)去除 COD_{Cr}65%～80%再进入二级 UASB 并增加一级 UASB 反应器组成三级 UASB 厌氧反应处理过程，经过多级厌氧装置后的出水 COD_{Cr}达到 3000～5000mg/L。如果将二、三级 UASB 反应器设计成 UASB＋AF 的 UBF 厌氧反应器，则对 COD_{Cr}的去除率有可能达到 50%～60%甚至更高。

⑥接触氧化好氧与曝气池两级好氧处理，经多级厌氧反应器处理后的出水达到 COD_{Cr}3000～5000mg/L 时，投加稀释水 200m^3，使 COD_{Cr}在 2000mg/L 左右入接触氧化池，好氧曝气可以改造为 SBR 或 CASS 型，曝气量应增至 40～50m^3/min（2400～3000m^3/h），经好氧处理后使 COD_{Cr}降至 200mg/L 左右。

⑦增加气浮池和过滤池进一步处理，可使出水 COD_{Cr}＜100mg/L。如果选用 A^2/O＋MF 的 MBR 膜处理好氧处理工艺，则可使处理出水 COD_{Cr}≤50mg/L 甚至更好。

归纳以上各点，建立如下糖蜜酒精废水处理工艺流程（图 19-1）。

（2）用光合细菌处理糖蜜酒精发酵液　参阅第二十一篇文章。

（3）糖蜜酒精废水处理的新技术新工艺　德国 Uniferm 公司与 Gist Brocades 公司合作开发的

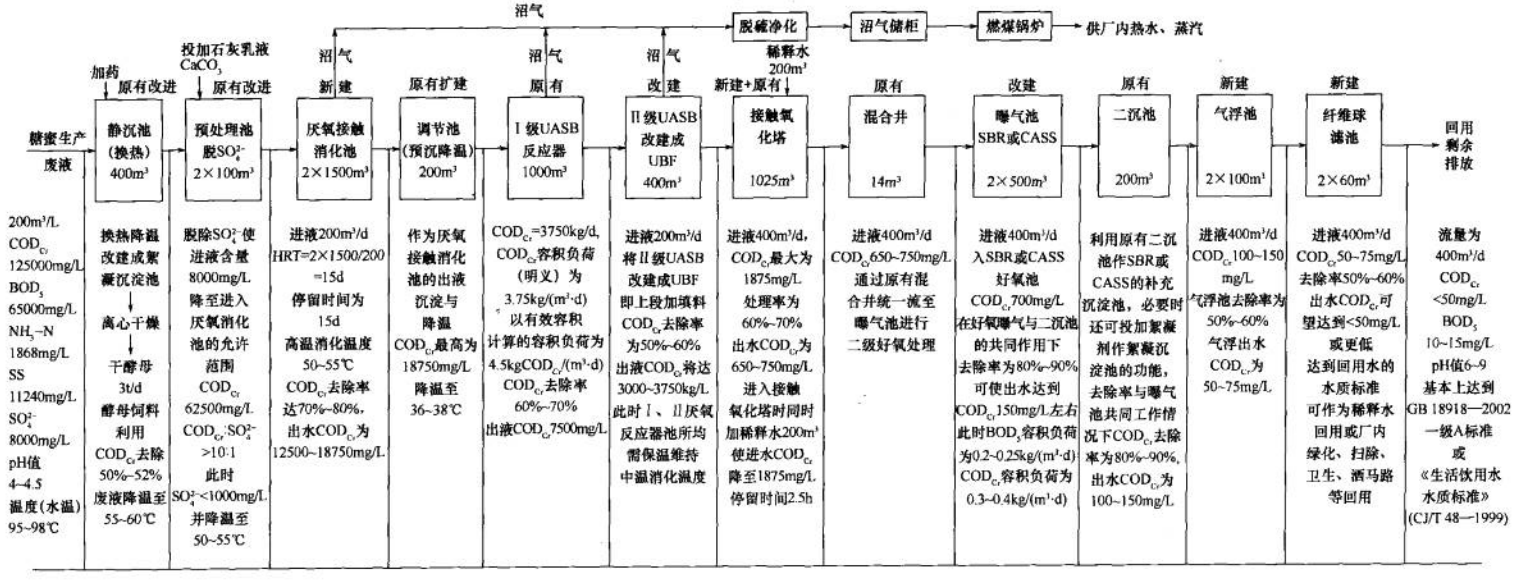


图19-1　糖蜜酒清废水处理工艺流程（经改进、调整、完善的方案）

新工艺如图 19-2 所示。

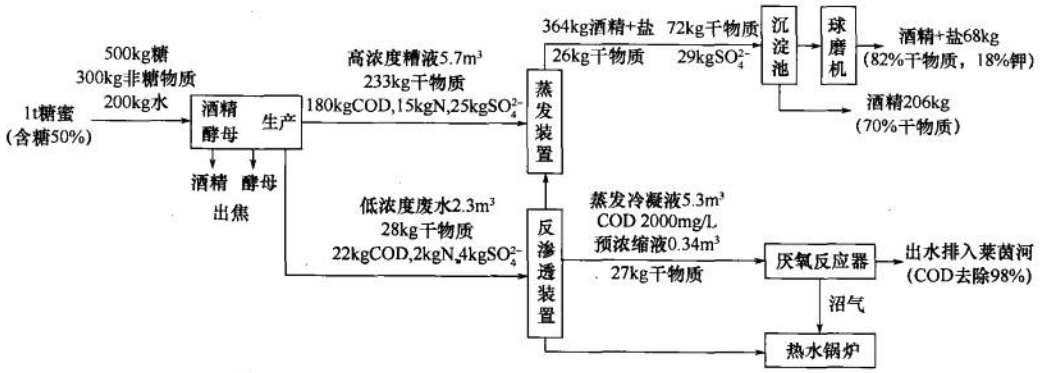


图 19-2　糖蜜酒精废水处理新工艺流程

五、结语

世界上第一座生产规模的 UASB 厌氧反应器于 1997 年在荷兰建成运行，在第一个 200m³ 的反应器内被处理的就是甜菜制糖废水，这是含高浓度有机物的废水，类似的制糖废水还有葡萄糖及其他单、双糖生产废水。制糖废水 COD 浓度有几千到几万毫克每升不等，同一工厂排出的废水往往波动较大。据资料介绍，一个处理日 3000t 甜菜的中型糖厂，日排放废水 9000～18000t，COD 浓度在 4000～25000mg/L 范围内，排放的 COD 总量相当于 20 万～30 万人口所排放的生活污水的污染物总和。制糖废水含有大量残糖等溶解性物质，有较高的生物降解性，采用厌氧处理易于取得好的效果，也可以有较高的反应负荷。

制糖废水处理技术的发展历史至今已有 30 余年。荷兰制糖厂的甜菜制糖废水用 UASB 厌氧反应器进行处理是成功的，并且经过小规模到较大规模的 UASB 反应器装置的实际应用，提供了很好的应用实例。有些环保工作者担心颗粒污泥的培养成长需要较长的时间而不放心使用，实际上 UASB 反应器内的絮状污泥在启动后不久就会很快形成，而颗粒污泥需要较长的时间培养与形成。已形成颗粒污泥的 UASB 反应器的容积负荷要比絮状污泥的 UASB 反应器容积负荷高出 50%～100%，而两者的处理效果基本相同。若以形成颗粒污泥的 UASB 反应器容积负荷为 14～16kgCOD/（m³·d），而絮状污泥的 UASB 反应器容积负荷低一半时，也在 7～8kgCOD/（m³·d），比其他厌氧反应器如厌氧接触法、ABR 等厌氧反应器还要高出 1 倍，这些负荷低或较低的厌氧反应器不是不能选用，但由于负荷不高，厌氧处理部分的建设造价不易降低，加大了建设费用。UASB 厌氧反应器技术成熟，也较先进，应用于处理糖厂甜菜制糖废水的处理是可靠的，并已在运行中建立形成颗粒污泥床的厌氧 UASB 反应器装置。除荷兰外，还有德国、奥地利、西班牙、法国、葡萄牙等国家应用 UASB 厌氧反应器来处理甜菜制糖废水。我国一些糖厂也成功应用了厌氧处理技术来处理制糖废液，例如福建的仙游糖厂、漳州糖厂、厦门酿酒厂、广东平沙糖厂等，这些糖厂基本上都是以甘蔗为制糖原料制糖，平沙糖厂采用了 UASB 厌氧处理装置，在以甜菜为原料的北方制糖厂还很少应用 UASB 厌氧处理装置。

⊙本文作者：钱盘生，刘立忠，吴中民，徐熊堂，蒋鸿明，周国成，王自安

第二十篇

孟加拉 JAMUNA 酒精厂糖蜜酒精废水处理工程技术改造及其特点

一、项目背景

孟加拉 JAMUNA 酒精厂以糖蜜为原料，用生物发酵方法生产食用酒精，每日生产量为 13t。该厂由中国化工建设总公司承建。废水处理工程于 1994 年建成并投入使用，设计处理能力为 $200m^3/d$ 糖蜜酒精废水。由于原设计未能根据糖蜜废水的特性进行设计，使整个废水处理工艺技术路线存在诸多问题，加之运行管理措施不当，工程建成后一直不能正常运行，远未达到预期合同要求，不得不进行技术改造。

二、水质状况

酒精厂废水来源于液体发酵后蒸馏提取酒精所遗弃的蒸馏残液。JAMUNA 酒精厂是以我国的生产技术和装置建起的，同国内许多类型酒精厂的生产工艺基本相同。因此，所排废液的水量与水质无大的差异。根据 JAMUNA 酒精厂提供的数据，其水质状况见表 20-1。

表 20-1　糖蜜酒精废液的水质状况

温度	COD_{Cr}	BOD_5	氨氮	SS	TS	SO_4^{2-}
95～98℃	125000mg/L	65000mg/L	1868mg/L	11240mg/L	10500mg/L	8000mg/L

三、原设计工艺流程及其主要问题

1. 原设计工艺流程简述

原设计工艺流程如图 20-1 所示。主要工艺是废水经高温、中温两级厌氧发酵处理后，经过贮气柜进一步沉淀，再流入稀释池配以工艺水稀释，泵入接触氧化池、曝气池活性污泥法处理，再经二沉池后排放。

2. 存在的主要问题

(1) 没有设计预处理措施　糖蜜酒精废水属高温、高硫、高浓度有机废水，虽然其可生化性较好，但其高硫含量对厌氧生化处理过程具有明显的抑制性。原工艺流程中，只设置一个水力停留时间 1～2h 的调节池，无论水温调节还是水质均化都不能达到要求，更无解决废水中高含硫问题的预处理措施，势必造成后续工艺不能稳定进行，难以发挥处理装置应有的作用。所以沼气中含有较多的硫化氢，不利于沼气的使用。

(2) 主要工艺单元容积负荷偏高　原工艺流程中，设置Ⅰ级厌氧反应器 $1000m^3$，Ⅱ级厌氧反应器 $400m^3$。按每日处理 $200m^3$ 糖蜜酒精废水计算，串联处理时，一级厌氧反应器有机负荷设计值高达 25kgCOD/（m^3·d)。按两级反应器并联运行考虑，其有机负荷设计值亦 17.8 kgCOD/（m^3·d)。这可能是因为原设计缺乏该类废水的厌氧生化处理试验研究和工程实践经验。在原工艺设计的实际运行中，能够达到的最大处理能力仅为 $36m^3/d$，而且运行极不稳定。

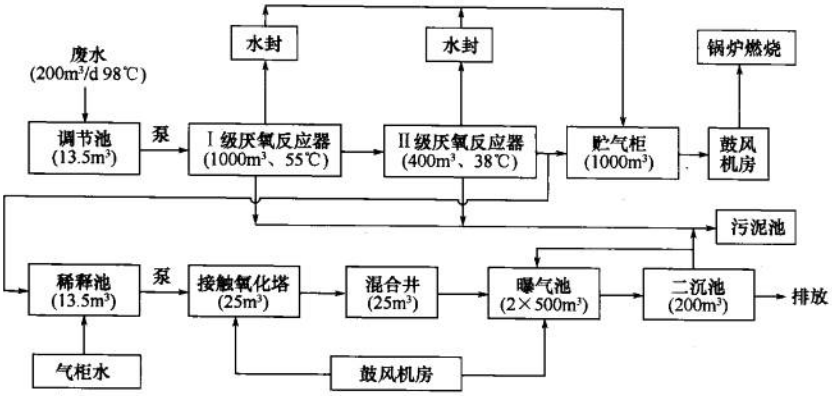


图 20-1　原设计工艺流程

(3) 厌氧反应器的设计结构形式欠佳　原工艺流程中的Ⅰ级厌氧反应器设计为套筒式，其直径为 8.5m，总高度 18.5m，径高比显然过大。由于径高比失调，使废水丧失了有效的水力停留时间，难以对具有高活性的污泥起到截留与积累作用。实际运行中，绝大部分污泥都流入贮气柜内。且由于下部折流缝设计过小（仅 10cm），造成惰性沉淀物排泄不畅，堵死缝隙，使废水不能形成折流。

(4) 管路功能繁杂　原工艺流程中管路设置相当复杂，主次功能管线多处重叠，给操作管理带来极大不便。例如除图 20-1 所示管线外，Ⅰ、Ⅱ级厌氧反应器设置有排渣管、回流管入中转池，接触氧化塔亦设有回流管。原设计者试图通过设置较多的管路，来选择实现试运行中的最佳工艺组合流程。但在实际运行中，由于设计功能不当，未能实现这一目标。工厂管理人员及运行人员也很难掌握管线功能及其使用时机。

(5) 曝气系统处理能力偏低　原工艺流程中，曝气系统采用两台鼓风机（轮换使用）曝气，单台风量 $20m^3/min$，风压 50kPa。曝气池容积 $2\times500m^3$，池内采用微孔曝气器。按原设计思路，曝气池进水量为 $2000m^3/d$，COD_{Cr} 为 2250mg/L，BOD_5 为 900mg/L，由此可知，其设计污泥负荷达 0.6kg BOD_5/(kg MLSS·d)，属于高速曝气池设计，而曝气量仅有理论需求量的 60%。实际运行中，微孔曝气器已多处被堵塞，空气分布不均，曝气池进水受上道工序影响水质难以稳定，表现出活性污泥培养困难，有机物去除效率低下。

四、技术改造后的工艺流程及特点

1．技术改造原则

由于原工程已建成，因存在严重的设计失误，加之技术改造受资金及场地限制，该技术改造的难度很大。经反复论证，确立了以下技术改造原则：①在基本满足原有合同条件下，充分利用原有工艺流程和各项设施；②补充新建部分工艺单元，使工艺流程完善；③对部分原有装置进行改建，改造管路布局，使其发挥应有功能；④合理布局，使新建设施与原有设施协调配套；⑤尽可能地减少新增占地面积和新增资金投入，强化运行管理措施，运行稳定，减轻操作劳动强度。

2．技术改造的工艺流程

技术改造后的工艺流程增设了静沉池、预处理池、UASB 反应器和物化气浮装置，改造Ⅰ级厌氧反应器，补充修改管路，增供部分设备。工艺流程如图 20-2 所示。

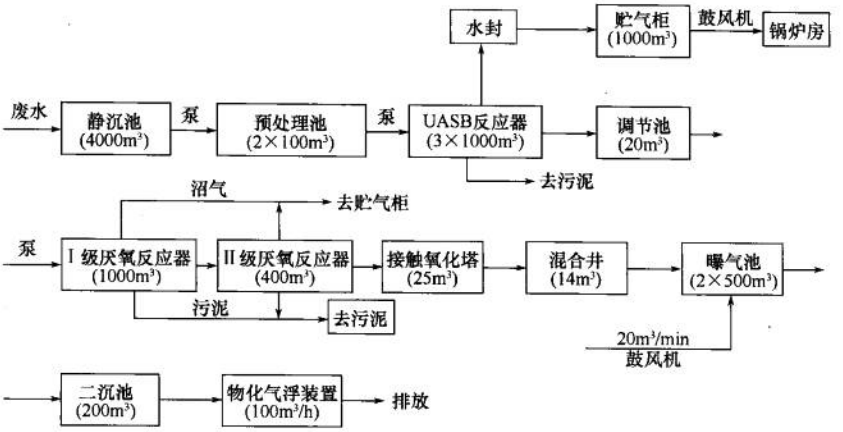


图 20-2　技术改造后工艺流程

3．技术改造后工艺流程的主要特点

①将废水与工艺水用适当比例混合，降低水温度并控制在 50～55℃，改用工程塑料管输送废水入静沉池，避免水对管道的腐蚀，延长使用周期并降低了工程造价。

②利用一个原有的废水贮存塘改造为静沉池，在静沉池中分区设置沉淀区、预曝气区，改善水质和贮存废水。利用该厂酒精生产的间歇周期，使后续工艺处理负荷降低，并在酒精生产停产期能够连续运行。静沉池 COD 去除率约 10%。

③增设一个 2×100m³ 的预处理池。该池利用专利技术，装填预处理材料，运行时两池交替使用，并在此对水温进行调控（出水温度冬季需用蒸汽加温，并控制在 40～45℃）。甜蜜酒精废水只有经过该预处理方能保证厌氧工艺的稳定运行。

④新增加 3 个 1000m³ UASB 反应器，作为第一级厌氧工艺。设计运行负荷 5～6kgCOD/(m³·d)，中温（35℃±1℃）发酵，COD_{Cr} 去除率 70%～75%。在 UASB 设计上的布水系统及三相分离器均为多年实践之结晶，能有效截留污泥，提供废水与污泥良好的接触条件，运行管理简单、稳定。

⑤将原有Ⅰ级厌氧反应器改造成为完全混合式厌氧反应器。作为新工艺流程中第二级厌氧单元使用。设计运行负荷 2.7～3.6kgCOD/(m³·d)，常温运行，COD_{Cr} 去除率 30%～50%，此外，还将原有Ⅱ级厌氧反应器改造成厌氧池。

⑥新增一套物化气浮装置，处理能力为 100m³/h。

⑦对原有繁杂布局、不合理的工艺等进行了改造，取消功能不合理的管道，按新处理系统重新布管，使其布局畅通和简明，功能突出，方便了运行管理。

五、工程改造后的运行效果

1．工艺流程的启动

由于原工艺流程在设计上未能充分认识到糖蜜酒精废水的特殊性，致使设计与使用间存在很多矛盾与差距，最大处理能力仅达到 36m³/d，出水指标也未能达到合同要求，被迫停止运行，等待改造。本次技改工程从设计到完成施工耗时 10 个月。启动中最大问题是厌氧接种污泥来源。根据当地实际情况，采用牛粪筛除杂物方法直接接种并启动，启动负荷为 1.5kgCOD/(m³·d)，仅用了 35 天（1996 年 11 月 10 日～12 月 15 日）便达到了设计运行负荷 6kgCOD/(m³·d)。由于生产上的安排，启动成功后无废水和蒸汽继续运行而停产等待约 15 天。恢复生产后，仅用一周时

间再次达到满负荷稳定运行。UASB 启动运行后，pH 值一直保持在 7.0～7.6，未出现酸化现象，沼气产量稳定。

2．运行监测结果

1997 年 1 月 10～20 日稳定运行期间进行了系统各项指标的监测工作。各处理单元的运行结果列于表 20-2。

表 20-2　运行监测结果

项目	静沉池		UASB 反应器出水	Ⅰ级厌氧反应器出水	曝气池		气浮池出水
	进水	出水			进水	出水	
水量/(m^3/d)	600	450	450	450	810～930	810～930	810～930
COD_{Cr}①/(mg/L)	40779	36892	12146	10328	4646	2619	1178
COD_{Cr}①去除率/%	9.30		67.16	14.97	43.63		55.02

①均为平均值。

每日处理水量 450m^3（相当于原废水 150m^3），达到设计能力。厌氧（UASB）出水 COD_{Cr}偏高，相应去除率就低，属于预处理填充材料不足引起（孟方只提供了设计需要量的 30%）。经实测，每日可产沼气 5500m^3，较为理想，所以沼气全部用于燃用锅炉。

六、存在问题

本工程经技改后，基本达到预期处理能力，但仍存在一些问题。

①按工艺要求，需要预处理填充材料约 80m^3，但厂方仅提供 25m^3，使预处理效果大大降低，造成 UASB 去除率降低，实际运行中平均 COD_{Cr}去除率只有 67%左右，比预期的 75%有相当差距，给后续处理带来困难。

②原Ⅰ级厌氧反应器虽经内部改造，但受原装置结构的限制，如径高比严重失调。改造后的处理效果，特别是截留污泥能力依然较差，加之厂方投入的接种物（牛粪）严重不足，致使处理能力提高困难。

③曝气池系统受经费限制未加改造，加之上述原因造成的厌氧出水未能达到设计要求及厂方提供的工艺水量不足，形成超负荷（约为 1 倍）运行状态，去除率较低。

④上述原因造成曝气池出水 COD_{Cr}偏高，致使气浮装置运行较困难，运行中投药量较大，沉淀物不易除净。

七、结论

孟加拉 JAMUNA 酒精厂糖蜜酒精废水处理的技术改造是成功的。其处理水量、沼气产量及出水 pH 值均达到了合同书的要求，使原来不能运转的废水处理工程能较正常稳定运行。在 UASB 的启动中，采用牛粪作为接种和快速启动方法，使 UASB 在启动后 35 天内就达到满负荷运行。由于原设计存在严重缺陷，加之厂方及资金原因，废水处理效率未能完全达到设计要求。同时，如何提高糖蜜酒精废水这种特殊有机废水的处理效果，仍是值得重视和深入研究的课题。

⊙本文作者：张敏，王凯，黎方强

第二十一篇

利用光合细菌处理糖蜜酒精发酵液中试研究

一、概述

糖蜜酒精废液是制糖工业中残留物废糖蜜进行酒精发酵后产生的酱油色浓稠的废液，其COD_{Cr}高达十余万毫克每升，含有大量酵母菌体，成分复杂，严重污染环境。目前还没有经济适用的糖蜜酒精发酵废液净化处理技术。虽然已有人用沉淀回收法、厌氧消化法和UASB反应器处理法等对废糖蜜酒精发酵废液处理进行了大量探索，但这些方法处理效率低，只有50%左右，且存在管理复杂、运转费用高、处理后剩余污泥难以利用等问题。利用光合细菌处理高浓度糖蜜酒精废液，不仅工艺设备简单且处理费用低，处理后菌体还可以综合利用，不造成二次污染。本文在小试研究的基础上采用厌氧可溶化发酵-光合细菌（UASB-PSB）四级反应槽法处理大同糖厂糖蜜酒精发酵废液，COD_{Cr}和BOD_5去除率分别达95.3%和96.1%，且处理后废液中光合细菌浓度可达10^7～10^8个/mL，既可作饲料添加剂又可作为菌肥使用。

二、材料与方法

1. 菌种与工艺流程

（1）可溶化菌种　取自然驯化培养的混合厌氧菌。

（2）PSB菌种　由山西大学光合细菌研究室提供，从20多株PSB中选取高效10株菌株合理搭配而成，名录如下：球形红杆菌（*Rhodobacter sphaeroide* ATCC 17023）；深红螺菌（*Rhodospirillum rubrum* ATCC 11170）；沼泽红假单胞菌（*Rhodopseudomonas palustris* ATCC 17001）；深红红螺菌（*Rhodospirillum rubrum* 菌株8）；沼泽红假单胞菌（*Rhodopseudomonas palustris* 菌株18，37）；球形红杆菌（*Rhodobacter sphaeroide* 菌株55）；荚膜红杆菌（*Rhodobacter capsulatus* 菌株48）；酒色着色菌（*Chromatium vinosum* 菌株S）；泥生绿菌（*Chlorobium limicola* 菌株N）；着色菌（*Chromatium sp.* 菌株52）。

（3）工艺流程　见图21-1。

2. 废液来源及主要指标

废液来源于糖厂酒精车间蒸馏后的外排液，工业上称废醪液，主要指标见表21-1。

3. 试验设备及运行条件

厌氧发酵罐有效容积$12m^3$，上部是三相分离器，中下部有蒸汽盘管加热器，控温在35～37℃。PSB 1#、2#、3#罐有效容积$2m^3$，内置100W潜水泵搅拌，罐敞口放置，微好氧培养，上部用碘钨灯照明，强度2000Lx，温度28～30℃。PSB 4#罐有效容积$1m^3$，其他条件同上。成品罐光照厌氧培养。采用连续进水方式，处理废液2t/d，PSB罐出口DO 0.1～0.4mg/L，稳定运行3个月。

4. 试验基本参数和分析方法

COD_{Cr}、BOD_5、DO、TVA、氨氮、悬浮物按标准方法进行规定；pH值用精密试纸测定；

异养细菌总数用平板菌落计数法；光合细菌用 MPN 法（五管法）和 RCUBN 平板计数法计数。

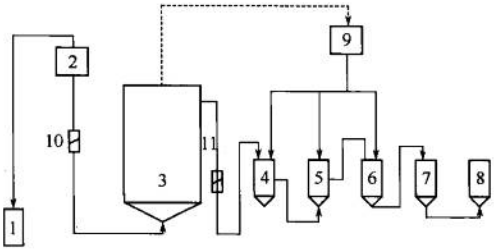


图 21-1　工艺流程示意

1—贮液池；2—高位槽（2t/d）；3—厌氧罐（容积 12m³）；4—PSB1#（容积 2m³）；5—PSB2#（容积 2m³）6—PSB3#（容积 2m³）；7—PSB4#（容积 1m³）；8—成品罐（容积 2m³）；9—光合细菌培养槽；10，11—流量计

表 21-1　废液各主要指标

COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	SS/(mg/L)	pH 值
(6～10)×10⁴	(5～7)×10⁴	7717～8683	4.64～5.20

三、结果与讨论

1．处理效率

UASB-PSB 法处理效率见表 21-2、图 21-2 和图 21-3。

表 21-2　废醪液经 UASB-PSB 法处理效率

项目	COD_{Cr} /(mg/L)	COD_{Cr} 去除率 /%	BOD_5 /(mg/L)	BOD_5 去除率 /%	COD_{Cr} /BOD_5	TVA /(mg/L)	TVA 利用率 /%	NH_3-N /(mg/L)	NH_3-N 利用率 /%	DO /(mg/L)	pH 值
废醪液	90965		62812		1.45	1879		129			
厌氧罐	21266	76.62	15201	75.80	1.40	7481		1885			
PSB1#罐	8390	90.87	5466	91.30	1.54	4740	36.6	812	56.9	0.1	6.8～7.2
PSB2#罐	6903	92.41	3982	93.66	1.73	3895	47.9	610	67.6	0.2	7.0～7.6
PSB3#罐	5657	93.70	3032	95.17	1.87	2891	61.4	464	75.4	0.2	7.2～7.4
PSB4#罐	4248	95.33	2439	96.12	1.74	2348	68.6	420	77.7	0.3	7.2～7.4

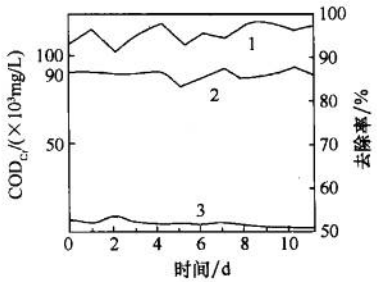


图 21-2　COD_{Cr} 去除率变化曲线

1—总去除率；2—进水 COD_{Cr}；3—出水 COD_{Cr}

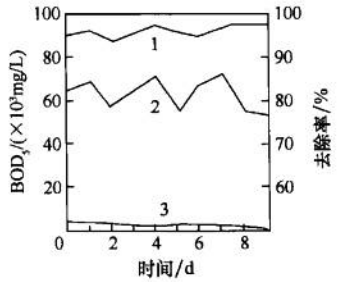


图 21-3　BOD_5 去除率变化曲线

1—总去除率；2—进水 BOD_5；3—出水 BOD_5

除个别特殊情况外，废醪液经处理，COD_{Cr} 和 BOD_5 去除率高，分别可达 95.33% 和 96.12%。

2. 菌数和优势度

处理系统中 PSB 的数量及优势度见表 21-3。

表 21-3　处理系统中 PSB 的数量及优势度

取样	异养菌数 /（个/mL）	光合细菌菌数 /（个/mL）	优势度/%	取样	异养菌数 /（个/mL）	光合细菌菌数 /（个/mL）	优势度/%
PSB 1# 罐	5.24×10^6	1.40×10^8	96.4	PSB 4# 罐	0.97×10^7	3.45×10^9	99.7
PSB 2# 罐	2.04×10^7	3.74×10^8	94.8	成品罐	1.44×10^7	5.602×10^9	99.7
PSB 3# 罐	1.78×10^7	1.26×10^9	98.6				

随处理罐增多，PSB 数量大幅度增加，一般以 PSB 四级处理为宜。为提高 PSB 在处理系统中的优势度，采用两个措施。一是菌种的选择。用混合菌株处理高浓度有机废液，因其具互补性，可充分分解有机物，大量繁殖。二是在 PSB 4# 罐中采用浅层培养。在 PSB 4# 罐上增加光照面积，以诱导色素形成，使 PSB 4# 罐中菌液颜色呈微红色，为成品罐中 PSB 浓度的提高奠定基础。

3. COD_{Cr}/BOD_5 的变化情况

从表 21-3 可以看出，厌氧罐可溶化处理后，COD_{Cr}/BOD_5 下降，随着 PSB 1# 罐、2# 罐、3# 罐、4# 罐处理，该比值逐渐升高，说明经厌氧罐可溶化处理后，废醪液被降解，生成大量小分子有机物质，为 PSB 提供了丰富的营养物质。随着 PSB 各罐一级处理，有机物质逐步被分解利用，PSB 大量繁殖，菌液逐渐转变成红色。

4. 厌氧罐产气情况

产气量平均为 $10.184m^3/d$，主要是 CH_4 占 75%，其次是 CO_2 占 22%，O_2、H_2S 等占 3%。

四、结论

①UASB-PSB 四级槽法流程简单，操作简便、易于推广，主要适用于处理高 COD_{Cr}、BOD_5 且黏稠的不易用普通微生物分解的废液，不仅适用于糖厂高浓度酒精发酵废液，而且适用于制醋、酱油等工业的有机废液。

②废液以该法处理后逐步转变成含有大量 PSB 的菌液，既可以作饲料添加剂又可作菌肥直接使用，不会造成二次污染，同时还具有很好的经济效益。

③PSB 是一类能进行不放氧光合作用的特殊细菌，在 UASB-PSB 四级槽法中 PSB 的驯化培养和大量繁殖显得尤为重要，本试验筛选出了处理高浓度酒精发酵废液的高效 PSB 菌株，从而大幅度提高处理效率。

⊙ 本文作者：樊凌雯，张肇铭，杨素萍

第二十二篇

氨氮的吹脱试验研究

一、概述

化肥、石油加工、焦化、皮革、药品、味精、无机化工、乳品、屠宰、肉类、酒及酒精等

行业生产与加工中所产生的含氨氮废水，其浓度一般属于高浓度，也有的是中等或较低浓度的，多在500～5000mg/L之间，对活性污泥的运行有抑制作用，应去除到某一低浓度再进入好氧池。

对于年平均气温较高的南方地区，由于不存在空气吹脱法常见的低温条件下冬季吹脱塔结冰的问题，因此采用蒸汽汽提吹脱的必要性不大。目前国内严格意义上采用吹脱法处理味精废水、垃圾渗滤液、焦化废水等工程实例尚不多见，尤其是对于中等含量氨氮的废水吹脱除氨氮的技术与处理设备，报道更是少见。味精废水由于氨氮浓度高对生物处理有抑制作用，因而脱氮与生化很难取得良好的处理效果。为了使味精废水顺利进行生化处理，必须进行预处理——氨氮吹脱。

工程中常见的脱氨方法有微生物法、氨吹脱法、氨汽提法、折点加氯法、离子交换法、土地处理法等，但对于高浓度或中等浓度的味精废水、化肥厂废水等含氨氮废水较为经济有效的方法是吹脱法。而且味精废水、化肥厂废水经吹脱后，不仅吹脱了大量的游离氨氮，还可去除部分的COD_{Cr}、BOD_5、苯酚、氨化物、硫化物质及其他难以生化的、毒性大的挥发物质，对后续的生化作用极为有利。氨氮吹脱法包括空气吹脱法和蒸汽汽提吹脱法两种，蒸汽汽提吹脱法虽然效率较高，但能耗大，需要增加蒸汽锅炉，设备复杂，维护维修工作量大。本试验针对气水比、pH值、水温、气温、停留时间（也称接触时间）、水力负荷、填料、脱氮效率与布水方法等着重进行了研究。

二、氨氮废水的来源与水质

小试味精废水来源于江苏天香味精集团用肤酸钠半成品加工生产的味精过程废水。水质为COD_{Cr} 2000～3000mg/L，BOD_5 1000～1500mg/L，pH值6～7，TN 500～1000mg/L，NH_3-N 400～800mg/L，试样用塑料取样筒（5000mL容量），取自流入厌氧调节池前的沟道内的进水（入处理站前），运回实验室，在试验和分析前短时贮存在4℃的冰箱内。

三、小试试验研究

1. 试验装置

试验装置如图22-1所示。其中废水曝气瓶容积为2500mL的大口玻瓶，空压机型号为AC0-008，气压为0.04MPa，流量为100L/min，恒温水浴槽，水银温度计（0～100℃），pH计为BY-1型。

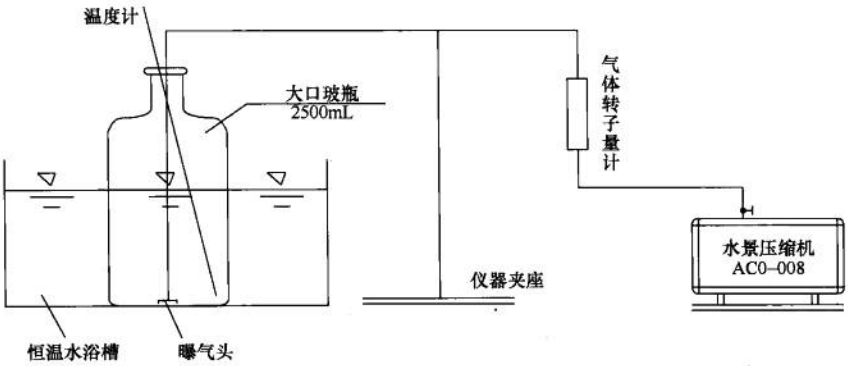


图22-1　试验装置

2. 控制条件

①小试进行时用碱液调 pH 值至 11.5。

②水温以水浴锅加温恒温至试验水样达到 40℃±1℃。

③气水比以 1000∶1、2000∶1、3000∶1 三种进行。

④气温是常温 35℃。

⑤停留时间为 10min、20min、30min 三种进行。

3. 化验分析

不同停留时间与气水比等条件下所进行的试验分析工作是在取样后马上进行的。项目分析方法见表 22-1。

表 22-1 项目分析方法

指标	分析方法	指标	分析方法
水温度	水银温度计直接测量	NH_3-N	蒸馏法，以纳氏试剂比色法
空气流量	空气转子流量计测量	仪器仪表	六联电路、水浴锅、玻质蒸馏器、比色管、滴定管等
pH 值	便携式 pH 测定仪		

4. 吹脱小试试验记录

吹脱小试试验记录见表 22-2。

表 22-2 吹脱小试试验记录

项目	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
进水氨氮浓度/(mg/L)	648	648	648	648	648	648	648	648	648	348	348	348
出水氨氮浓度/(mg/L)	391	302	250	275	182	110	191	110	58	122	59	30
水温/℃	40±1											
气温/℃	常温											
pH 值	11.5											
气液比	1000∶1			2000∶1			3000∶1			750～1000∶1		
停留时间/min	10	20	30	10	20	30	10	20	30	30	60	120
去除率/%	39.6	53.4	61.4	57.6	72	83	70.6	83	91	64.9	83	91.4

5. 试验结果与分析研究

小试进行时，分别取同一塑料水样筒内的原水 2000mL 体积，混合均匀后开始曝气，以曝气时间为 10min、20min、30min 进行，然后测定各个样品的 NH_3-N 进出水样的浓度，得出如下结论。

①pH 值随曝气时间的延长而降低，但过 1h 后降低幅度不大（见图 22-2）。

②水温维持在 40℃左右，基本不变。

③NH_3-N 随曝气时间的延长而下降，但在停留时间 2h 后，已基本处于稳定。

④NH_3-N 去除率与气水比成正比，气水比越大，去除率越高（见图 22-3）。

⑤NH_3-N 的去除率与 pH 值成正比，pH 值越大，去除率越高，但不宜超过 12，因 pH 值大于 12 时，吹脱率提高不明显。

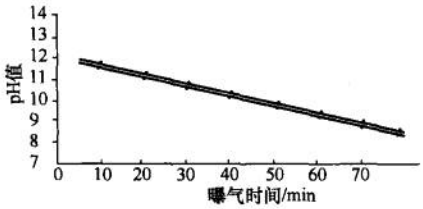


图 22-2　pH 值随曝气时间的变化

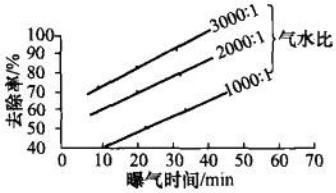


图 22-3　氨氮吹脱去除率在气水比固定时随曝气时间的变化

四、中试试验

中试试验的吹脱塔直径为 ϕ900mm，材质为玻璃钢，高 5m，布水采用喷头一级布水较为均匀，布水不会发生短路现象，设计的气水比 3689∶1～1589∶1。

1. 中试试验装置

中试装置如图 22-4 所示。

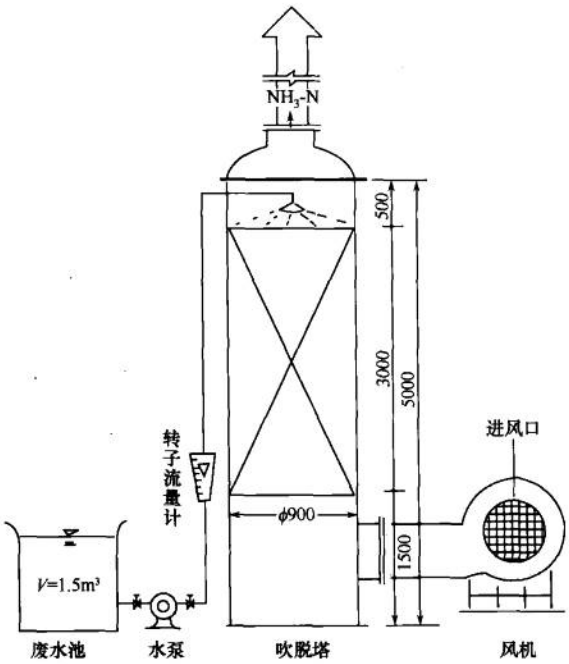


图 22-4　中试装置示意

①吹脱塔 ϕ900mm×5m，废水贮存池 1.5m³。

②填料为化工规整填料鲍尔环，ϕ25mm×25mm，塑料材质，高 3m，比表面积 209m²/m³，空隙率 0.9，填料密度 72.6kg/m³，个数 51100 个/ m³。

③水泵为 3WXB-19 型，2900r/min，流量 Q=3m³/h，扬程 H=19m，功率 550W。

④塑料转子流量计。

⑤空气流量测定用毕托管，S 型，风机 BF4-72-3 型，风量 2219m³/h，风压 1150Pa，N=1.1kW。

2．控制条件与参数

①中试进行时用纯碱调原液（废水）pH 值至 11.2。

②水温是自然温度，没有加温，气温是常温，30～32℃。

③气水比用不同的气水比 1589∶1～3689∶1，水力负荷 0.993～2.201m³/(m²·h)。

④停留时间（在吹脱塔内实际上应是接触时间）=0.969×3=2.907≈2.91s。

⑤由于装置上装了一个喷头，受到喷头流量的限制，水力负荷为 2.201m³/(m²·h)。

⑥原废水氨氮含量基本上控制为一个固定含量，这是因为将原液抽到一个固定水池，氨氮含量是从贮存池中取样测定基本上含量是恒定的。

3．化验分析

以不同的气水比进行试验。仪器仪表基本上同小试试验，除空气流量的测定是用毕托管外。

4．吹脱中试试验结果

表 22-3 为吹脱中试试验结果。

表 22-3　吹脱中试试验结果

项目		1	2	3	4	5	6	7	8	9
水量/(m³/h)		0.6	0.8	1.0	1.4	1.4	1.0	0.8	0.8	0.6
风量/(m³/h)		2219	2219	2219	2219	2219	2219	2219	2219	2219
气水比		3689∶1	2774∶1	2219∶1	1589∶1	1589∶1	2219∶1	2774∶1	2774∶1	3689∶1
水力负荷/[m³/(m²·h)]		0.993	1.258	1.572	2.201	2.201	1.572	1.258	1.258	0.993
进水 NH_3-N 浓度/(mg/L)		669	669	669	669	467	467	467	467	467
出水 NH_3-N 浓度/(mg/L)		40.3	71.24	92.32	115	90	71	58.23	57.10	34.94
空塔气比拟流速	m/h	3968	2274	2219	1589	1589	2219	2274	2274	3968
	m/s	1.102	0.775	0.616	0.441	0.441	0.616	0.775	0.775	1.102
空塔气实际流速/(m/s)		0.969	0.969	0.969	0.969	0.969	0.969	0.969	0.969	0.969
空塔喷水流速	m/h	0.993	1.258	1.512	2.201	2.201	1.572	1.258	1.258	0.993
	m/s	0.000276	0.000349	0.000437	0.000611	0.000611	0.000437	0.000276	0.000349	0.000276
水温/℃		30	30	30	30	30	30	30	30	30
气温/℃		30	30	30	30	30	30	30	30	30
pH 值		11.2	11.2	11.2	11.2	11.2	11.5	11.5	11.5	11.5
氨氮去除率/%		93.98	89.34	86.20	82.81	80.80	84.80	87.53	87.80	92.52

注：1. 试验水样为天香味精厂肤酸钠半成品加工的味精生产废水。

2. 每次试验的数据为三次平均值。

3. 试验时间为 2005 年 9 月上旬。

4. 中试塔直径 900mm，填料高度为 3m，面积为 0.636m²。

5．中试分析研究

（1）气水比与吹脱效率的关系　见图 22-5。在试验条件下：废水 pH 值调至 11.2，水温控制在 30℃，气温为 30℃左右等条件下，改变气水比一个因子，试验测定得到气水比与吹脱效率的关系。在气水比 1589∶1～3698∶1 范围内，测得气水比与脱除氨氮效率的曲线，其形态基本上是一条直线。

（2）pH 值与吹脱效率的关系　在水温为 30℃，气温为常温的情况下，分别固定气水比，调废水的 pH 值，测得 pH 值与吹脱氨氮效率的关系（见图 22-6）。pH 值在 8～10 之间，氨氮吹脱效率随着 pH 值升高而升高；当 pH 值达到 10.5 以上时，氨氮吹脱效率升高缓慢；当 pH 值为 11.5 时，氨氮吹脱效率的增加不明显，当 pH 值大于 12 时，则氨氮吹脱效率基本不再上升。

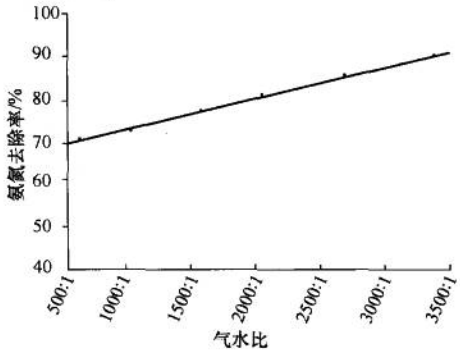


图 22-5　气水比与脱氨效率的关系

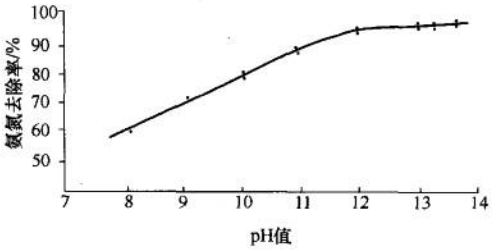


图 22-6　pH 值与吹脱效率的关系

（3）水力负荷与吹脱效率的关系　见图 22-7。在固定废水 pH 值 11.2，气温在常温时，改变水力负荷与气水比进行吹脱氨氮去除效率试验结果时，水力负荷较小［接近 $1.0m^3/(m^2 \cdot h)$］，气水比为 3698∶1 时，可以取得氨氮去除率 92.5%～93.98%，当增加水力负荷时，由于气水比的降低，则去除率也呈逐渐下降的趋势，当水力负荷在 $1\sim4m^3/(m^2 \cdot h)$ 变化的时候，则氨氮吹脱效率是 80.8%～93.98%。在工程实施时，取气水比 2000∶1 使吹脱效率达到 70%以上是有把握的。废水氨氮浓度的变化≥500mg/L 时，为取得出水不超过 200mg/L 是有保证的。

（4）吹脱时间（接触时间）与废水 pH 值的关系　见图 22-8。

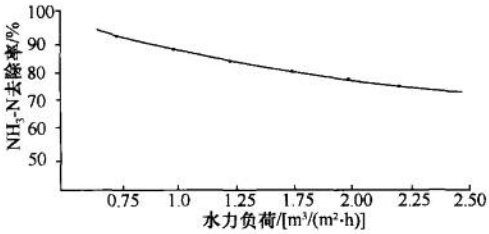


图 22-7　水力负荷与吹脱效率的关系

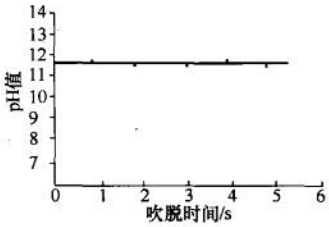


图 22-8　吹脱时间与废水 pH 值的关系

（5）初步结论　含氨氮废水中的氨氮多以铵离子（NH_4^+），其平衡关系为：

$$NH_3 + H_2O \rightleftharpoons NH_4^+ + OH$$

当废水的 pH 值为 7 左右时，氨氮多以 NH_4^+ 的形式存在。随着 pH 值的升高，游离氨的比例逐渐增大，当 pH 值升至 11 时，游离氨所占的比例可以达到 90%左右。此时利用空气吹脱或蒸汽汽提等物理作用便可促使废水中的氨氮从水中向大气转移，从而达到废水脱氨的目的。氨氮吹

脱塔的气水比是影响氨氮从水中向大气转移的主要因素之一。从理论上分析，废水和空气中气态氮的浓度差是废水中气态氮向空气中释放传质的直接推动力，为了最大限度地加快废水中氨氮的释放转移，吹脱工艺必须将吹脱空气快速流动，使所含氨氮浓度尽可能降低，接触和搅动废水的水滴机会尽可能多，吹脱效率才会更高。吹脱氨氮所需气水比的理论值可根据亨利定律和吹脱塔中物料的平衡关系进行计算，理论上20℃时氨氮完全吹脱所需要的最小气水比为2280 m^3/m^3，但实际所需的气水比还取决于废水的水温、pH值以及吹脱塔的高度，布水、布气方式、填料的形式等诸多工程因素。本试验设计氨氮吹脱的不同pH值、布水负荷率和气水比等条件，从而探讨和研究在各种工况条件下，气水比对脱氮效率的影响。

当废水pH值为11.2，水温为30℃左右，吹脱的气水比从1589∶1提高到3689∶1，水力负荷从$4m^3/(m^2 \cdot h)$下降至$1m^3/(m^3 \cdot h)$，氨氮去除率从80.8%上升至93.98%。可见只有pH值调高到适当的范围内，提高气水比才能明显地提高吹脱氨氮的效果。相反，在同样的pH值、水温、气温条件下，水力负荷高则吹脱效率低，水力负荷低则吹脱效率高，也就是说吹脱效率与pH值的升高（由8升至11.5）成正比，与气水比大小成正比，与水力负荷成反比。这进一步说明pH值、气水比、水力负荷等对氨氮去除率影响的程度。

五、结论

①氨氮废水在不同的pH值、水力负荷、气水比等条件下进行脱除氨氮的试验研究表明，氨氮吹脱法气水比在试验条件范围内均对氨氮去除产生良好的效果。气水比大，吹脱氨氮的效率高，但其影响的程度在不同的pH值和布水负荷条件下也有所不同，当pH=11.2，水温30℃，气温28～32℃，对吹氨氮的效果从669mg/L到40.3mg/L，氨氮的去除率为80.8%～93.98%。

②多次试验研究表明，含氨氮废水直接吹脱时，pH=8～9时，吹脱气水比对于氨氮的去除率影响不大，随着pH值的逐渐提高，废水中游离氨成分逐渐增加，吹脱气水比对于氨氮去除率的影响程度也逐步增高。因此，只有pH值调高至适当的范围内，提高吹脱气水比，才能明显地提高脱除氨氮的效率。

③采用吹脱技术，对中等浓度氨氮的味精废水和其他类似的化肥、石油化工等含氨氮废水进行氨氮吹脱时，pH值的最佳范围是11～12，吹脱塔的布水负荷为$1～4m^3/(m^2 \cdot h)$。相应的气水比为（1589～3689）∶1，吹脱后氨氮的浓度可以从669mg/L到73.72mg/L，去除率为75.8%～88.98%。

④吹脱塔内形成气液两相膜，其水液膜表面积大，可使氨氮吹脱效率提高。废水所含氨氮浓度与大气层含氨氮的浓度差越大，越易吹脱。由于吹脱鼓风空气，加速了气液界面的更新速度，同时大大增加了水中气液比及气液接触面积，加速了氨氮的扩散与吹脱，加上好氧菌、硝化菌与反硝化菌作用，大部分的硝酸氮和氨氮被转化成氮气而逸出废水外。

⑤填料与喷水的方式是促使吹脱效果的主要原因之一。从填料性能比较可知化工规整填料的性能要比50mm×50mm的格子填料的性能要好得多，尤其是规整填料体型小，比表面积大，加上填料总有效高度达到3m以上，因此其表面积是巨大的。由于比表面积大，所形成的水膜也大，虽然吹脱塔停留时间只有不到1min，由于3m高的填料具有巨大的表面积，形成气液两相的多次接触，根据传质理论气液两相表面积的大小决定了传质的速率。因此，吹脱塔要取得好的吹脱效果，影响因素较多，喷淋、布水和填料性能也是十分重要的。

⑥吹脱曝气停留时间的关系，从理论与实践上讲，吹脱塔的工程实施一般都是瞬间作用，其停留时间一般仅仅是若干秒钟，不超过1min，这是典型吹脱塔的实施工况。但某些工程中往往还有延时曝气型吹脱，时间往往是以小时计，从几小时到十几小时，此时废水的pH值没有严格的要求，pH值在8～9时，就能够起到吹脱效率较高的作用。这样就省去了调节pH值的要求。

因此，从工程上来讲，有瞬时吹脱和延时曝气吹脱两类，应根据不同的情况和要求选择应用。

⑦经小试、中试试验研究，吹脱塔的水力负荷一般取 1～2$m^3/(m^2 \cdot h)$，不应超过 4$m^3/(m^2 \cdot h)$，若要使氨氮吹脱效率很高时取 0.5～1.0$m^3/(m^2 \cdot h)$。

⑧气水比要根据处理水量、含氨氮浓度、要求的吹脱效率、气温、水温等的不同取值，一般不应低于（1500～2000）∶1，最高可达(5000～6000)∶1。

⑨中等浓度的氨氮废水试验研究尚不多见，大多是高浓度的试验研究。中等浓度氨氮废水的吹脱同样取得了较好的效果，中试规模越大，越接近生产实践。

⑩中试规模大小影响真实效果，中试规模大，与生产越接近。有资料选用 300mm 吹脱塔的中试，所取得的中试效果比我们 900mm 吹脱塔的试验效果要低。这就进一步说明中试规模的大小体现真实性的程度。

⊙本文作者：蒋烈平，沈建国，周国成，王轶，陈潜林，程林，沈忠琪，王亚平

第二十三篇

集约化牲畜养殖场废水处理技术与工程实例

改革开放以来，尤其是近 10 余年来，我国经济建设迅速发展，人民生活水平逐年提高，集约化养殖业在各地兴起，规模越来越大。随着集约化养殖场的建设和运行，每天就要产生一定量的废水，尤其是牲畜废水，处理净化有一定难度。

山西省某市要新建的一座猪、牛（菜牛）养殖场，下面介绍其牲畜粪便污水及冲洗废水处理、回用及生物能源利用项目的情况。

一、牲畜养殖场规模

该牲畜养殖场年养猪 3000 头，养牛 2000 头。冲洗水按有关规定为猪 50L/(头·d)，牛 150L/(头·d)。

二、每日产生的粪尿量

按《沼气技术手册》中统计的数据，猪、牛产生的粪尿量如下：猪粪 6kg/(头·d)，尿 20 kg/(头·d)；牛粪 20 kg/(头·d)，尿 34kg/(头·d)；一般收集率为 80%～90%。

小计：粪量＝6×3000＋20×2000＝18000＋40000＝58000kg/d＝58t/d

尿量＝15×3000＋34×2000＝45000＋68000＝113000kg/d＝113t/d

1m^3 鲜牛粪为 0.7t，1m^3 鲜猪粪为 0.51t，则

折合体积＝40/0.7＋18/0.51＝57.2＋35.2＝92.5m^3/d

粪尿体积总量 Q_1＝113＋92.5＝205.5m^3/d

三、冲洗水量

集约化牲畜养殖场用水冲洗允许用水排水量的规定为：猪冬季 2.5m³/（百头·d），夏季 3.5m³/（百头·d）；牛冬季 20m³/（百头·d），夏季 30m³/（百头·d）。

设计计算时以夏季冲洗水量为准，冲洗水量

$$Q_2=3.5\times3000/100+30\times2000/100=105+600=705\text{m}^3/\text{d}$$

另有资料中的冲洗水量规定猪 50t/（头·d），牛 150L/（头·d），核算得 450m³/d，约相当于冬季的冲洗水量，对设计偏小了。

四、废水产生总量与水质

上面两种计算方法进行比较，选用产生废水量大的作为设计规模依据更为安全可行稳妥。

$$Q=Q_1+Q_2+Q_3=205.5+705+Q_3=1000\text{m}^3$$

式中，Q_3 为场内生活污水及其他废水量。

如果按建设方要求的建设规模日处理 1500m³ 废水量已足够了，可以理解为给发展留有适当余地。

猪粪尿、牛粪尿再加总冲洗水及生活污水等的混合废水的水质见表 23-1。

表 23-1 混合废水的水质

项目	COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	SS/(mg/L)	NH_3-N/(mg/L)	TP/(mg/L)	细菌/(个/mL)	pH 值
猪粪尿	4000～8000	3000～6000	4000	1200	180	10^6	6～9
牛粪尿	1200～2500	1000～2000	800～1500	400	60	3×10^5	6～9
混合废水	1810～3620	1435～2870	1460～2020	560	84		6～9

处理后的出水水质要求按《杂用水水质标准》（CJ 25.1—89）：$COD_{Cr}\leqslant50$mg/L，$BOD_5\leqslant10$mg/L，SS≤10mg/L，NH_3-N≤15mg/L，TP≤1mg/L，pH 值 6～9。

五、 废水处理工艺流程与处理技术

牲畜养殖场污废水的特点是排放集中，水力冲击负荷强，有机质浓度高，水解酸化快，沉淀性能好。废水及污泥处理工艺流程如图 23-1 所示。

牲畜粪尿、冲洗粪尿场地废水及生活污水等在进入调节泥砂沉淀池前，先经格栅、圆形水力筛拦截垃圾及块状、条状杂物，以保护后续处理设备及管道等，防止堵塞或局部管阻，然后进入调节池兼泥砂沉淀池，其主要作用是调节水量、均和水质，并且可沉去大部分泥砂、悬浮物及少量的有机物。调节池出水自流入集水池，再经潜污泵输送至换热加热装置，将其加温至 35℃左右进入厌氧池，厌氧池选用 UASB+AF 厌氧反应器，在厌氧反应器内，大部分有机污染物质被降解净化，并产生甲烷、二氧化碳等组成的沼气。反应器出水再进入 CASS 好氧池进行好氧氧化处理，进一步降解有机污染物和脱氮除磷。由于 SBR 型的好氧反应器对除磷效果不是很高，部分有机污染物和大部分氨氮能被降解硝化及反硝化去除，但对 TP 的去除率不是很高，影响出水水质，因此最后通过化学除磷、加药混凝沉淀、纤维球过滤处理及加氯消毒处理达到中水回用的水质要求。将出水回用于冲洗牲畜饲养场地、洒马路等卫生用水。产生的垃圾杂物作填埋处置，而大量污泥经污泥浓缩池，再经机械脱水后的泥饼是农作物很好的有机肥料，可向农村出售，创造经济效益。厌氧池产生的沼气用于发电及热水锅炉加热等。

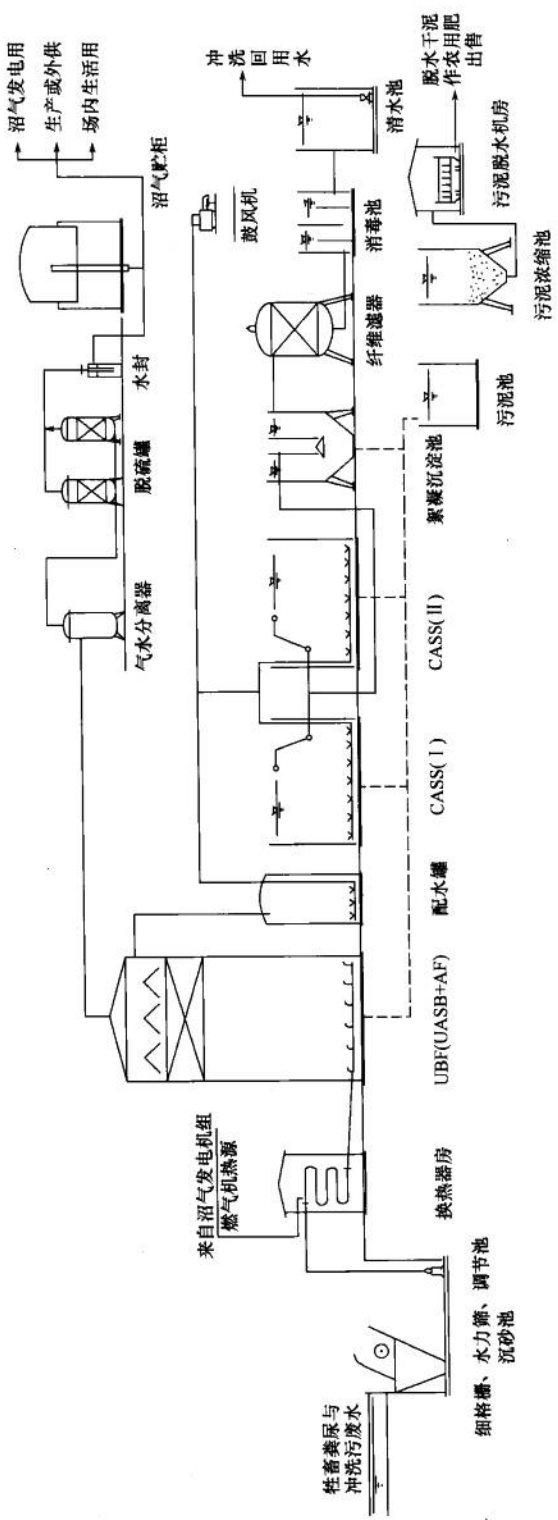


图 23-1　山西省某养殖场废水（牲畜粪尿及冲洗水）及污泥处理流程

六、主要处理构造物及设备设施

1. 调节沉砂沉淀池

池体总尺寸为 16m×8m×4m，池容 448m³，调节停留时间为 6h，中间设隔墙，分隔为两个独立的池子，便于在清淤时可暂时停用一池进行清理。池体为钢筋混凝土结构，预计对 SS 等可去除 50%左右，对其他污染物也起到预处理作用。

2. 集水池

尺寸为 5m×6m×4m=120m³，有效容积为 100m³，钢筋混凝土结构。配 3 台 Q=35m³/h，H=25m的潜污泵，轴功率 7.5kW，配电机 10kW，2 用 1 备。

3. 换热设备

为维持厌氧反应器中温（35℃±1℃）消化，将进水和厌氧反应器的废水进行加热，保证较好的厌氧处理效率。热源是利用冷却沼气发电机组的冷却水及热水锅炉的热水，设两组套管式换热，每组的热负荷为 700kW，共 1400kW，冬季运行两组，夏季运行一组。配备污泥循环泵，将废水从厌氧池抽出，压送至热交换器，最终返回厌氧池。设 3 台循环泵，2 用 1 备，单台流量 80m³/h，扬程 40m，轴功率 16kW，配电机 20kW。

4. UASB+AF（UBF）厌氧反应器

厌氧反应器是由 2 个独立单元组成的 UASB+AF 复合厌氧反应器（罐），为钢结构，成套设备，现场制作加工，外加保温层，每个厌氧反应器容积为 785m³，总容积为 1500m³，容积负荷为 3.3kgCOD/（m³·d），HRT=1.1d。罐内底层距罐底上方 600mm 设进水管，距罐底 200mm 设排泥管，距罐底 400mm 处设回流管，距罐底 5800mm 处设 AF 填料层，高 1000mm，三相分离器设在距底 7000～9500mm 之间，为圆形三相分离器，沼气引出部与三相分离器顶部连接用 ϕ80～100mm的管引出罐体至废气净化系统与贮气柜，距罐体 10500mm 处设出水管（ϕ100mm）引出至 CASS 配水罐。预计复合厌氧反应器对废水 COD_{Cr}去除率达 80%～85%，对 BOD_5 去除率达 85%～90%。

5. CASS 好氧池进水配水罐

CASS 好氧池进水配水罐（箱）为钢结构，有效容积为 500m³，压力容器一座，直径 98200mm，高 H=10000mm。

6. CASS 好氧池

CASS 好氧池为钢筋混凝土结构，设两座，每座尺寸为 20m×10m×6m，运行周期为 12h。反应池内设膜片式曝气器，所需空气采用 3 台鼓风机，2 用 1 备，将空气压送至池内微孔曝气器，单台风机流量为 10m³/min，P=6mH_2O，罗茨风机 N=15kW。CASS 池每单池配一台 200m³/h 的滗水器，两池共 2 台。

7. 絮凝反应沉淀池

设一座絮凝反应池和两座沉淀池，加药絮凝反应的时间为 30min，投加混凝剂 PAC 和助凝剂 PAM，通过加药装置投加。絮凝反应池为 50m³，尺寸为 15m×3.5m，装一台搅拌机进行机械搅拌混合反应。沉淀池容积为 500m³，分两池，尺寸为 8m×5m，立式沉淀池，均为钢筋混凝土结构。

8. 纤维球过滤器

纤维球过滤器为环保设备，配成套产品，采用直径 2.8m 的纤维球过滤器 2 台。

9. 消毒池

二氧化氯发生器投加于消毒池，配二氧化氯发生器一台，容量为 100g/h。

10. 净水池

经过滤消毒后的净化水流入净水池，容积为 $100m^3$，供回用冲洗水，在池内设 2 台潜污泵，一用一备，流量为 $20m^3/h$，扬程 20m，功率 10kW 电机。

11. 污泥处理部分的污泥池

调节沉淀池、厌氧池、好氧池及絮凝沉淀池等的排放污泥汇流入污泥池，池容为 $200m^3$，圆形，直径 $D=8m$，高 $H=4.5m$，钢筋混凝土结构。

12. 污泥浓缩池

污泥浓缩池设两座，$D=8m$，$H=5m$，钢筋混凝土结构，动态沉淀浓缩，浓缩池上清液排至调节池，浓缩污泥用污泥泵输送至污泥脱水机房进行机械脱水处理。

13. 污泥脱水机房

污泥脱水机房安装一台带宽 $B=1m$ 的带式脱水机进行机械脱水，脱水干污泥含水率 75%～80%的泥饼，每日约 50t 作为农肥出售，脱水机房 $100m^2$，砖混结构。

14. 肥料堆棚及运送车辆

脱水污泥可直接装车外运（外来车辆或自备车辆）。因农业使用的季节性，需设置简易堆棚 $500m^2$ 一座，配运送肥料的运输卡车（载重 8t）两辆，堆棚为彩钢板钢梁柱结构。

15. 鼓风机房及配电室（含沼气发电输配电）

因好氧池生化需氧量的需要，配备 3 台风量为 $10m^3/min$，$P=6mH_2O$ 的罗茨风机，建风机房一座与配电室合建，建筑面积为 $200m^2$，单层，钢筋混凝土结构。

16. 沼气发电机房（沼气发酵产生、净化储蓄调节等在沼气综合利用章节内阐述）

建沼气发电机房一座，面积为 $100m^2$ 单层钢筋混凝土结构。近期配置安装一台功率为 200kW 的沼气发电机组，预留一台位置，供扩建发展扩大规模时再安装一台沼气发电机组。

七、沼气综合利用

1. 沼气产生量

产 $100m^3$ 沼气理论上分别需要猪 200 头、牛 56 头，但根据实践，实际产气量为理论值的 50%。

理论产气量＝100×(3000/200＋2000/56)＝$5072m^3/d$

实际产气量＝5072×50%＝$2536m^3/d$

另一种计算方法是：《沼气技术手册》中产气量统计，猪粪便 425L/kgTS，牛粪便 205L/kgTS，故猪粪便产气量＝18×1000×0.425×0.18＝$1458m^3/d$，牛粪便产气量＝48×1000×0.205×0.17＝$1673m^3/d$，两者共 $3131m^3/d$（0.18 与 0.17 是猪、牛粪的含水率）。

还有一种计算方法是以去除 1kgCOD 的厌氧产气量 0.4～$0.5m^3$ 为指标，产量为 1680～$2130m^3/d$，比实际值稍低。

通过上述三种计算方法结果，可以看出理论计算值偏高，指标值计算又偏低，而实际值在三法的计算值中间比较稳妥，因此采用日产沼气量为 $2536m^3/d$。

2. 沼气发电量的计算

沼气的应用（主要是甲烷气的应用）较多，大体有作优质气体燃料、化工原料气、沼气发电利用等。由于该项目规模较小，从能源利用和热能利用等方面考虑，选择沼气发电产生电能，利用内燃机余热加温厌氧消化池的沼气综合利用比较现实。

以国内多处沼气发电实际情况来看，$1m^3$ 沼气的发电量为 1.8～2.2kW·h，以 2kW·h 较实际，日产 $2536m^3$ 沼气，用 $2500m^3$ 发电，$30m^3$ 为养殖场民用，则发电量最大可能达到 2500×

(1.8～2.0)＝4500～5000kW·h，选配发电机功率为200kW规格的沼气发电机组一台。该发电机组机械功率输出200kW，电功率输出190kW，热功率输出270kW，能量输出560kW，机械效率36%，发电效率34.3%，热效率51.2%，总效率85%，所发电能养殖场至多用一半。因此并于电网是最为经济的做法，如果地区电网相距较远或者输送电压较高时，则尽量自用并提供临近单位使用较为合适。

3. 加热热水锅炉

由于沼气发电可提供的热量为270kW，距750×2＝1500kW相差较大，不能满足除利用部分沼气燃烧燃料外还需设燃煤锅炉。山西是产煤大省，煤供应量充足，煤价相对也较低，因此需设一座燃煤锅炉房，配两台600kW/h的热水锅炉，冬季运行两台（兼养殖场办公房、宿舍等采暖），夏季运行一台，锅炉房面积为100m²，砖混结构。

4. 沼气贮存和调节

沼气自厌氧池产出至沼气贮气柜时，沼气必须净化，简单做法是将沼气先经气水分离除去水分，然后进入脱硫罐脱除硫化物后经水封器最后流入沼气贮气柜，沼气贮气柜主要是调节产气和用气间的不均匀性。由于沼气发电24h运行，用气较为均匀，场内用气量不大，因此选用500m³容积的沼气贮气柜一座，为湿式贮气柜，钢筋混凝土结构，贮气柜外罩为钢结构。

沼气发电前的沼气预处理及加压输送至发电机组的燃气机等均由沼气发电机组配置成套设备供应。

八、建设投产估算

建设投资主要包括土建、设备、其他等主要项目，估算如下：土建650万元，设备400万元，土地征用费、围墙、道路建设准备费、设计费等200万元，合计1250万元。处理单位废水综合投资指标为0.803万元/m³。

九、处理成本估算（仅计算直接成本）

建设方提供：山西地区电价0.5元/（kW·h），水价2.0元/m³，人员工资1000元/（人·月）。则电费＝60×24×0.5＝720元/d。处理站配9人，人员工资＝9×1000＝9000元/月＝300元/d。日耗水10m³，水费＝10×2＝20元/d。

燃料费（煤）450元/d，药剂费160元/d，合计日直接费用1650元，单位废水为1.1元/m³。

沼气发电供场内自用，全部用于动力，则每日可省720元，相当于抵消处理费用近45%。

十、经济效益和环境效益

1. 经济效益

沼气发电的经济价值＝200×24×0.5＝2400元/d。

每日可利用处理后达到杂用水标准的50%为500m³/d，每立方米水价2元，节约用水的经济价值2×500＝1000元/d。

每日可生产含水率75%～80%的牲畜有机肥50t，每吨售价以100元计则每日收入为5000元。

上面三项所创造的经济效益达8400元/d，全年达306.6万元，处理站可在3～4年内收回全部建设资金，经济效益显著。若肥料价格超过100元/t，则回收期还可缩短。总的来说经济效益是十分显著的。

2. 环境效益

处理水量以1000m³/d计算：

降低 COD_{Cr} 量＝3.57×1000＝3570kg/d＝3.57t/d

降低 BOD_5 量＝2.86×1000＝2860kg/d＝2.86t/d

降低 SS 量＝2.01×1000＝2010kg/d＝2.01t/d

降低 NH_3-N 量＝0.55×1000＝550kg/d＝0.55t/d

降低 TP 量＝0.083×1000＝83kg/d ＝20.083t/d

若处理水量达到 1500m³/d 时，则环境效益更大，将给养殖场本身和周围环境和水域带来良好的经济效益和社会效益。

十一、各种粪尿的成分及相关数据

表 23-2～表 23-7 收集了各种粪尿的组成及相关数据，供读者参考。

表 23-2　原料的水分、总固体及挥发性固体

原料	含水率/%	总固体/%	挥发性固体/%
猪粪	82.0	18.0	83.9
牛粪	83.0	17.0	74.0
马粪	78.0	22.0	83.8
羊粪	25.0	75.0	
鸡粪	70.0	30.0	82.2
风干粪	35.0	65.0	

表 23-3　不同体重猪的粪尿排泄量

猪体重/kg	粪尿排泄量相当体重的比例/%	粪尿排泄量/[kg/(头·d)]
40～60	24±3	10～14
60～80	24±2	16～18
80～100	21±2	18～20
100～120	19±1	20～22
120～140	16±1	21～22
140～160	14±1	21～23
160～180	13±1	22～24

表 23-4　若干畜禽粪尿的化学组分与浓度　　单位：mg/L

项目	猪		牛		鸡粪
	粪	尿	粪	尿	
BOD_5	63000	5000	24500	4000	65000
TSS	216700	—	120000	5000	—
TN	4660	7780	9430	8340	16300
P_2O_5	1.68	0.15	0.44	0.004	1.54
K_2O	0.14	0.33	0.15	1.89	0.85

表 23-5　几种原料的产气量（自然状态）

原料	产气量/(L/kg TS)	甲烷含量/%	原料产气速率的实际值（占总产气量的比例）/%					
			10 天	20 天	30 天	40 天	50 天	60 天
猪粪	425	65.0	46.0	78.1	93.9	97.5	98.1	100
马粪	297	63.6	63.7	80.2	89.0	94.5	98.5	100
牛粪	205	59.0	34.4	86.2	86.2	92.7	97.3	100
鸡粪	310	67.0	—	—	—	—	—	—

表 23-6 畜禽类粪尿排泄量（近似值） 单位：kg

分类	体重	一昼夜排泄量			一年的排泄量		
		粪	尿	合计	粪	尿	合计
猪	50	6	15	21	2190	5475	7665
牛	500	20	34	54	7300	12410	19710
马	500	10	15	25	3650	5475	9125
羊	15	1.5	2	3.5	547.5	730	1277.5
鸡	1.5	0.1	0	0.1	36.5	0	36.5

表 23-7 温度对鸡粪、猪粪、牛粪厌氧发酵沼气产量的影响

发酵温度/℃	鸡粪			牛粪			猪粪		
	滞留期/d	产气率/[m^3/(m^3·d)]	VS 去除率/%	滞留期/d	产气率/[m^3/(m^3·d)]	VS 去除率/%	滞留期/d	产气率/[m^3/(m^3·d)]	VS 去除率/%
15	55	0.48	50.8	60	0.24	40.0	15	1.2	60
20	40	9.72	60.5	45	0.42	41.0			
25	30	1.38	61.1	32	0.50	60.0			
30	24	1.80	71.5	28	0.60	64.0			
35	20	1.45	75.0	25	0.65	69.3			
25～30	11	0.86	60						

⊙本文作者：王盘君，姜达君，倪晓红，周国成，王春林，王洪春，姜克铎，陈铁树，余计仁

第二十四篇

麻纺工业废水处理技术与工程实例

一、生产工艺与废水产生

麻纺织品主要是由麻纤维或麻纤维与化学纤维按不同比例混合制成的纺织品。

麻的种类较多，主要有苎麻、亚麻、黄麻、洋麻，其中具有使用性能的主要是苎麻和亚麻，而黄麻与洋麻主要用于编织麻袋及其他工业用品。麻纤维属于纤维素纤维，在韧皮纤维中，除纤维素外，还含有胶杂质。胶杂质大部分包围在纤维外表，使纤维胶结在一起，呈紧固的片条状物，此即为原麻或生麻。胶杂质主要由半纤维素、果胶及木质素等组成，脱掉韧皮中的胶质，使纤维

互相分离，即可获得具有可纺性纤维，亦即熟麻，这一过程称为麻脱胶。品种不同，麻的纤维长度不同，纤维的机械物理性能不同，其脱胶方法也不同。一般苎麻多采用化学脱胶方法。即在碱性条件下，去除纤维上含有的果胶、木质素等，与棉织物的煮炼工序颇为相似。亚麻、黄麻、洋麻等的纤维较短，多采用生物脱胶（细菌脱胶），其中亚麻也可采用化学脱胶方法。生物脱胶是利用天然的或人工培养的细菌的发酵作用，进行沤麻或烘麻，以除去麻纤维上含有的木质素、果胶等物质。生物脱胶又可分为集中和分散两种方式。前者是选择水源较好的地区，设立加工厂，规划发酵区，将麻浸入水中清洗，我国浙江、江苏一带较多采用此法。后者多为产量较少的地区，利用附近天然的水域，进行发酵清洗。生物脱胶法要求在发酵过程中保持一定的深度和 pH 值，如控制不当易使纤维破坏。生物脱胶会对天然水域产生污染，化学脱胶一般在工厂内进行，脱胶后的苎麻、亚麻、黄麻、洋麻纤维在麻纺工厂加工或织成麻袋及其他工业用品。为使苎麻、亚麻织物具有较好的使用性能，还需进行炼漂处理（与棉织物炼漂相似），以使织物获得一定白度，利于织物的染色和印花。苎麻和亚麻为纤维素纤维，其强度均大于棉纤维，具体构造与棉纤维不同，其纤维细胞呈封闭形，化学稳定性较好，不易染色，故染色和印花产品多为浅色织物。

麻混纺织物的染色工艺所使用的染料、助剂与棉及其混纺织物基本相同，麻纤维染色上染率较低，且多为浅色薄型夏季服装用织物。其染色废水色度较低，有机物含量也较低。

二、废水水质与水量

在麻及麻混纺织物的加工过程中，排放的脱胶废水及染色废水，麻（苎麻、亚麻）化学脱胶废水量为 550～610m^3/t 原麻，麻纺染色废水量为 250～350m^3/万米。

苎麻脱胶、苎麻染色和麻绢混纺染色废水水质分别见表 24-1～表 24-3。

表 24-1　苎麻脱胶废水水质

项　目	煮炼废水	中段废水	漂洗废水
pH 值	13～14	8～9	5～6
COD/(mg/L)	15000～18000	360～450	100～120
BOD_5/(mg/L)	5500～7000	120～160	20～30

注：煮炼废水碱性强，呈棕褐色，占排放废水总量的 20%左右，中段水包括煮炼后洗麻水、浸酸水、拷麻水点，排放总废水量的 40%～50%，漂洗废水点排放总废水量的 50%～60%。

表 24-2　苎麻染色废水水质

项目	pH 值	COD/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	色度/倍
数值	9～10	500～800	200～300	200～500

注：表中所用染料为硫化染料、还原染料、活性染料。

表 24-3　麻绢混纺染色废水水质

项目	pH 值	COD/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	色度/倍
数值	8～9	250～350	120～170	200～300

注：表中所用染料为硫化染料、冰染料、直接染料及部分分散染料。

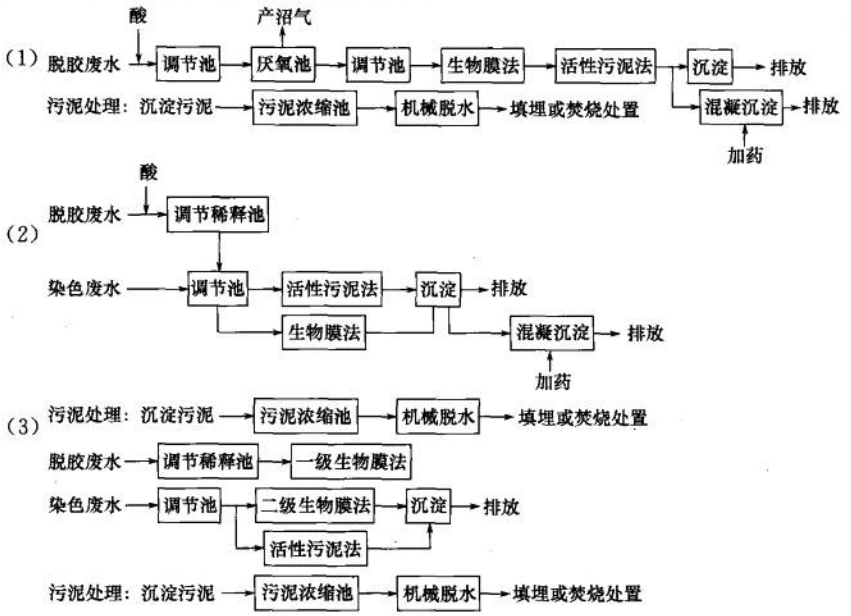
三、废水处理技术及典型处理流程

麻脱胶废水及染色废水均为有机废水，国内绝大多数厂家均采用生物处理作为主要处理单元，很少单独采用化学处理方法。脱胶废水生物降解性能较好（BOD_5/COD=0.3～0.4），一般采用厌氧生物处理后，再与染色废水混合进行好氧处理，或稀释后采用好氧生物处理。厌氧生物处理法的处理效率及停留时间，根据其在全流程中的作用、厌氧条件及技术经济比较而定。一般停留时间为数小时至几日，COD 去除率为 40%～60%，好氧生物处理 BOD_5 去除率为 85%～90%。

厌氧生物处理法主要采用厌氧消化池、升流式厌氧污泥床反应器及管道厌氧消化器等。好氧生物处理法主要采用生物膜法（生物接触氧化池、生物转盘）及活性污泥法。

生物处理方法对麻脱胶及染色废水中的有机物有较好的去除效果。为进一步去除废水中剩余的 COD 及色度，还应再串联化学处理（如混凝沉淀）单元，但国内采用较少。

典型的麻脱胶与染色废水处理流程如下。



脱胶废水经稀释后，采用生物转盘法处理时，其进水 COD 值控制在 800～1000mg/L，BOD_5 值控制在 200～300mg/L，盘片有机负荷 18～20gBOD_5/(m^2 · d)，盘片级数用三级或四级，盘片线速度 18～20m/min。COD 去除 50%～60%，BOD_5 去除率 80%～85%，好氧处理法中的生物接触氧化池，停留时间 6～8h，气水比 20∶1～30∶1，当进水 COD=800～1000mg/L 时，COD 去除率为 50%～60%，BOD_5 去除率为 80%～90%，活性污泥法中表面加速曝气池停留时间 8～10h，污泥负荷 0.15～0.2kgBOD_5/(kgMLSS · d)，COD 去除率为 60%～70%，生物固体停留时间较长，亦有较好的污染物去除效果，要因地制宜选用。

四、实例

1. 某苎麻纺织印染厂废水处理

该厂年产脱胶精干麻 1400t，苎麻染色布 800 万米，苎麻采用化学工艺，经浸酸、碱煮炼拷麻、酸洗漂白、给油等工序制成软麻纤维，再经纺织染色制成染色布。

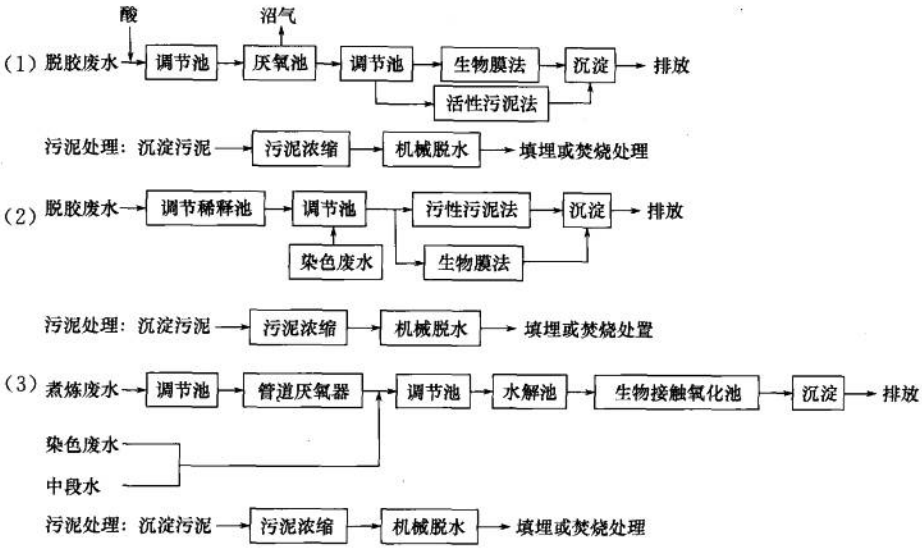
该厂每日排放废水量 3750m^3，其中脱胶煮炼废水 70m^3，染色废水 400m^3，需经处理排放。各工序废水水量、水质情况见表 24-4。

表 24-4　该厂各工序废水水量、水质情况

项目	煮炼废水	一煮冲洗废水	二煮冲洗废水	浸酸水	拷麻水	漂洗水	染色废水
排水量/(m^3/d)	70	70	70	130	1300	1100	400
pH 值	13～14	12～13	11～13	3～4	7～8	6～7	8～10
COD/(mg/L)	15000～18000	1800～2000	750～900	1100～1300	160～200	100	600～800
BOD_5/(mg/L)	5500～7000	700～800	280～300	400～700	50～70	20	200～300

煮炼废水经厌氧处理后与中段废水、染色废水混合，之后水质为：pH 值 7.5～8.5，COD 500～600mg/L，BOD_5 170～200mg/L。

处理工艺流程如下。



设水解池是为了使废水中较难生物降解的物质水解酸化为易溶性物质，改善生物接触氧化池的运行条件。

主要设计数据如下。管道厌氧消化器，中温消化，水力停留时间为 2h，废水 pH 值预先调到 7～8，消化器为钢制结构，直径 2000mm，总长 50m，串联运行，内置半软性填料。调节池停留时间为 8h，水解池水力停留时间 2h，生物接触氧化池（推流二段式）停留时间 4h，沉淀池（立式）停留时间 2h。

处理效果见表 24-5。

表 24-5　处理效果

项目	厌氧处理			好氧处理		
	进水	出水	去除率/%	调节池出水	出水	去除率/%
pH 值	7.3～9.0	7.0～7.4	—	7.5～8.0	7.1～7.4	—
COD/(mg/L)	5500～6800	2200～3000	50～59	480～580	110～250	50～70
BOD_5/(mg/L)	1700～2600	200～300	85～90	150～180	15～20	90

注：1. 好氧处理效果包括调节池、水解池、生物氧化池、沉淀池的累积处理效果。

2. 厌氧沼气量为 0.4～0.5m^3/kg COD。

2. 某苎麻纺织厂脱胶废水处理

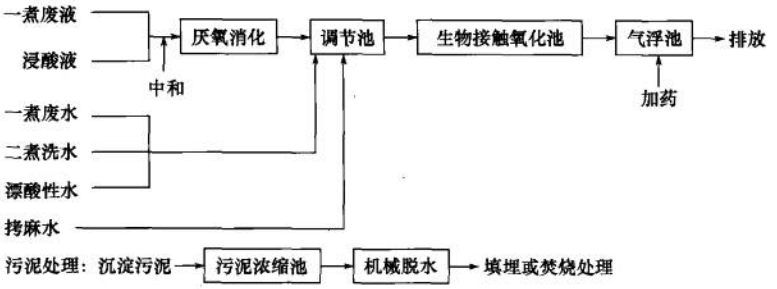
该厂年产精干麻 5000t，原麻经过浸酸、煮炼拷麻、漂洗等工序，最后生产出供纺织用的精干麻，每年使用化工原料 3119t，其中烧碱占 69%，硫酸占 9%，水玻璃占 11%，三聚磷酸钠占 4%，茶油、肥皂、液氯等占 7%。

该厂每日排放废水量为 4460m^3。脱胶各工序排水量及水质见表 24-6。

表 24-6 脱胶各工序排水量及水质

项 目	浸酸水	一煮废液	二煮废液	二煮洗水	漂酸洗水	拷麻水
排水量/(m^3/d)	225	288	270	270	24	3384
pH 值	2～3	13～14	12～13	11～13	2～3	7～8
COD/(mg/L)	900～1100	10000～15000	2000～2400	700～1000	1000～1200	280～320
BOD_5/(mg/L)	350～400	3500～7500	700～800	250～350	400～700	100～120

采用生物处理与化学处理串联工艺，对于高浓度废水先进行厌氧处理，控制出水 COD 值在 1000mg/L 左右，气浮池加药投加硫酸铝。具体流程如下。



设水解池是为了使废水中较难生物降解的物质水解酸化为可溶性物质，改善生物接触氧化池的运行条件。

主要设计数据如下。厌氧消化池停留时间 40h，调节池停留时间 8h，生物接触氧化池停留时间 9h，气水比 40∶1，COD 负荷为 1.8kg/(m^3·d)，气浮池停留时间 0.67h，表面负荷 90m^3/(m^2·d)，回流比 50%，溶气罐压力 344MPa。

处理效果见表 24-7。

表 24-7 处理效果

项目	厌氧消化			接触氧化			气浮	
	进水	出水	去除率/%	进水	出水	去除率/%	出水	去除率/%
COD/(mg/L)	9000～10000	4500～5500	50	881～1240	300～440	66	270～340	16
BOD_5/(mg/L)	3000～4000	600～800	80	200～660	30～100	85	15～40	50

3. 某苎麻纺织厂脱胶废水处理

该厂每年生产苎麻纱 986t，其中精干麻 961t，原麻经过浸酸、煮炼、拷麻，再通过梳麻精梳、粗沙，制成麻球，每年使用化工原料 1980t，其中硫酸占 6%，烧碱占 75%，水玻璃占 8%，磷酸三钠、肥皂、液氯等占 11%。

该厂每天产生脱胶废水 350m^3，稀释后采用好氧生物处理，处理水量 1700t，稀释后废水水质 pH 值 9～10，COD 1000～1200mg/L，BOD_5 550mg/L。

废水处理流程如下。

采用单轴三级生物转盘，稳定塘分为三段，第一段为兼氧段，第二段为曝气段，第三段为脱氮段。

主要设计数据如下。调节池停留时间 6h。生物转盘直径为 3m，玻璃钢盘片厚 6mm，每台 180 片，外缘线速度 18m/min，BOD_5 负荷 18g/(m^2·d)，停留时间 0.5h，共 15 台。斜管沉淀池，玻钢蜂窝直径 50mm。稳定塘塘深平均 3.6m，停留时间 13h。

处理效果见表 24-8。

表 24-8　处理效果

项目	生物转盘			稳定塘		
	进水	处理后	去除率/%	进水	处理后	去除率/%
pH 值	9～10.5	7～8	—	7～8	7	—
COD/(mg/L)	1000～1200	300～560	61	400	150	55
BOD_5/(mg/L)	500～550	60～99	89	75	40	58

4. 某苎麻纺织印染厂染色废水处理

该厂年产苎麻 2100t，苎麻布 720 万米，染色布 560 万米，生产原料为原麻，原麻经煮炼、脱胶、漂白、酸洗等工序，成为软麻纤维，再经纺织、染色的为纱线、坯布及染色布。

该厂每年处理原麻 5500t，消耗各种化工原料 1770t，其中硫酸占 11%，烧碱占 41%，水玻璃占 17%，液氯占 23%，其余如植物油、三聚磷酸纳等占 8%。

每日排放煮炼、浸酸废水及稀释水共 1250m^3，需进行处理，其余几种废水混合后达到排放标准直接排放。煮炼及浸酸废水混合后再加水稀释，水质为 pH 值 8～9，COD 1000～1400mg/L，BOD_5 380～450mg/L，NH_3-N 1.4～2.8mg/L。

废水处理流程如下。

该厂稀释水采用自来水，每天耗水 5000m^3。

主要设计数据如下。调节池调节时间 24h，有效容积 550m^3。生物转盘直径 3m，玻璃钢盘片厚 1mm，盘片中心距 25mm，每片分 10 块组合装配，盘片外缘线速 15～22m/min，共 20 台。

处理数据见表 24-9。

表 24-9　处理效果

项目	原废水	生物转盘	
		处理出水	去除率/%
pH 值	89	7～8	—
COD/(mg/L)	1167	452	61
BOD_5/(mg/L)	38.4	31	92

五、分析与探讨

①随着环境保护要求的逐渐深入，麻纺织品废水治理不应停留在 20 世纪 80～90 年代的治理水平，排放标准也要提高，而应上一个台阶，出水至少要达到 GB 8978—1996 一级标准或更高要求，同时废水处理工艺要增加工序，流程要复杂一些，好在厌氧好氧后面加混凝沉淀脱色过滤和消毒，使处理后的出水稳定地达到 GB 8978—1996 一级标准或回用水水质标准。

②由于麻纺亚生产用水量大，随之排水量也大，一般随麻纺生产规模而定，少到数百吨、数千吨每天，多则数千吨、上万吨每天，因此将生产废水处理到本企业生产回用水标准回用于麻纺工业的煮麻脱胶和浸洗、冲洗等工序是完全能解决的，这样做可节省水资源，同时在生产过程中能做到节能减排的双重效应。

③在所列的几个实例中，有的选用自来水稀释脱胶废水，每日用自来水量达 5000m^3，用量十分可观，这不是长久之计，应该采用厌氧处理技术，将脱胶原废水选用厌氧处理，将 COD 去除 60%～80%，然后和中低浓度废水混合后进行好氧处理和进一步深度处理是比较合理的，好氧处理不限用生物膜法、传统活性污泥法，宜选用活性污泥法发展的新方法，如 A/O、A^2/O、SBR、CASS、ICEAS 等新方法，将会取得更好的处理效果。

⊙本文作者：杨书铭，宋炳瞳，周国成

第二十五篇

毛纺织工业废水处理技术与工程实例

一、概述

毛纺织工业品(包括混纺产品)生产过程中所用染料上染率较高，且不含任何浆料，故染色废水中有机污染物含量相对较低。毛纺织工业染色废水排放量约占纺织工业废水量的10%左右。

二、毛纺织工业废水的形成与产生

毛纺织产品是指完全由羊毛(或其他动物毛)或大部分为羊毛(或其他动物毛)，其余为化学纤维(涤纶、腈纶、粘胶等)通过纺纱、织造、染色、整理等工序生产的纯毛或毛混纺产品，分为毛粗纺产品(厚型织物毛呢、毛毯等)、毛精纺产品(薄型织物毛料等)和毛线产品(绒线产品)。

毛粗纺产品、毛精纺产品以及毛线产品均以毛条为原料，毛条(纯毛条或混纺毛条)是原毛经加工(选毛、洗毛、制条)后的初级产品。

毛纺织工业废水是染色、漂洗、湿整理等工序中产生的各种废水的混合物，包括染色残液、漂洗水、洗缩水等，其中染色残液和初次漂洗水中含有部分剩余染料及大部分或全部染色助剂，污染浓度较高，而漂洗水、洗缩水等的污染物浓度较低。毛纺品的染色除条染、匹染外，还有散毛染色，散毛染色废水中有一定量的流失纤维。

染色废水是指织物在染色或印花过程中产生的染色残液、漂洗废水以及前处理(如洗毛、丝、麻、脱胶、过浆等)、后整理产生的废水的混合废水。但对毛、丝、麻前处理过程中产生的高浓度有机废水，常需单独处理到一定程度后再与染色废水混合处理。

染色废水是含有一定量有害物质和颜色的有机废水，水量较大，其中残余染料和助剂是废水中有机污染物的主体。另外，由于产品经常变化，致使废水水质也经常发生变化，正由于染色废水的上述特点，其治理方法也是多种多样的。国内外的实践表明，生物处理是染色废水处理流程中的主要工艺。

三、废水的水质水量

由于羊毛结构中含有羟基和氨基，因此纯毛织物染色多用上染率较高、染色牢度较好的酸性染料和媒介染料。毛混纺织物染色所用的染料随所用的化学纤维品种不同而不同，除采用上述染料外，还采用分散、直接、阳离子等染料，一般均采用两步法染色。由于织物中羊毛(或其他动物毛)所含比例较高，故仍以酸性和媒介染料为主。染色过程中使用的助剂主要为乙酸、硫酸、重铬酸钾、明粉、柔软剂、匀染剂、渗透剂等。染色后助剂基本上全部进入染色残液中，染色助剂是染色废水中主要的有机污染物质。

毛纺织物的染色过程大都在酸性或偏酸性条件下进行，排放的混合废水的pH值为6～7。具体水量、水质参见表25-1。

表 25-1　毛纺织工业染色废水水量、水质

产品名称	废水水量/(m^3/m)	COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	SS/(mg/L)	pH 值	色度/倍
毛粗纺产品	0.2～0.3	250～450	80～150	150～500	6～7	80～150
毛精纺产品	0.3	150～300	30～80	40～80	6～7	50～80
毛线(绒线)产品	0.3	200～350	50～100	100～150	6～7	80～150

四、废水处理技术及典型工艺流程

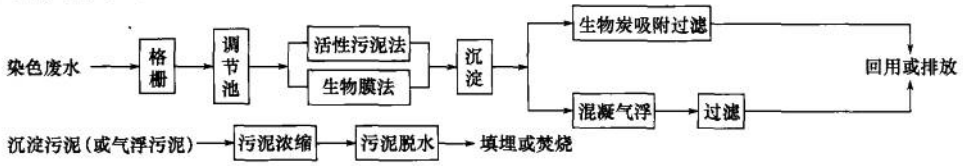
1. 毛纺织工业废水处理技术

毛纺织工业染色废水属于生物降解性能较好的有机废水，废水中还含有 N、P 等元素。废水接近中性，水温适宜(一般为 25～35℃)，因此宜采用生物处理方法，具体形式多样。废水量较大时，多采用表面曝气法、鼓风曝气法或生物接触氧化法。塔式生物滤池由于停留时间较短，有机物去除率较低，只适宜作为有机物浓度不高的毛精纺织物染色废水或作为毛粗纺织物染色废水的预处理装置。生物转盘由于管理方便，较适宜于废水量很少的企业应用，如毛绒厂使用生物转盘较多。

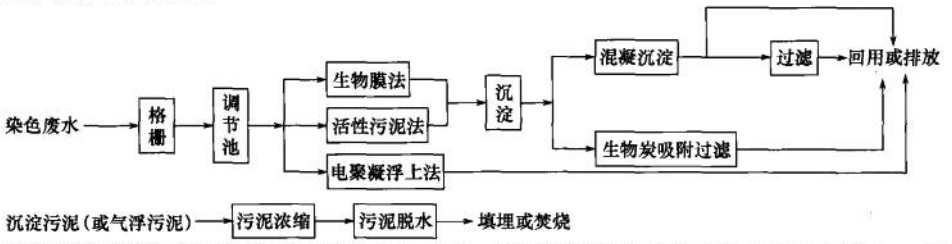
由于各地区对于废水处理过程的要求不同，其治理程度因地制宜，如经上述生物处理单元处理后，仍然达不到当地排放标准时，则需在其后串联其他方法进行处理。一般多采用生物活性炭法或化学混凝沉淀过滤。当采用生物活性炭法时，由于活性炭本身的富集作用，可使有机物在炭体上被微生物降解，而且可以获得较好的脱色效果。也有的厂用混凝沉淀法和混凝气浮法，前者操作管理较简便，占地面积稍大，后者操作管理较复杂，但占地面积较小。采用的混凝剂主要为无机高分子聚合物如聚合铝之类，并投加不同的助凝剂完成混合反应过程。目前国内一些毛精纺企业采用电聚凝浮上法处理染色废水，对有机物有较好的去除能力，但需消耗一定量的钢材。当选择合适的电源电压、电流密度和极板接线方式时，可获得满意的处理效果。

2. 典型毛纺织工业废水处理工艺流程

(1) 毛粗纺织物染色废水处理工艺流程　由于毛粗纺织物染色废水浓度较高，一般在两级生物处理后，通常要串联化学处理，采用较多的是混凝沉淀。为分离染色及湿整理过程中产生的短纤维，使处理系统正常运行，在调节池前应设置细格栅或格网(固定式或回转式)等固液分离设备。具体流程如下。

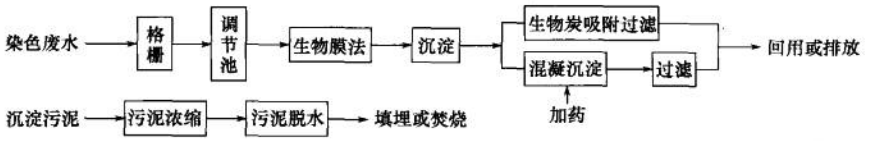


(2) 毛精纺织物染色废水处理工艺流程　毛精纺织物染色废水浓度较低，一般经两级生物处理或电聚凝浮上法处理后可达到排放要求，对排放水质要求较高的地区或考虑回用时仍需做进一步处理。具体流程如下。

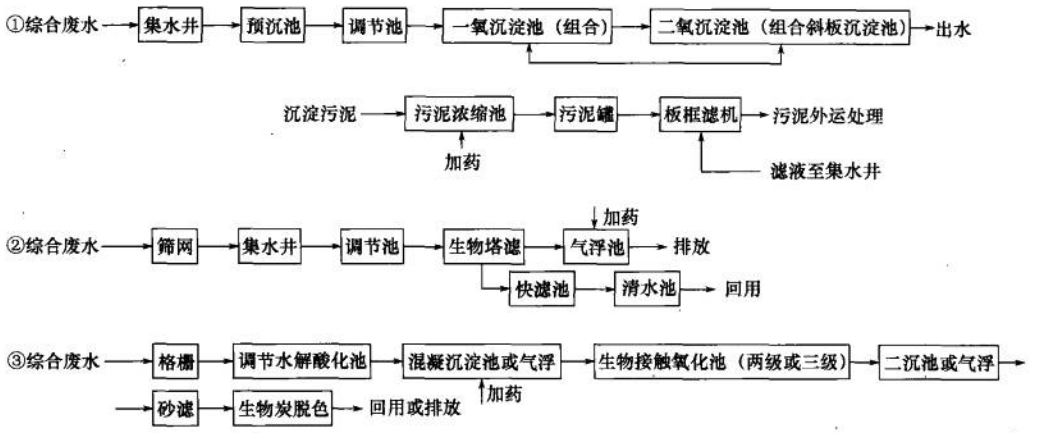


(3) 毛线(绒线)产品染色废水处理工艺流程　毛线(绒线)产品染色废水量相对较小，多采用两级生物膜(生物转盘或生物接触氧化法)后串联生物炭或混凝沉淀处理工艺。

毛纺织工业染色废水为间断排放，水质、水量变化较大，在处理流程中均应设置调节池，调节时间一般为6～8h或更长一些，在有条件的地方可在池内增设曝气装置进行预曝气，以达到水质混合均匀或去除部分降解有机物质目的。具体流程如下。



（4）综合处理　综合的含义是将毛纺混合废水进行综合处理，因为有些毛纺厂尤其是大中型毛纺厂的产品较多，既有粗纺产品，又有精纺产品或毛线产品，因此将几路生产废水混合在一起进入综合处理站处理。工艺流程如下。



五、洗毛废水处理

1. 洗毛废水的产生及水质水量

羊毛中含有羊毛脂、羊汗、砂土、草刺等杂质，杂质的含量与羊的生长环境有关。一般在水草丰盛地区产的原毛，其羊与羊毛脂含量较高，砂土等杂质含量较少；其他非草原地区原毛中羊毛脂含量较低，砂土等杂质含量较高。我国新疆及内蒙古部分地区原毛中含脂量稍高，其余地区原毛中含脂量较低。

为使原毛具有可纺性和可染性，必须去除原毛中的各种杂质，这一过程称为洗毛。洗毛是在投加各种化学药剂和水的参与下，在洗毛机中进行的，洗毛机排出的废水称为洗毛废水。

原毛经过洗毛后成为洗净毛（散毛），洗净水制成毛条后，再经过各种纺纱、织造、染色等工艺，制成各种纯毛纺织产品，或与其他化学纤维按比例混合制成各种毛混纺产品。洗毛废水污染物浓度高，属于高浓度有机废水。

目前我国洗毛均采用五槽组成的耙式洗毛机。其中第一槽为浸洗槽，加水将羊毛浸湿，去除羊毛中含有的大量细砂和容易溶于水的羊汗；第二、第三槽为投加能形成大量泡沫的专用洗净剂（洗涤剂的一种）和各种辅料（纯碱等）的洗涤槽，以去除羊毛表面的羊毛脂；第四、第五槽为漂洗羊毛槽，将羊毛漂洗干净。为节约用水，一般将第四、第五槽较清的排水回流至第一、第二、第三槽再用，进行逆流漂洗，当然还要补充适量的新鲜水。采用逆流漂洗工艺，每洗净1t原毛耗水25～35m^3，先进洗毛设备耗水量已降到10～20m^3。

原毛中含脂量不同，洗净率（洗净毛重占原毛质量的百分数）也不同。一般国外羊毛（澳洲毛、新西兰毛）含脂量为15%～20%，含砂土量少，洗净率在70%以上；国产原毛含脂量为5%～

12%，含砂量较大，洗净率一般在40%左右。羊毛脂是洗毛废水中主要的有机物(1g羊毛脂可以产生3gCOD)，羊毛脂是高级润滑剂。目前国外已有较成熟的从废水中提取羊毛脂的设备(多用于含脂量较高的废水)，当含脂量较低且含泥砂量较多时，羊毛脂提取较困难。

洗毛过程是连续进行的，除第四、第五槽水不断回用外，还需不断向第一、第四、第五槽补充新鲜水。洗毛中的第一槽(浸洗槽)的含砂量较多，需要不断排放，与第四、第五槽的较清废水回流到第一、第二、第三槽，第二、第三槽废水经提取回收羊毛脂后，排放的废水量较小，有机物含量仍较高，需单独进行处理或与其他废水混合治理，视生产企业情况不同而有所不同。

国内洗毛机各槽排放的洗毛废水水质见表25-2。

表25-2　国内洗毛机各槽排放的洗毛废水水质

项目	测定数据		
	第一槽	第二、第三槽	第四、第五槽
pH值	7.0～7.8	8.0～10.0	7.0～8.5
COD_{Cr}/(mg/L)	1000～5000	10000～20000	500～1000
BOD_5/(mg/L)	500～3000	5000～10000	200～400
SS/(mg/L)	1000～3000	3000～10000	200～400

2. 洗毛废水处理实例

(1) 某毛纺织公司洗毛废水处理　该公司年产洗净毛1300t，洗净羊毛绒1000t，每年加工羊毛衫20万件，羊绒衫60万件，粗纺产品50万米，精纺产品30万米，毛毡70万条，毛衬布140万米，针织羊毛纱300t，采用酸性染料、媒介染料、活性染料及硝酸、烧碱、洗剂等助剂，生产工艺包括洗毛、染色、织造等工序。由于国产羊毛含脂率低，没有进行羊毛脂回收。

洗毛废水与染色废水混合后进行处理，每日处理水量为510m^3，混合后的废水水质见表25-3。

表25-3　洗毛废水与染色废水混合后的水质

项目	pH值	COD/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	色度/倍	六价铬/(mg/L)
数值	5～9	1500～2300	700～900	200～250	0.03～0.5

注：表中数据为洗毛机耗水量30～50m^3/t毛时测量的平均值。

废水处理工艺流程如下。

混凝气浮采用自吸式泵前加药，投加混凝剂以硫酸铝为主，停留时间为0.7h，面积负荷98m^3/(m^2·d)，曝气池的曝气时间28h，污泥浓度4000mg/L，污泥负荷为0.1kgBOD_5/(kgMLSS·d)，污泥回流比100%，处理效果见表25-4。

该公司清浊分流后的处理工艺如下。处理效果见表25-5。

表25-4　某毛纺织公司混合废水处理效果

项目	混合后原废水	处理后出水	去除率/%
pH值	5～7	6.5～8	—
COD_{Cr}/(mg/L)	972	68	93
BOD_5/(mg/L)	324	23	93
色度/倍	184	41	78
六价铬/(mg/L)	0.78	0.045	94

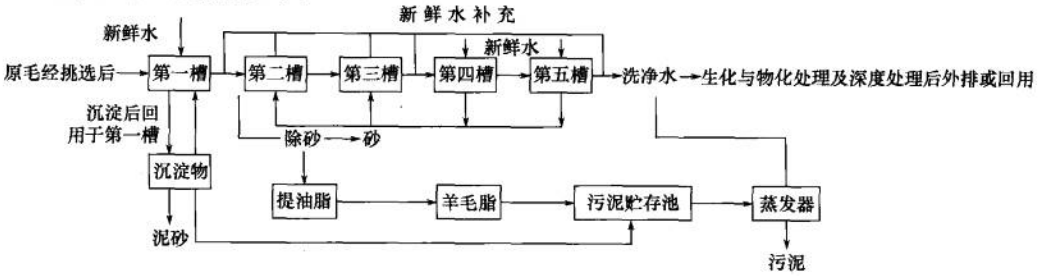
表25-5　某毛纺织公司清浊分流后的处理效果

项目	原废水	出水	去除率/%
pH值	6～6.5	6～7	—
COD_{Cr}/(mg/L)	400～750	117～160	65～72
BOD_5/(mg/L)	150～370	40～110	60～68
色度/倍	30～130	2～8	88～98
六价铬/(mg/L)	0.9～1.8	0～0.4	90～99

染色废水→格栅井→调节池→高位池→电解槽→生化沉淀池→锰砂滤池→清水池→回用或排放

(2) 某毛条厂废水处理　该厂年洗毛 6000～7000t，年产毛条 4500～5000t(以国外羊毛为主)，每吨原毛消耗新鲜水 40～50m³，耗蒸汽 4.5t，消耗洗净剂 56kg，消耗纯碱 17kg，每台洗毛机每天可洗原毛 9t。

废水处理工艺流程如下。



净化过程分以下几个阶段。①泥砂去除。第一槽废水经沉淀后直接回用于第一槽，第二、第三槽废水经除砂(较细的砂)后送入提油机提油，废水回用。②羊毛脂提取。提羊毛脂机(由国产 DPH-30 头道分离机及 DPH-4 二道分油脂机组成)连续提取。③蒸发回收。循环使用到一定程度的第二、第三槽废水(多次提取羊毛脂后)及第一槽除砂后的废水送入污泥贮存池，再送入蒸发器，蒸发后冷凝水再循环使用，废渣(主要是污泥)排放作肥料。

采用闭路循环工艺，可使原毛洗毛机耗水由 44m³/t 原毛降至 9m³/t 原毛，蒸汽消耗量由 4.4m³/t 原毛降至 2.6m³/t 原毛，洗净剂节省 26%，纯碱节省 12%。提取羊毛脂量 15kg/t 原毛，每吨粗制羊毛脂价值为 8000～10000 元，但耗电量增加了 38kW·h/t 原毛，蒸发残液未能坚持使用，仍需外排处理。

(3) 某毛纺厂综合废水处理　该厂采用双膜处理工艺(新工艺)处理，综合废水量 1400m³/d。工艺流程如下。

洗毛废水→调节池→厌氧塔→曝气池→MBF(UF)→精滤器→一级 RO→二级 RO→回用

该厂洗毛废水 pH 值为 7.0～7.5，COD_{Cr} 3500～5000mg/L，BOD_5 2000～2500mg/L，NH_3-N 200～400mg/L，总氮<600mg/L，总磷 0.2～0.6mg/L，铁<80mg/L，总固体悬浮物<8000mg/L，电导率<3000μS/cm。要求的水质为铁<0.1mg/L，锰<0.02mg/L，总溶解固体<300mg/L，总硬度<25mg/L，总碱度<50mg/L，SiO_2 0.3～3.0mg/L。废水处理结果见表 25-6。

表 25-6　废水处理结果

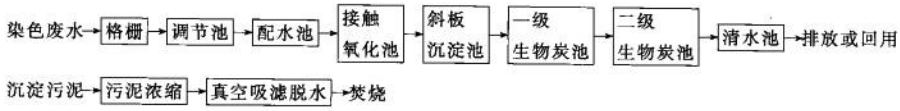
处理工艺流程单元出水水质	总固体含量/(mg/L)	SO_4^{2-}/(mg/L)	COD_{Cr}/(mg/L)	浊度/NTU	总硬度(以 $CaCO_3$ 计)/(mg/L)	总碱度(以 $CaCO_3$ 计)/(mg/L)	电导率/(μS/cm)
混合废水	1470	470	400	79	460	375	3200
水幕除尘器出水	5265	971	212	650	2106	205	5400
沉淀池出水	3711	1262	155	90	1914	194	5800
过滤池出水	2500	1256	172	36	1901	167	5800
曝气池	2480	1236	80	140	1946	174	6000
CM(UF)	2492	1296	78	0	1226	200	6400
RO	85	0	38	0	5	0	110

(4) 某毛精纺厂染色废水处理实例　该厂产品为精纺毛料(380 万米/年)，其中纯毛织物占 53%，毛混纺织物占 47%(为涤纶、腈纶混纺)。每年耗用染料 37t，其中分散染料占 45%，酸性染料占 34%，媒介染料占 15%，直接染料和活性染料等占 6%。使用助剂近 50 种，每年耗用量

43t，其中食盐占45%，乙酸占10%，洗染剂占12%，元明粉占19%，平平加保险粉、抗静电剂等近40种物质占14%。

生产废水排放量为1600m³/d，废水来自精染及条染车间的染色、洗炼、煮炼过程，废水水质如下：pH值0.7～7.7，COD 106～284mg/L，BOD_5 16～56mg/L，色度20～250倍，六价铬0.1～5.0mg/L。

处理工艺流程如下。



主要设计数据如下。格栅带机械齿耙一台，调节池停留时间为6h，设预曝气；接触氧化池停留时间1.5h，气水比10∶1～15∶1；斜板沉淀池间距7cm，上升流速1.15mm/s，停留时间0.85h；生物炭池炭层达2m，接触时间0.42h，气水比3∶1；反冲洗清水池有效容积101m³；污泥浓缩池，重力式，间歇运行，停留时间10～16h。

处理效果见表25-7。

表25-7　处理效果

水质项目	原水	接触氧化沉淀后		生物炭池		总去除率/%
		处理水	去除率/%	处理水	去除率/%	
pH值	6.7～7.7	6.7～7.7	—	6.7～7.7	—	—
COD_{Cr}/(mg/L)	110～285	30～110	55～70	10～70	30～80	70～85
BOD_5/(mg/L)	16～56	2～15	70～80	1～8	50～60	85～95
色度/倍	20～200	2～100	50～80	2～50	50～60	75～90
六价铬/(mg/L)	0.1～1.0	0.1～0.5	40～70	0.1～0.8	25～35	65～75
硫化物/(mg/L)	0.1～1.4	0.1～0.7	50～60	0.1～0.4	30～40	50～60

⊙本文作者：杨书铭，宋炳瞳，周国成

第二十六篇

柠檬酸工业废水处理技术与工程实例

一、概述

柠檬酸是一种重要的化工原料和食品添加剂，它是世界上以生物化学方法生产量最大的有机酸。生产柠檬酸主要有两种方法，一种是以天然含柠檬酸的果实中用榨汁提取的方法制备，另一种方法是发酵生产，目前世界上各国几乎都采用发酵法生产柠檬酸。

发酵法生产柠檬酸是以糖蜜、淀粉质、石油烃、废果渣等为原料，利用霉菌和酵母菌进行发酵，发酵醪液再经提取、精制而获得高纯度的产品。由于提取方法不同，分为钙盐法、萃取法、

离子交换法等。然而由于柠檬酸生产工艺固有的特点，生产过程中产生的高浓度有机废水已成为行业发展的制约因素。

二、柠檬酸生产

1. 柠檬酸生产原料

从广义来讲，任何含淀粉和糖的农产品、农产品加工品及其副产品，某些有机化合物以及石油中某些成分都可以是柠檬酸的原料。目前工业上使用的原料主要有以下几种：淀粉质，如甘薯、木薯、马铃薯及制成的薯干、薯粉、淀粉、薯渣、淀粉渣以及玉米等；粗制糖类，如粗蔗糖、水解糖、饴糖等；制糖工业的副产品，如糖蜜、葡萄糖母液、冰糖母液等。

我国柠檬酸生产以薯干、玉米等淀粉质原料为主，玉米中含有丰富的营养物质，以纯碳水化合物的淀粉为主，还存在一些蛋白质、纤维素、脂肪、无机盐、灰分等非纯碳水化合物。

本文讨论以薯干为原料的柠檬酸工业废水处理技术与工程实例，而以玉米为原料生产柠檬酸所产生的废水浓度较低，处理相对较易。

2. 淀粉质柠檬酸的生产工艺

柠檬酸生产主要以薯干为原料，它的生产工艺流程和主要污染物的来源如图 26-1 所示。

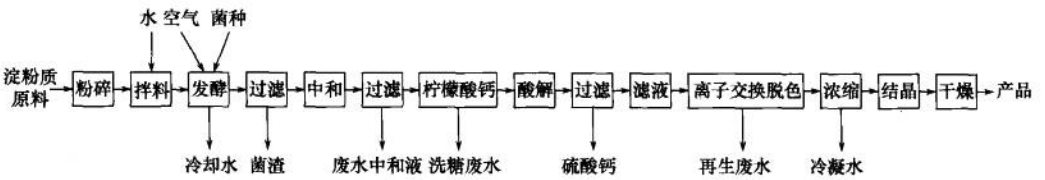


图 26-1 柠檬酸生产工艺流程和主要污染物来源

(1) 糖水 甘薯或玉米经筛选后粉碎，在 α-1 淀粉酶的作用下，淀粉转换成糖，将甘薯渣或玉米渣从糖液中分离出来，糖液进入后道工序。

(2) 发酵 糖液在发酵罐中引入黑曲酶，在有氧中温条件下进行发酵。

(3) 提取 柠檬酸发酵醪液中除了含有主要产品柠檬酸外，尚含有残糖、菌体、蛋白质、色素、胶体、无机盐、有机杂酸以及原料带入的各种杂质，一般采用钙盐法提取柠檬酸。

(4) 精制 酸解后得到的粗柠檬酸溶液通过脱色和离子交换净化，除去色素和胶体杂质以及无机杂质离子。净化后的柠檬酸溶液，通过浓缩，柠檬酸被结晶出来，成为成品(商品)。

三、柠檬酸工业废水水质水量

用薯干生产柠檬酸所产生的废水主要包括：柠檬酸钙洗涤过程中所产生的废糖水原液和1～5遍废糖水；精提车间离子交换产生的废水；全厂产生的其他低浓度废水。

薯干原料生产柠檬酸废水 COD 约为 20000～25000mg/L，BOD_5 10000～15000mg/L，SS 800～1000mg/L，主要成分为糖类、淀粉、草酸钙、蛋白质、胶体物质和部分可溶性无机盐类等，废水 BOD_5/COD=0.5～0.6，可生化性较好。废水水质水量见表 26-1。

表 26-1 薯干原料生产柠檬酸综合废水水质水量

指标	数值	指标	数值	指标	数值
水量/(m^3/t 柠檬酸)	40	COD/(mg/L)	25000	SS/(mg/L)	800～1000
沉淀去除率/%	60～70	BOD_5/(mg/L)	11000	色度/倍	3000
pH 值	4～5	氨氮/(mg/L)	50～70		

四、处理技术

柠檬酸的生产是通过发酵工艺进行的，其排放的废水含高浓度的可生物降解有机物，这些有机物多以碳水化合物及其降解物为主。世界各国对于柠檬酸废水处理大都采用厌氧-好氧联合处理工艺(废水厌氧发酵能产生沼气并降低污染物负荷，但经厌氧处理后的废水还要经好氧处理等才能过标排放)。而这一工艺的核心技术——厌氧处理单元，除了采用厌氧消化池、厌氧接触消化池、厌氧滤池、厌氧流化床外，应用最多的还是20世纪70年代末开始用于食品发酵工业废水处理的UASB厌氧反应器和IC厌氧反应器。UASB和IC具有很高的处理能力和处理效率，尤其适用于柠檬酸和啤酒制造产生的废水的处理。

单纯用UASB或IC等厌氧处理或纯用光合细菌，虽然处理效果较好，但出水还不能达标排放，在实际工程中，宜用UASB或IC反应器和生物接触氧化或好氧曝气工艺等相结合，如还不能达标排放，可在最后加气浮处理或加药混凝沉淀过滤处理等工序。利用光合细菌和光合细菌与酵母菌联合处理，尚处于中试和初步研究阶段，但这也是柠檬酸废水处理研究的一个发展方向。

五、工程实例

江苏某柠檬酸厂以薯干为原料采用发酵法生产柠檬酸，年生产能力为6000t，采用厌氧接触、三级接触氧化好氧后沉淀气浮工艺处理柠檬酸废水。

1. 废水水质水量

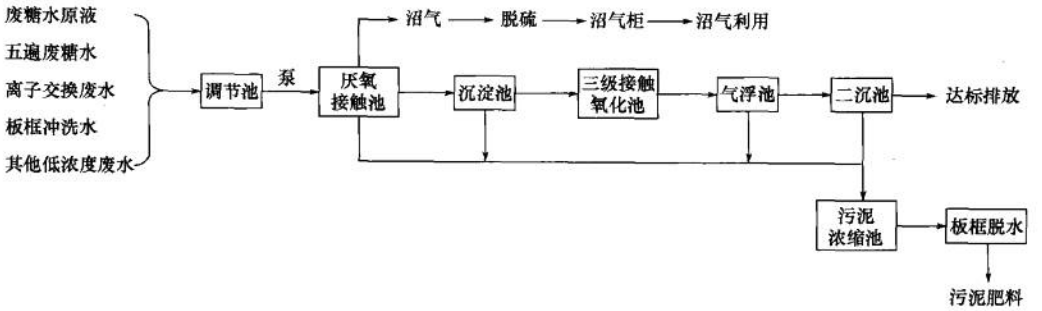
表26-2是该厂废水水质水量。

表26-2　废水水质水量

名称		水量/(m^3/L)	COD/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	pH值	SS/(mg/L)	色度/倍	NH_3-N/(mg/L)
浓废水	原液	220	25500	15000	4.80		1000～3000	
	一次洗糖水	50	20500		4.4			
	二次洗糖水	50	5200		4.4		200	
	三次洗糖水	50	4700		4.5			
	板框冲洗水	30	18300					60
	总水量及水质平均值	400	17650	10500	2.3	450		
稀废水	离子交换废水	170	500		1～2	200	100	
	其他废水	430	1000					
	平均值	600	793		6～8	300		10
	总水量及水质均值	1000	7550	4500		300		35
要求的排放标准GB 8978—1996二级			300	150	6～9	200		25

2. 处理工艺技术

由于柠檬酸生产过程中排放的废水浓度很高，特别是废糖水原液和第一道洗糖废水，其COD在25000mg/L以上，其他生产废水COD也在5000mg/L左右，但废水的可生化性较好，因此，废水处理工艺宜采用运行稳定、成本低的厌氧与好氧生化为主的处理工艺技术。工艺流程如下。



在废水经处理后达标排放的前提下，将各种废水汇集入调节池，先进行厌氧处理(厌氧接触氧化工艺)再进入三段(三级)接触氧化好氧处理后进入气浮池，最后流入二沉池达标排放。厌氧接触沉淀池污泥与气浮池沉淀、二沉池污泥等一并排至污泥浓缩池，最后经板框脱水机脱水后的泥合并作农肥利用。

3. 主要构筑物及设备

主要处理构筑物和设备见表 26-3。

表 26-3 主要处理构筑物和设备

名　称	容积负荷/[kgCOD/(m³·d)]	HRT/h	有效池容/m³	数　量	备　注
调节池		12	500	1	池内设自吸式水泵 3 台
厌氧接触消化池	2.52	72	3000	2	附设污泥循环提升泵 2 台，用水力提升投料器
三级接触氧化池	1.55	24	1000	1	附设鼓风机、填料及微孔曝气器
气浮池				1	规格为 50m³/d 一台
二沉池	水力负荷 $q=0.5m^3/(m^2\cdot h)$	4	200	2	钢筋混凝土结构，圆形
污泥浓缩池			100	1	钢筋混凝土结构，矩形
板框污泥脱水机				1	规格为 2.25t/h 脱水污泥，含水率 75%～80%

4. 工程调试与分析

(1) 厌氧接触消化工序的调试　整个工程的处理效果关键在于厌氧接触消化系统的运行处理效果，因此厌氧调试在整个调试过程尤为重要，整个厌氧调试简要叙述如下。

① 接种污泥及污泥活性恢复阶段(3～4 周)。接种污泥是保证反应器内污泥量达到 10gMLSS/L 以上。污泥来源是本省大型酒精厂废水处理站厌氧消化污泥(含水率 96%～97%)。共 1000m³ 污泥，投加入 2 座厌氧接触消化池。起步时控制容积负荷在 0.5～1.0kg/(m³·d)，pH 值 7～8，连续进水，同时开启内循环泵(按循环流量 1∶5)，池内温度控制逐步升温，最终至 35～36℃。

② 逐步提高负荷阶段。进水 COD 在 5000mg/L 左右，容积负荷从 1.0kgCOD/(m³·d)逐步提高至 2.5kg COD/(m³·d)，每次提高 0.5kgCOD/(m³·d)左右，一般废水每 8～10d 提高一次。

③ 满负荷运行阶段。水直接进厌氧消化池，容积负荷按满负荷稳定运行 10d，内循环量可以保持在 150m³/d 左右。

注意事项如下。

① 若出水 pH 值降低则需加大投碱量，保证碱度在 15000mg/L。

② 注意调整负荷后反应器的异常情况，当发生异常时应采取减少负荷或暂时停止进水等措施。

③ 定期取污泥观察，形成颗粒污泥后可加快负荷的提高，同时加大内循环量，检查判别各进水管进水正常与否，防止布水不均匀，应保证脉冲进水的连续性，促进消化颗粒污泥的形成，

维持良好的运行状态。

④ 应测量挥发性脂肪酸(VFA)浓度，VFA<500mg/L 时，才能增加负荷。

⑤ 产生污泥流失现象时，可向废水中加入一定量的聚铁，促进厌氧池内污泥的聚结。

(2) 调试沉淀　柠檬酸废水经厌氧-好氧处理后，从感观上来说，废水的颜色由深棕色变为淡茶色，COD 也大大降低，根据现场提供的化验数据，厌氧出水 COD 平均在 1000mg/L 左右，COD 去除率在 85%左右，达到了预期的处理效果。接触氧化池至二沉池出水 COD 在 200mg/L 左右，处理效果良好，接触氧化挂膜呈棕色，SVI 值在 100～150 之间，性能良好，该活性污泥紧密，颗粒大，特别是在镜检时发现该污泥絮体中有大量的原生动物和后生动物等。

(3) 物化段气浮加药量试验　废水经厌氧-好氧处理后采用加药气浮反应进一步去除水中的 SS 和 COD。由加药试验可知处理效果最好的加药方式是聚合氯化铝和聚丙烯酰胺两种药剂按 1.5∶1～20∶1 的药量使用，这种加药方式和加药量可使 SS 去除率明显高于单独使用聚合氯化铝，SS 去除率可达 60%以上，且水的透明度也较好，呈淡黄色。但由于聚丙烯酰胺的价格高出聚铝 5 倍以上，当不运行加药气浮工艺时，出水已达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)二级标准，厂方为了降低成本，经常不开气浮工序。

六、处理效果及运行成本

处理效果见表 26-4。

表 26-4　处理效果

监测项目(平均值)	COD /(mg/L)	BOD_5 /(mg/L)	SS /(mg/L)	pH 值	NH_3-N /(mg/L)	各级 COD 去除率/%
进水(调节池)	7600	3800	300	7.0		
厌氧接触沉淀出水	1090	350	120	7.8		85.7
三级接触氧化池出水	218	70		7.5		80
二沉池出水	180	65	60			17.4
总去除率/%	97.5	98.5	80			
GB 8979—1996 中的二级标准	≤300	≤150	≤200	6～9	≤25	

工程总造价 480 万元，处理成本包括电费、药剂费、人员工资及日常维护费用等，为 1.25 元/m^3。

七、分析与探讨

①由于本项目的生产规模较小，建设资金受到一定的限制，加上环保要求较紧，因此选用了比较成熟可靠、调试耗时不长、运行管理较为简单、处理成本不高的传统工艺，如期完成了环保治理限期要求和规定。处理工艺的厌氧部分采用厌氧接触消化工艺，虽然成熟稳定可靠，但因容积负荷只有 UASB 反应器的几分之一，使厌氧池容积增大，耗资不一定节省，如果选用 UASB 升流式厌氧反应器，则有效容积只要 1000～1500m^3，最多是厌氧接触消化池的一半容积，当然 UASB 反应器调试耗时长，如果没有厌氧颗粒污泥接种，调试比较困难，耗时 3～6 个月，甚至更长。但总的来说，新建的柠檬酸废水处理站应尽量选用 UASB 厌氧反应器，尤其是柠檬酸综合废水 COD 在 10000mg/L 以下，更适合选用 UASB 厌氧反应器。

②IC 外循环厌氧反应器是厌氧技术第三代产物，容积负荷大，是较先进的技术，尤其适用于建设场地十分紧张的情况下，更要考虑选用。从江苏某大型柠檬酸厂的废水处理站 IC 反应器运行报告来看，COD 的去除率接近 80%(79.55%)，IC 出水 COD 达到 1650～1850mg/L，比采用厌氧接触或 UASB 反应器要高出 500～600mg/L，这样加大了后级好氧处理的负荷，加上调试

时要从国外进口大量的颗粒污泥，才能缩短调试时间。

③管道厌氧反应器一般埋在地下，如绿地、草坪下，可少占建设用地，但要用多级管道厌氧反应器串联起来，一般要 3～4 级，甚至 4～5 级，增加了建设投资。水力停留时间为 2～3d，COD 去除率达 82%，基本上和厌氧接触消化的效果类同，但综合比较建设投资可节省一些。

④利用光合细菌处理柠檬酸废水时有报道，但要明确的是全靠光合细菌单一作用，还是应与厌氧处理装置串联起来共同工作，即在光合细菌前先用厌氧反应器去除 COD 70%～80%后再串联光合细菌反应器。据多方研究，光合细菌反应器要串联 4 个以上反应器才能将废醪液从厌氧罐出水 COD 由 8390mg/L 降至 4248mg/L，去除率约为 50%，而且每个与串联的下个反应器前后之间的去除率尚不稳定，大体在 15%～25%，因此单靠光合菌还是前面应加厌氧处理段，是应该充分考虑的。笔者认为传统的厌氧技术或者较新的厌氧装置还应充分应用，先用厌氧反应器将高浓度柠檬酸废水(如 COD 在 20000～30000mg/L 的原液)处理到 5000～6000mg/L 时再串联光合菌反应器多级处理，使出水 COD 在 2000mg/L 左右，再接多级接触氧化、SBR、CASS 等好氧处理工艺，最后通过组合气浮、过滤等工艺将柠檬酸废水处理到 GB 8978—1996 一级标准，甚至更高更好的水质(回用水水质要求)是比较合理的。南通柠檬酸厂废水处理站建两座 1000m^3的厌氧消化池，还应用了光合菌处理，其整个处理工艺是厌氧接触消化-光合细菌多级串联-好氧处理工艺。有的只提光合细菌处理，有的提到两座厌氧接触消化池，它们之间的相互关系、相互作用几乎没有更多地指出和明确，尤其是光合菌的去除效率等，是共同作用，联合处理。

⑤高浓度有机废水与中低浓度废水分开处理是一个原则，因为从柠檬酸废水中 40%～50%是高浓度废水，55%～60%是中低浓度废水，尤其是味精生产中离交工序的废水浓度就更低，因此高浓度有机废水在处理工艺的前端应先采用厌氧处理装置将 COD 去除 80%～90%左右，再用好氧处理工艺与此中低浓度的废水合并处理到排放要求，应该是合理、正确、经济的选择。

⑥大力发展废水处理循环再利用。其 COD 达 20000～30000mg/L，因此讨论、探讨、研究将中和废水的回收利用和发酵废水的循环再利用技术是现实问题，应大力开展，这对于保护环境，节约水资源具有重要的现实意义和经济意义，也完全符合国家的节能减排政策要求。

实际上通过技术手段最好是将柠檬酸生产工艺产生的废水(不包括生活污水)处理到达到回用水水质标准的基础上，将其进一步进行深度处理，通过砂滤或膜滤、活性炭吸附与阴阳离子交换柱、臭氧消毒等处理后完全可以达到饮用水水质，作为柠檬酸发酵配料用水，这样既可减少废水对环境的污染，又可节省自来水，使发酵用水达到循环再利用。

⑦湖北安琪酵母股份有限公司在现场进行了酵母废水的中试，结果表明采用 IC 技术加好氧曝气，再辅以物化处理能最大限度地去除酵母废水的污染，取得了良好的净化效果。其实酵母废水的水质成分和含量与柠檬酸废水基本相等，安琪公司所用的 IC 反应器较国外公司的简单多了，在中试中同样取得了 60%以上的处理效果，而且接种污泥用的是武汉百威啤酒厂污水处理站的污泥，同样取得了好的净化效果。由此看来，简易 IC 装置用于处理发酵行业、味精行业、酒精行业、制糖行业、酿酒行业、淀粉行业、啤酒行业、抗生素制药行业等工业废水，接种污泥不必从国外引进。

⑧对于光合细菌处理柠檬酸等有机废水还应加强试验研究，建立厌氧-光合菌的前段处理工艺，后段配上一次好氧或几次好氧来解决浓度特别高的如甜菜制糖与糖蜜废水等高浓度有机废水的治理，寻求稳定可靠的处理工艺在工程中付诸实施和应用。

⊙本文作者：王春林，王洪春，姜达君，周国成

第二十七篇

味精工业生产废水治理现状与发展

一、味精生产工艺及废水来源

味精工业是以大米、淀粉、糖蜜为主要原料的加工工业。味精生产工艺有两种：发酵法和水解法，目前我国生产厂家多采用发酵法生产味精。国内以淀粉水解糖为原料的居多，其生产工艺为：原料→处理→淀粉→液化→发酵→分离与提取→产品，而国外几乎都以糖蜜为原料生产谷氨酸。发酵法主要有淀粉水解糖制取、谷氨酸发酵、谷氨酸的提取与分离和由谷氨酸精制生产味精。

味精废水及废渣的主要来源如下：①原料使用后剩下的废渣(米渣)；②发酵液经提取谷氨酸(夫酸)后的废母液或离子交换尾液；③生产过程中各种设备(调浆罐、液化罐、发酵罐、提取罐、中和脱色罐等)的洗涤水；④离子交换树脂洗涤及再生废水；⑤液化(95℃)至糖化(65℃)、糖化(65℃)至发酵(30℃)等各阶段的冷却水；⑥各种冷凝水(液化、糖化、浓缩等工艺)。

味精行业的主要污染物、污染负荷和排放量见表 27-1。

表 27-1　味精行业的主要污染物、污染负荷和排放量

污染物分类	pH 值	COD_{Cr} /(mg/L)	BOD_5 /(mg/L)	SS /(mg/L)	NH_3-N /(mg/L)	Cl^- /(mg/L)	SO_4^{2-} /(mg/L)	菌体/%	排放量 /(m^3/t 味精)
高浓度(离子交换尾液或发酵废母液)	1.8～2.0	30000～70000	20000～42000	12000～20000	500～7000	8000	21600	1.0	15～20
中浓度(洗涤水、冲洗水)	3.5～4.5	1000～2000	600～1200	150～250					100～250
低浓度(冷却水、冷凝水)	6.5～7	100～500	60～300	60～150					100～200
综合废水		1000～4500	500～3000	140～150					300～500

二、味精废水水质特点

味精生产绝大多数是以粮食为原料，每生产 1t 味精需大米 4t(或淀粉 3t)、尿素 0.61～0.75t，除部分变为谷氨酸和逸出 CO_2 气体外，大部分以菌体蛋白、残糖氨基酸、铵盐、有机酸及酸根的形式随母液排放。通常味精废水是指味精发酵液提取谷氨酸后排放的母液。谷氨酸的提取工艺有多种，不同生产工艺产生的味精废水水质基本相近，但残留的有机物、无机物含量是有差异的，具体数据见表 27-2。

表 27-2　不同生产工艺产生的味精废水主要有机物、无机物含量

味精废水名称	pH 值	COD_{Cr} /(mg/L)	BOD_5 /(mg/L)	总固形物 /(mg/L)	残糖/%	残留谷氨酸 /%	SO_4^{2-} /%
冷冻等电	3.2	45000～60000	22000	130000	0.70～0.80	1.4	3.26
等电离子交换	1.5	35000～40000	15000	9000～119000	0.1～0.2	0.1～0.2	3.32
离子交换聚晶	1.5	25000～30000	12000	7000～8000	0.1～0.2	0.1	
甜菜糖蜜	3.2	65000		140000～150000	0.7～0.8	1.4	

由表 27-2 可以看出，味精生产废水具有有机物、悬浮物、菌丝体含量高，酸度大，氨氮和硫酸盐含量高，对厌氧和好氧生物具有直接和间接生物毒性的特点，是一种难处理的高浓度有机废水。

三、味精废水处理技术

味精废水处理技术与方法可简单归纳为物化处理、厌氧处理、好氧处理、物化法加生化法、厌氧和好氧处理、膜处理，各种处理技术都有其优势和不足。

1. 物化处理

目前味精废水处理的物化方法主要有离心分离、絮凝沉淀或气浮、超滤、蒸发浓缩和吸附。物化法处理味精废水的效果见表 27-3。

表 27-3 物化法处理味精废水的效果

处理方法	废水类型或水质资料	处理效果	备 注
离心分离	谷氨酸或酵母发酵液	菌体提取率 55%～85%	采用国产高速离心机
超滤	谷氨酸发酵液或母液	菌体提取率 98%～99%	
浓缩干燥	谷氨酸母液	COD_{Cr}去除率 79%～98% BOD_5去除率 91%～98% 氨氮去除率 85%～90%	多效蒸发后干燥制肥；与造纸黑液混合处理 采用高分子絮凝剂；沉渣可制饲料
絮凝-沉淀	COD_{Cr} 10000～30000mg/L	COD_{Cr}去除率 20%～38%	
	COD_{Cr} 400000mg/L	COD_{Cr}去除率 30%～50%	
絮凝-吸附	COD_{Cr} 400000mg/L	COD_{Cr}去除率 69%	
	SS 9600mg/L	SS 去除率 43%	木质素作絮凝剂，沸石作吸附剂
吸附	COD_{Cr}<1700mg/L	COD_{Cr}去除率 55%～66%	活性炭作吸附剂

2. 厌氧生物处理法

厌氧发酵消化是高浓度有机废水预处理的常用方法，它具有能耗低、负荷高、可以产沼气回收能源等优点。味精废水厌氧处理中常用反应器有厌氧接触法、上流式厌氧污泥床(UASB)、厌氧复合生物反应器(UBF)和厌氧发酵罐等。处理效果见表 27-4。

表 27-4 厌氧发酵消化法处理味精废水的处理效果

废水 COD_{Cr} /(mg/L)	反应器类型	COD_{Cr}去除率/%	COD_{Cr}负荷 /[kg/(m³·d)]	备注
10000～30000	UASB	70～75	4.2～8.2	味精废水与造纸黑液混合沉淀后上清液废水
1000～6000	改进 UASB	70～77	4.0	味精废水与卡那霉素废水的混合废水
70000	UBF	87～91	5.46～9.45	
5100～14300	UBF	83～85	5.26	冷冻等电点法处理味精废水
41000	发酵罐(单相)	74～85	2.7～4.2	硫酸法处理味精废水，可以承受 SS 10000mg/L 的高负荷冲击
41000～15400	发酵罐(双相)	72～76	4.6～5.6	
	沸腾厌氧法			上海交通大学开发的第三代厌氧处理方法

3. 好氧生物处理法

常用的好氧生物处理法包括生产酵母法、SBR 法、AB 法、HCR 法、接触氧化法及光合细

菌法。由于味精废水具有高浓度 COD、高氨氮、高硫酸盐等特点，多年来的试验研究表明，单独应用物化法和生物法治理都不能达到令人满意的效果。因此在味精废水处理工艺中都是结合多种处理方法并进行组合优化，一般包括物化预处理(提取谷氨酸菌体、调节 pH 值、去除 SO_4^{2-} 等)、一级生物处理(饲料酵母法)、二级生物处理(厌氧生物处理)和三级生物处理(好氧生物处理)等多个处理单元。各味精生产企业在选择废水处理工艺技术时应根据其所在地的气候、企业的周围环境、可供设置水处理设施的占地面积、废水水量水质、能源消耗及产生的二次效应等因素综合分析，从技术和经济的角度分析和研究，测试筛选出适合本单位具体情况、技术上可行、经济上合理、可操作的处理工艺。表 27-5 列出国内部分味精企业的废水处理工艺。

表 27-5　国内部分味精企业的废水处理工艺

企业名称	主要处理工艺
苏州味精厂、江阴清江食品厂	生产饲料酵母＋厌氧
绍兴味精厂、杭州西子味精厂	厌氧(UASB)＋好氧(生物流化床)
广东西江食品厂	UASB＋厌氧接触法
上海天厨味精厂	UASB
广州味精厂	二级厌氧＋好氧
沈阳、天津、江西味精厂	中和沉淀
芜湖味精厂	混凝沉淀＋氧化塘
南昌味精厂	生物转盘(早期)
山东济宁菱花味精厂	闭路循环蒸发浓缩的味精清洁生产工艺
河南莲花味精厂	UASB＋SBR(1997 年前)，多放蒸发＋喷雾干燥(1997 年后)生产有机混合肥料
广州奥桑味精食品有限公司	加压生物氧化，现采用膜技术提高产品得率
沈阳红梅集团	等电离子交换提取谷氨酸工艺，并将分离提取的菌体加工成饲料蛋白粉
安徽来源集团	厌氧处理并产沼气生物能源
广东东莞集团、河北圣雪集团	采用先进设备，使生产废水达到零排放
上海融氏公司、山东都庆集团	厌氧、好氧处理，使 COD 去除率达到 90%以上，出水达标排放
吉林黄龙食品公司	采用新技术，原料利用率高，玉米干物收率达 98%，减少了废水量且达标排放
无锡杰能公司	采用厌氧、好氧处理工艺，达到二级排放标准
苏州宏达制酶有限公司	采用预处理及厌氧加二级延时曝气，COD 达到一级排放标准
安徽华源公司	与中科院生态环境研究中心合作的工业色谱离子交换技术
武汉周东莲花味精有限责任公司	混凝沉淀→吹脱→脱硫反应器→厌氧反应器→UASB 反应器→SBR→达标排放
南宁味精厂	HCR→脱气池→二沉池→生物接触氧化→终沉池→排放
广西桂林味精厂	味精废水→提取酵母后的废液→厌氧反应器→好氧反应器→排放
广西武宁味精厂	吹脱→混凝沉淀→厌氧硝化→两级 SBR 好氧→絮凝沉淀→达标排放

4. 高效好氧生物反应器(HCR)

HCR 是德国克劳斯塔尔工业大学物相传递实验室 Vogelpohl 教授领导的科研小组于 20 世纪 80 年代发明的一种高效好氧生物反应器。HCR 系统由集成反应器、两相喷头、脱气池、沉淀池及与此相配套的管路和水泵等组成，如图 27-1 所示。循环水泵提升高压水流经喷头射入反应器，水流和气流的共同作用又把吸入的气体分散成细小的气泡，从而大大提高了空气中氧的转化利用率，系统始终保持废水中有足够的溶解氧量，以满足微生物代谢的需要。污泥在沉淀池中经压实后回流进入反应器使之维持较高的生物量(SS 为 10000mg/L 以上)，达到高效去除有机污染物的目的。HCR 的主要特点是反应器体积小，系统占地少，溶解氧含量高，系统封闭运行稳定性好，

容积负荷高，耐冲击负荷力强，有机物去除率高，废水处理综合成本低，结构紧凑，环境、经济效益明显。HCR 适合处理 COD 浓度高、可生化性好的废水，与其他工艺相比，HCR 工艺具有明显的优势。根据已有的试验研究，HCR 对 COD 的去除率可达到 85%左右，溶解氧维持 3～4mg/L，废水进水 COD 可高达 11281mg/L，HCR 容积负荷 30～60kgCOD/(m^3·d)，HCR 的水力停留时间(HRT)为 3～4h，HCR 系统的污泥浓度 12～18g/L，后续的生物接触氧化池 HRT 为 8～12h，出水 COD 完全可以达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)二级标准。

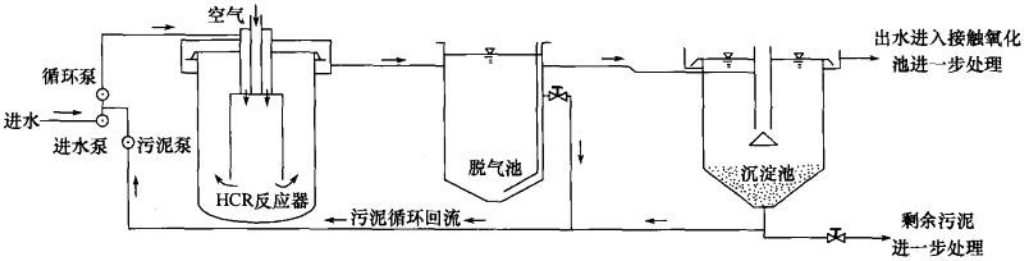
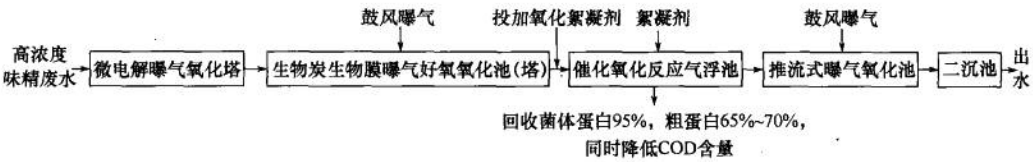


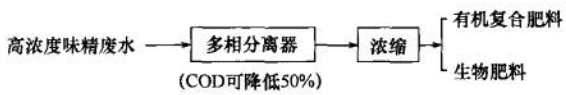
图 27-1　HCR 工艺流程示意

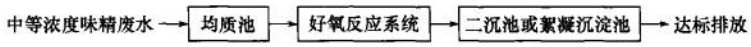
5. 物化生化法与物化、生化资源化法

(1) 物化生化法　其工艺流程如下。



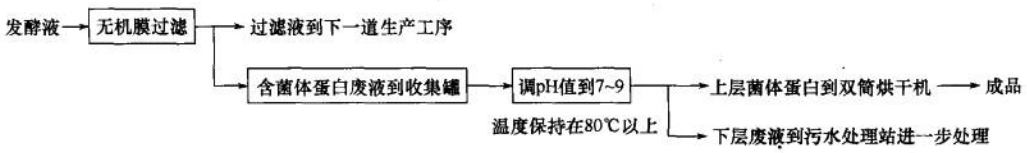
(2) 物化、生化资源化法　其工艺流程如下。



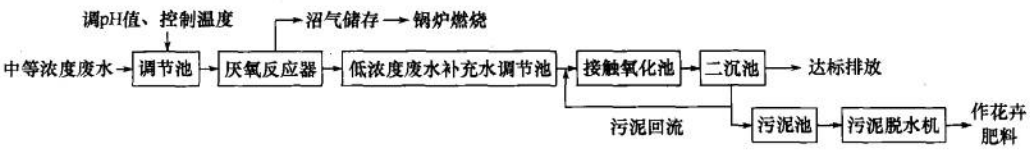


6. 无机膜处理技术及实例

(1) 工艺流程及相关参数　用无机膜过滤技术代替离子交换，减少了废水量，提取了菌体蛋白。肇庆星湖生物科技有限公司开发的工艺流程如下。



原废水 COD 高达 60000mg/L，通过无机膜过滤降低 50%左右，再将下层废液送到污水处理站进一步处理。污水处理站处理过程如下。



该工程有关技术参数和处理构筑物情况分别见表 27-6～表 27-8。设计出水水质达到 GB 8978—1996 二级标准，设计运行成本为 2.03 元/m^3废水，用电负荷为 111.96kW。

表 27-6　有关技术参数

有关技术参数	含水率/%	pH 值	COD/(mg/L)	COD 去除率/%	温度/℃
原废液	90	6～7	60000	50	80 左右
烘干前液体	75	7～9			
排放的上清液		7～9	30000	50	80

注：经无机膜滤后含水率 90%，回收蛋白饲料。

表 27-7　原材料及动力消耗

名称	单位	指标
硫酸盐	kg/t 蛋白	0.8～1.0
烧碱	kg/t 蛋白	2.0
蒸汽	t/t 蛋白	5～7
电耗	kW·h/t 蛋白	120～170
产菌体蛋白量	t/d	2～3

表 27-8　有关处理构筑物的设计尺寸和技术参数

参数项目	厌氧系统	好氧系统
设计容积/m^3	3200(4×800)	2430
设计气量(沼气与空气量)/m^3	1015	2515
设计停留时间/h	3.15d	23
设计负荷/[$kgBOD_5/(m^3 \cdot d)$]	8.0	1.585
设计最大进水浓度/(mg/L)	18260	1681
设计 COD_{Cr} 去除率/%	85	82

(2) 实际调试运行情况　实际调试运行共 4 个月，将城市污泥(含水率 60%)投入 4 个厌氧塔，选用 1#、2#塔，采用低浓度水浸泡 7 天，控制温度 35℃±2℃，pH 值 6～8，中层总挥发脂肪酸在 1000mg/L 以下。然后用低浓度废水 20～30m^3/d，15 天后开始投入 3#、4#塔，同时再投 40m^3，将废水 COD_{Cr} 保持在 1500mg/L 左右。再过 5～20 天，每天投加 5%，出水 COD_{Cr} 去除率保持在 60%左右，达到设计水平。好氧池投活性污泥于废水，保持 COD 在 300mg/L 左右，间隔 1～2 天，回流量 50%～70%，逐步增加进水负荷直到设计水平，使 DO 保持 2.5～3.5mg/L。菌体蛋白经沉淀气浮后，菌体含水率在 75%左右，进入双滚筒烘干机直接进行烘干。厌氧塔和好氧塔的调试运行情况分别见表 27-9 和表 27-10。

表 27-9　厌氧塔调试运行情况

厌氧塔号	平均进水量/(m^3/d)	平均进水 COD/(mg/L)	平均进水 BOD_5/(mg/L)	COD 去除率/%
1#厌氧塔	150	13000	3000	70
2#厌氧塔	250	13000	1800	86
3#厌氧塔	200	13000	1800	86
4#厌氧塔	250	12000	1800	86

表 27-10　好氧塔调试运行情况

好氧塔号	平均进水量/(m^3/d)	平均进水 COD/(mg/L)	平均出水 COD/(mg/L)	平均出水 BOD/(mg/L)	平均出水氨氮/(mg/L)
1#好氧塔(池)	1200	1200	230	80	20
2#好氧塔(池)	1200	1200	200	84	20

1#好氧塔先启动，用清水浸泡培菌，2#好氧塔(池)后启动，用 COD 300mg/L 以下的废水浸泡培菌，两池运行较稳定，出水指标接近 GB 8978—1996 二级标准。

(3) 沼气输送及自燃系统　每天产沼气 3300m^3，其中 CH_4 达 60%。沼气输送至锅炉燃烧系

统，包括两个 600m³沼气柜、沼气输送管道、两个燃气喷嘴、自动开关阀、自动灭火装置、流量计等，并配套防回火、防爆装置于沼气自动燃烧系统，还配置了气体泄漏检测仪表等。

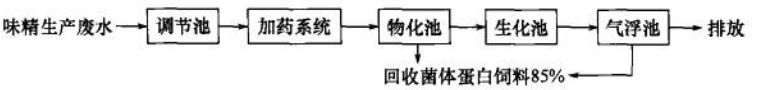
(4) 废水处理工程投资及运行成本分析　废水处理工程投资 1300 余万元，日处理水量达到 2400m³，整个处理系统包括菌体蛋白收集和烘干、废水处理站生化处理装置(4 个 800m³厌氧发酵消化罐、2 个容积共 2430m³的好氧池、2 个调节池、2 个沼气贮柜等)以及一套沼气输送、防爆防火、自动报警和自动燃烧系统等。整套装置运行情况良好，厌氧系统 COD_{Cr} 去除率可达 85%以上，BOD_5 去除率达 88%，好氧系统 COD_{Cr} 去除率达 80%，二沉池出水达标率为 100%。运行成本：处理 1m³废水的运行成本在 2.0～2.3 元，电耗 1kW·h，每天生产沼气 3300m³，与煤比价相当于 2500 元价值，因此每吨废水运行成本就降至 1.5 元以下。如果进一步提高产气量，则有可能使处理成本降至 1.0 元/m³。运行管理方面关键在厌氧系统，要获得良好的高活性的颗粒污泥，提高产量，节省能源，降低好氧系统的负荷，进一步降低 COD、BOD、NH_3-N 等浓度，使处理出水向一级排放标准努力。

(5) 小结与展望　发酵行业产生的高浓度有机废水应进一步开展综合利用，将发酵废液提取菌体蛋白做成饲料，这是基本的处理方法。将发酵废液做成酵母用于某些产品的生产，这样会大大提高其使用价值，大幅度增加经济效益，使废水治理由被动治理转化成主动治理、效益治理，使废物得到综合利用，变废为宝。

四、味精废水处理工程实例

1. 山东济宁菱花集团味精废水处理工程

江南大学生物工程系毛忠贵教授倡导的清洁生产工艺小组经 7 年努力，经小试、中试、生产性试验，在山东济宁菱花集团实现 3 年处理 2 万吨味精及高浓度有机废水的清洁生产工艺国家示范工程，其处理工艺流程如下。



处理废水量 1440m³/d，投资 4828 万元，处理成本 8 元/m³，实际处理水量 1000～1200m³/d，进水 COD 38000～40000mg/L，气浮提取菌体蛋白 8t/d，售价 200 元/t，创收 480 万元/年。

2. 南宁味精厂味精废水处理工程

该厂味精废水水质见表 27-11。

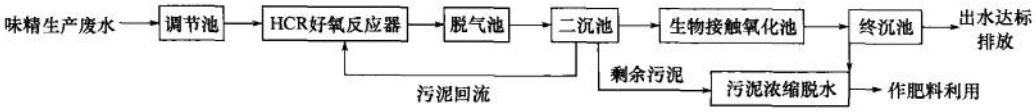
表 27-11　南宁味精厂味精废水水质

类别	COD/(mg/L)	SO_4^{2-}/(mg/L)	NH_3-N/(mg/L)	pH 值
蛋白絮凝清液	19000～22000	>40000	>10000	1.7～2.0
粗精制离子交换废水	4000～11000	300～8000	100～1300	2.1～9.0
板框洗涤废水	>3500	>1100		7.0
混合废水	10000	>15000	>3500	3～4.5

南宁味精厂产生的废水中硫酸盐浓度高达数万毫克每升，若采用厌氧生物处理方法处理这类废水，必须首先去除或大量减少废水中的 SO_4^{2-}，否则硫酸盐还原菌(SRB)与产甲烷菌(MPB)就要竞争基质(乙酸、H_2)，不利于厌氧生物的代谢反应。当硫酸盐还原作用的产物硫化物的浓度很高时，还会引起产甲烷菌的活性降低。如果工业厂区距居民区较近，厌氧过程中产生的 H_2S 气体不仅会使厌氧菌中毒死亡，还将严重影响附近的大气环境质量和居民的身体健康。其他生物处理工艺(如 AB 法、SBR 法、生物接触氧化法等)处理效果虽好，但容积负荷不高，不适宜进水浓度过高的废水，所需构筑物的体积和占地面积很大，投资也高。基于这些考虑，处理工艺选用

了多级好氧生物处理工艺以降解废水中的有机物，以高效好氧生物反应器 HCR 为主反应器，二级好氧采用生物接触氧化法，以实现废水处理达标。

根据采用 HCR 处理其他类型高浓度有机废水经验，发现从 HCR 反应器中出来的污泥在二沉池内的沉降性能不太好，这是因为活性污泥颗粒表面微细气泡很多，所以容易在二沉池表面漂浮，这不仅影响了池面景观，而且直接影响后续的处理工艺。为了提高污泥的沉淀效果，在工艺中必须设计一个脱气池，其工作原理是通过合理的振动与碰撞，使微细气泡不断聚合而形成大的气泡，从而把气体从泥水表面有效去除，以实现气、固、液分离。污泥因去除了气泡，密度明显增加，沉降性能得到极大改善。综合上述分析，拟定了如下的处理工艺流程。

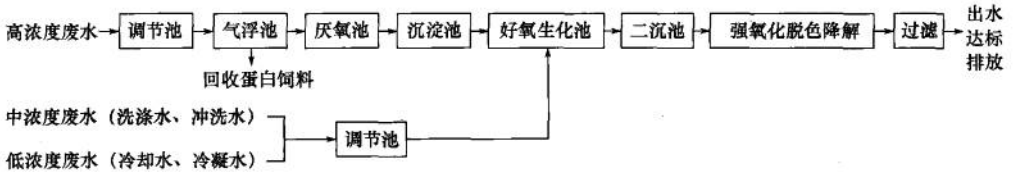


进水 COD 最高为 11280mg/L，HCR 反应器 COD 容积负荷 28kg/(m^3 · d)，去除率 75%～85%，生物接触氧化 COD 去除率 65%～80%，处理出水 COD 最高不超过 500mg/L，平均约为 400mg/L。

五、分析与探讨

不论采用何种方法生产味精产品，一般所产生的废水均属高浓度有机废水，含有高浓度的 COD_{Cr}、BOD_5、SS、NH_3-N、Cl^-、SO_4^{2-} 等污染物质，但实际上有相当数量是有用物质，是可以综合利用的，如山东菱花集团、沈阳红梅集团等采用加药气浮回收菌体蛋白饲料副产品，数量相当可观，年创收的经济效益也十分显著。因此，味精生产产生的废水处理首先应考虑回收副产品作饲料或作其他利用，这样不但能物尽其用，创造经济效益，做到节能减排，同时经前端回收副产品后可大大降低 COD_{Cr}、BOD_5、SS 等污染物质。又如用无机膜过滤技术代替离子交换，减少了废水量的产生，提取了菌体蛋白，通过无机膜过滤降低 COD_{Cr} 50%左右。用薯干或玉米为原料生产酒精过程中产生的废水经离心分离或沉淀去除醪渣综合利用后可降低 COD_{Cr} 50%，这样就使废水中的污染物浓度大幅度降低，在同等容积负荷下可使厌氧处理装置容积减少许多，同时也有利于处理效果。当前段降低 COD_{Cr} 50%时，进入厌氧装置的废水 COD_{Cr} 在 20000～35000mg/L，甚至更低一些。这样经过前处理和厌氧处理后的出水 COD_{Cr} 可在 2000mg/L 左右。采用 SBR 或 CASS 等好氧处理工艺，再加上强氧化脱色，同时进一步降低 COD 等污染物质，则可以使处理出水达到 GB 8978—1996 一级标准。直接应用高效 HCR 好氧生物反应器与后级接触氧化二次好氧等工艺组合处理富硫酸盐的味精废水，是一种较先进的好氧处理工艺。在味精废水 COD_{Cr} 5000～11280mg/L 的情况下，能取得较好的处理效果。如果在后级接触氧化工序后面再辅以强氧化过程等工序，组合成一个较完整的处理，可望使处理出水达到 GB 8978—1996 一级标准。

高浓度废水与中低浓度废水分开处理的原则在味精生产产生的废水处理尤为重要。味精生产过程中的离子交换尾液或发酵废母液为高浓度废水，排放量一般在 15～20m^3/t 味精，比起产生的中低浓度废水量要少得多，回收蛋白饲料后进行厌氧处理再进行好氧处理，而中低浓度的洗涤水、冲洗水、冷却水等直接进入好氧处理段，这样是比较合理、行之有效的，处理工艺流程如下。



⊙本文作者：王东云，李国雄，谢国晖，张学洪，赵文玉，刘康中，周国成

第二十八篇

淀粉工业生产废水处理技术与实例

淀粉属多羟基天然高分子化合物，广泛存在于植物的根、茎和果实中。淀粉是人类重要的食品，在工业生产中也有广泛的用途，作为浆料、添加剂、胶黏剂和填充剂等用于许多工业部门，如造纸、纺织、食品、医学、化工等。由于工业的发展，淀粉所具有的自然性能已不能满足要求。近 20 年来，人们采用化学、物理化学和酶催化技术对淀粉进行处理，研制出多种改性淀粉，以满足工业生产的要求。

淀粉生产的主要原料作物有甘薯类、玉米类和小麦类。现根据淀粉生产的几类主要原料，分别就其生产工艺、用水的水质水量、产生的废水水量水质及废水处理技术与应用加以阐述。

一、以甘薯为原料的淀粉工业废水处理

1. 淀粉生产工艺用水水质与水量

淀粉生产工艺使用的水应不含有铁、锰、悬浮物等杂质，有机物含量低，硬度低，pH 值应适宜。原料流送用水和洗涤用水可以直接使用地下水和清洁的地表水，在使用后经适当处理可循环使用。生产工艺用水则应经过常规的处理工艺进行处理，即混凝沉淀和砂滤的工艺处理。当使用地下水作为水源时，一般可不经处理直接使用，每吨原料的用水量约为 13～20m³，因工厂不同而异，其中流送洗净水用水量约占 40%～50%。图 28-1 所示为以甘薯类(包括马铃薯及其他薯类)为原料的淀粉生产工艺流程。

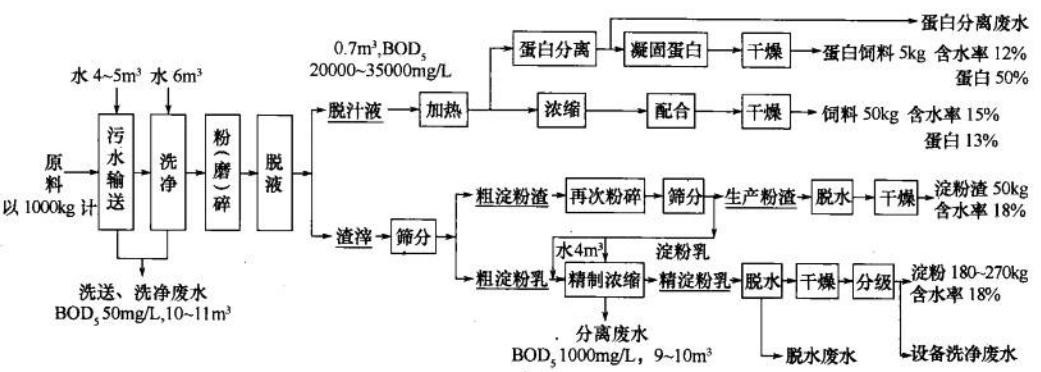


图 28-1　以甘薯类为原料的淀粉生产工艺流程

2. 淀粉生产工艺及废水的产生

(1) 输送与洗净废水　在洗料生产车间，作为原料的甘薯、马铃薯等都是通过输送沟道流送到生产线的。在流送过程中，甘薯、马铃薯在一定程度上被洗净，此外在淀粉车间还专设洗净工序，比较彻底地去除甘薯、马铃薯表面所沾染的污物和砂土。由流送工段和洗净工段流出的废水中含有砂土、甘薯、马铃薯的破皮片以及由原料析出的有机物。这类废水悬浮物含量高，但 COD 和 BOD 值都不高。

(2) 生产废水(分离废水)　原料甘薯、马铃薯洗净后加以磨碎形成淀粉乳液，在乳液中含有大量的渣滓，需将淀粉乳与渣滓分离，淀粉乳送至精制浓缩工段。分离废水中含有大量的水溶性物质，如糖、蛋白质、脂肪等，此外还含有少量的微细纤维和淀粉质，COD、BOD 值很高，并且水量大。因此，本工段废水是甘薯、马铃薯原料淀粉厂的主要废水，精制淀粉乳脱水工序产生的废水水质与分离废水相同。

(3) 生产设备洗刷废水　指对生产设备进行洗刷而产生的废水。

(4) 淀粉渣贮槽废水　在淀粉生产过程中，作为副产品产生大量的渣滓，长期积存在贮罐、贮槽中，会产生一定量的废水，这种废水虽然不会产生恶臭，但酸度高。

3. 废水的水量与水质

以甘薯类为原料的淀粉生产工艺，单位原料所产生的废水水量、水质见表 28-1 和表 28-2。

表 28-1　以甘薯类为原料生产淀粉产生的废水水量　单位：m^3/t 原料

原料种类	流道废水量	分离废水量	淀粉贮槽废水量
甘薯	6～10	5～7	2.5～3.0
马铃薯	10～11	9～16	2.6～3.5

表 28-2　以甘薯类为原料生产淀粉产生的废水水质　单位：mg/L

原料种类	指标	流道废水	分离废水	淀粉贮槽废水
甘薯	SS	273～780	2000～3000	75
	COD	82～280	7400～9500	4000
	BOD	50～150	5000～8000	2300
马铃薯	SS	390～2000	600～2500	80～170
	COD	60～210	1550～4800	730～2000
	BOD	40～120	900～4100	550～1000

4. 废水处理工艺与技术

以甘薯类为原料的淀粉生产废水中含有大量的溶解性悬浮物以及呈胶体状的有机污染物，且不含有毒物质，可生化性良好，采用生物处理法能够取得良好的效果。但是以甘薯为原料的淀粉生产工艺在季节性等方面存在一系列不利于生物法处理的因素，其主要原因有：生产周期短，由于原料生产物不易贮存，而淀粉生产的时间非常集中，一般集中在 2～3 个月内，而且是在严寒的冬季，技术上有困难。根据这些情况和国外已有经验，对以甘薯为原料的淀粉生产废水采用的设计运行数据和取得的净化效果如下。

(1) 沉淀分离法　使用沉淀池或沉淀塘，当池中发生厌氧反应时，生成的有机酸使废水的 pH 值下降，处于胶体状态的蛋白质将形成絮凝体而沉淀，能提高分离效果。对沉淀池、沉淀塘采用的设计数据是：废水在池(塘)内的停留时间约 2～7 天，每吨原料所需的沉淀池(塘)容积为 1.5～1.6m^3，沉淀池(塘)的总容积为生产期 60 天总水量的 1/8 左右，污泥量约为总产水量的 1/11，在生产结束时一次清除处置。沉淀池(塘)的 SS 去除率一般在 70%左右，效果好时可达 90%，BOD_5的去除率可达 20%～30%。沉淀分离法可作为预处理的前处理，将沉淀出水再经加药混凝沉淀进一步降低去除 SS、COD、BOD_5，可使废水处理到城市污水纳管标准，流入城市污水管道，送城市污水处理厂一并处理达到排放标准。

(2) 单纯曝气法　用空气或含臭氧的空气对废水进行短时间的曝气，通过空气氧化、臭氧氧化以及对挥发物质的曝气吹脱以取得净化效果。空气曝气去除有机污染物效果显著，但曝气时间不宜过长，控制在 16h 以内。

(3) 稳定塘法　如土地富余、气候温暖，淀粉生产废水处理也可考虑用稳定塘进行处理。表 28-3 是以甘薯为原料的淀粉废水稳定塘单纯曝气法的处理效果。从表 28-3 中数据可见，该废水的原始浓度是较高的，BOD_5达 3272mg/L，COD_{Mn}为 2405mg/L，经 160 天稳定塘处理，取得了较好的净化效果，但悬浮物的含量较原始含量有较大的增长，可能是由于生物处理污泥的增长及

稳定塘底部污泥厌氧发酵局部上浮造成，氨氮呈上升趋势也说明这一点，这是合乎规律的。但对该出水经稳定塘处理后需进一步处理，使各项污染指标得到进一步降低和去除。最好经好氧曝气处理，可使处理出水达到 GB 8978—1996 的一级排放标准。

表 28-3　以马铃薯为原料的淀粉废水稳定塘处理效果

历时日数/d	pH 值	BOD_5 /(mg/L)	COD_{Mn} /(mg/L)	蒸发残渣 /(mg/L)	悬浮物/(mg/L)	NH_3-N /(mg/L)
0	5.5	3272	2405	5090	159	5
12	3.8	2640	1924	4691	1306	32
21	3.7	2342	1705	5238	2568	46
33	3.8	2008	1600	4549	2075	58
46	5.3	1248	860	3389	2054	60
160	5.3	184	220	7260	1098	35

(4) 生物处理法　活性污泥法、生物膜法都是处理淀粉废水的生物处理方法。当采用生物转盘处理淀粉废水时，可考虑采用下列参数：BOD_5容积负荷为 600g/(m^2盘面积·d)，转盘角转速 2.5～4.0r/min，在 4～8℃下 BOD_5去除率可达 50%左右。显然一级生物转盘很难使废水达到较高的处理效果，应采用二级或三级转盘或再组合其他处理工艺组成两段好氧处理系统。

活性污泥法中可选用普通活性污泥法、ABR、SBR、CASS、ICEAS、氧化沟、纯氧曝气、A/O、A^2/O、MBR、延时曝气、接触氧化或厌氧—两级好氧。

二、以玉米为原料的淀粉工业废水处理

1. 以玉米为原料的淀粉生产工艺与废水的产生

作为生产淀粉的原料，玉米具有淀粉含量高、副产品能进行综合利用、生产成本较低、特别是工厂可以全年生产不受季节影响等特点。以玉米为原料的淀粉生产工艺流程示于图 28-2。除生产淀粉和改性淀粉外，本工艺流程还包括副产品的深加工，如生产油饼，葡萄糖、麦质粉和麦质饲料等。

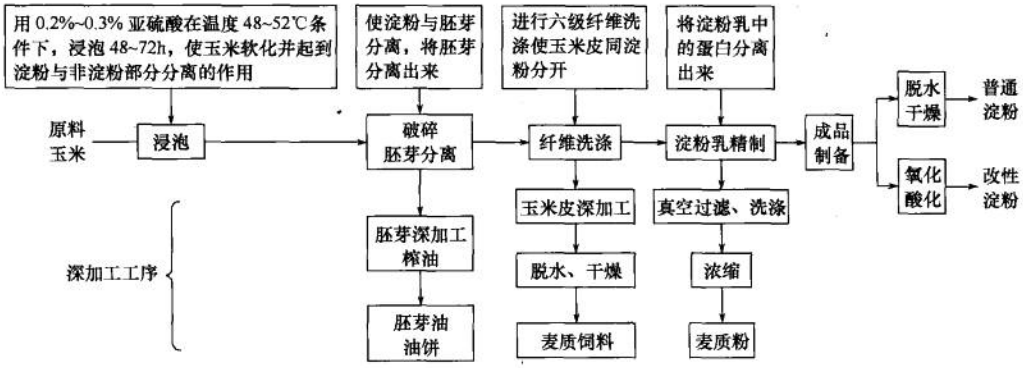


图 28-2　以玉米为原料的淀粉生产工艺流程

2. 废水水质与水量

玉米淀粉废水主要来源于浸泡、胚芽分离、纤维洗涤、淀粉乳精制、浓缩脱水等工序。此工艺主要表现为耗水量大和淀粉的提取率低，这就造成玉米淀粉生产工艺产生的废水量大，且污染

浓度高。工艺用水量一般为 5～12m³/t 玉米。玉米淀粉废水的主要成分为淀粉质、糖类、蛋白质、纤维素等有机物质，COD 为 8000～30000mg/L，BOD 为 5000～20000mg/L，SS 为 3000～5000mg/L，pH 值为 5。在生产加工过程中应进一步提取废水中的淀粉质、蛋白质和纤维素，开展综合利用，并增加废水的循环利用率，这是降低玉米淀粉废水污染程度的有效途径。

表 28-4 为玉米淀粉生产废水中污染物污染负荷及排放量。

表 28-4　玉米淀粉生产废水中污染物污染负荷及排放量

污染物名称	COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)	SS/(mg/L)	吨产品产生污染物量/t
玉米浸泡废水	30000～50000	20000～30000		20～30
黄浆	7000～9000	4000～6000	400～800	
废渣	1500～3000	1000～2000	10000	10
工艺水	500～1500	300～1000		20～30
综合废水(排放口)	3000～9000	1000～5000		40～60

3. 废水处理工艺与技术

玉米淀粉生产废水水质成分较甘薯类淀粉废水复杂，污染物浓度亦高，因而废水处理工艺与技术不完全相同，玉米淀粉废水的处理以生物处理法为主，但好氧生物处理法一般不能作为单一的处理系统。目前可以选择的废水处理工艺为：预处理—厌氧生物处理—好氧生物处理为主体的生物处理工艺。

(1) 预处理　预处理主要采用沉淀分离法，与甘薯淀粉废水处理基本相同。此外还可采用离心分离法、微滤及压滤等强化预处理能力。

(2) 生物处理法　从国内外情况来看，玉米淀粉废水的厌氧生物处理技术常用的是 UASB 厌氧反应器、厌氧流化床及厌氧生物滤池等，经厌氧生物处理可大幅度削减有机物，一般 COD 去除率达 80%～90%，设计参数最好应通过试验研究求得或参考以下数据：UASB 反应器的有机负荷7～9kgCOD/(m³·d)(35℃时)，3～4kgCOD/(m³·d)(25℃时)；厌氧流化床的有机负荷 10～12kgCOD/(m³·d)(35℃时)；厌氧滤池的有机负荷 2～4kgCOD/(m³·d)(25℃时)。

吉林省环保研究所采用两级 UASB 反应器处理玉米淀粉生产废水，中试结果见表 28-5(一、二级厌氧反应器 D=1.3m，H=4.3m)。

表 28-5　两级 UASB 厌氧反应器处理淀粉废水的中试结果

反应温度/℃	水力停留时间/h			进水 COD_{Cr}/(mg/L)	COD_{Cr}去除率/%			进水 SS/(mg/L)	SS 去除率/%			负荷/[kg COD/(m³·d)]			备　注
	Ⅰ	Ⅱ	总计		Ⅰ	Ⅱ	总计		Ⅰ	Ⅱ	总计	Ⅰ	Ⅱ	总计	
25	31	31	62	58100	55	18	73	5700	25	24	49	45.3	19.6	22.7	Ⅰ中加碱
35	24	24	48	18200	75	67	142	2600	32	42	74	17.1	4.3	8.6	Ⅱ中加碱
35	17	17	34	25100	73	73	146	3000	43	12	55	33.2	8.9	16.6	Ⅲ中加碱
35	14	14	28	22400	74	74	148	3300	36	42	78	37.1	12.1	18.6	回流比 15%
35	9	9	18	22300	67	65	132	3300	37	31	68	55.7	18.3	27.9	

经厌氧生物处理工艺后的出水再经好氧生物处理工艺进一步处理。

三、以小麦为原料的淀粉生产工艺及其废水

以小麦为原料的淀粉生产工艺流程见图 28-3。

图 28-3　以小麦为原料的淀粉生产工艺流程

从图 28-3 可以看出，淀粉废水由两部分组成：沉降池里的上清液和离心后产生的黄浆水。前者的有机物含量较低，后者的含量较高。生产中通常将两部分废水混合后称为淀粉废水。据杭州东南生化厂调查，小麦粉制成淀粉的得率约 70%，另外面筋的得率约 40%（含水量约 50%～60%）。这样约有 10%的有机物从废水中排出。对杭州东南生化厂的新鲜废水连续采样，并测定其中主要组分的含量及 pH 值等，结果见表 28-6。对第 1 批所采的淀粉废水进行 COD_{Cr} 测定，结果为 40000mg/L，根据其淀粉含量及与其他水样的对比，认为这个值基本上反映了该厂所排放的淀粉废水的 COD_{Cr} 含量。SS 含量为 1000～15000mg/L。

表 28-6　小麦淀粉废水的主要组分含量　　单位：g/100mL

采样批次	pH 值(无量纲)	总酸	还原糖	可溶性总糖	淀粉	粗蛋白	灰分
1	3.74	0.51	0.11	0.16	2.35	0.29	0.041
2	3.91	0.47	0.08	0.11	2.42	0.32	0.035
3	4.05	0.44	0.06	0.10	2.12	0.21	0.048
4	3.64	0.44	0.10	0.14	2.41	0.32	0.038
5	3.80	0.58	0.09	0.13	2.25	0.30	0.035
6	3.95	0.47	0.06	0.10	2.50	0.31	0.050
7	4.05	0.44	0.08	0.12	2.60	0.36	0.062
8	3.55	0.42	0.10	0.13	2.21	0.24	0.037
9	3.72	0.49	0.07	0.11	1.86	0.19	0.024
10	3.43	0.46	0.07	0.12	1.98	0.20	0.027
11	3.58	0.40	0.06	0.10	2.07	0.21	0.029
12	3.65	0.45	0.13	0.18	2.41	0.31	0.038
平均	3.76±0.20	0.46±0.05	0.08±0.02	0.13±0.03	2.27±0.22	0.27±0.06	0.039±0.01

小麦淀粉废水的特点是：①淀粉废水中有机质大部分是淀粉，其含量大致为 2～2.5g/100mL；②与淀粉含量相比，还原糖含量低，在 0.10g/100mL 以下；③淀粉废水中有一定量的氮源，平均为 0.0447g/100mL，碳氮比约为 20∶1～25∶1。

四、实例

1. 厌氧—接触氧化—气浮工艺的综合处理淀粉生产废水

铁岭玉深集团淀粉厂是国内最先进的淀粉厂之一。该厂日处理玉米 2500t，年产药用淀粉 5 万吨、蛋白粉 0.4 万吨、饲料 1.3 万吨、胚芽饼 0.25 万吨及精制压米油 0.2 万吨。淀粉生产采用“一浸三分离”的湿磨法闭环式工艺流程。浸玉米的亚硫酸经循环使用，最后浓缩成玉米浆出售。浓缩过程中蒸发冷凝水即为高浓度有机废水。COD_{Cr} 5500mg/L，BOD_5 3000mg/L，SS 1000～15000mg/L，pH 值 4，水温 45～55℃，排放量 400m³/d。玉米加工厂的炼油车间排出的低浓度废水 COD_{Cr} 1000mg/L，BOD_5 450mg/L，pH 值 6～7，水温 20～22℃，排放量

100m³/d。该厂采用厌氧(UASB+AF)—接触氧化—气浮处理工艺。厌氧工艺主要技术经济指标为：进水水温30～32℃，厌氧池COD_{Cr}容积负荷5.5kg/(m³·d)，水力停留时间HRT=24h，厌氧罐容积4×100m³，COD_{Cr}去除率85%，BOD_5去除率90%，生产沼气748m³/d。接触氧化工艺主要技术经济指标为：处理水量500m³/d，COD_{Cr} 860mg/L，BOD_5 362mg/L，接触氧化池COD_{Cr}负荷1.5kg/(m³·d)，HRT=14.4h，氧化池有效容积300m³，COD_{Cr}去除率76%，BOD_5去除率77%，气水比18∶1。处理工艺流程如图28-4所示。

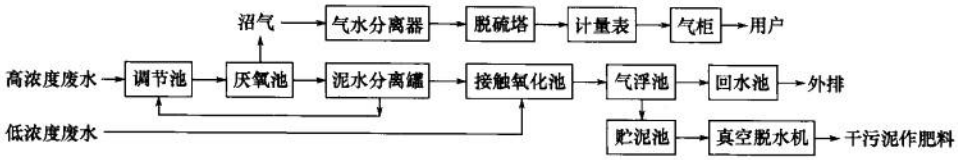


图28-4　淀粉生产废水压氧—接触氧化—气浮处理工艺流程

运行结果表明，厌氧菌种的数量和比活性是决定厌氧处理效果的关键。一般控制MLSS在6～8kg/m³，氧化池的污泥浓度为2g/L。厌氧段COD_{Cr}容积负荷达9.2kgCOD/(m³·d)，比设计的容积负荷5.5kg/(m³·d)提高67%，而废水COD_{Cr}的去除率仍达到85%，BOD_5去除率达到90%。好氧段的COD_{Cr}容积负荷达到1.8kg/(m³·d)，COD_{Cr}去除率75%～80%，BOD_5去除率77%。

2. 光合细菌(PSB)氧化—生物接触氧在处理淀粉生产废水

中小型淀粉厂的废水主要来源于玉米浸渍水和加工工艺过程水。淀粉糖厂的废水主要来源于离子交换系统的再生水，其水质为COD_{Cr} 2000～5000mg/L，BOD_5 1500～3500mg/L，SS 1000mg/L，氨氮60mg/L，pH值4.5～6。这两类废水除可采用厌氧—好氧处理工艺外，还可采用光合细菌(PSB)氧化—生物接触氧化处理工艺。该工艺是一种新颖的处理方法，具有处理工艺简单、流程短、占地面积小、一次性投资少、运行效果稳定及费用低、操作管理方便等特点，在日本已大量应用，在韩国、澳大利亚等也有应用，我国已有几家淀粉厂、淀粉糖厂应用。某厂用210万元筹建的光合细菌氧化—生物接触氧化工艺已正常运行多年，该厂废水的COD_{Cr}为700～8000mg/L，SS 200～3000mg/L，pH值2.5～6.5，处理量达30m³/h，经处理后的COD_{Cr}降至60～90mg/L，SS 30～50mg/L，pH值6～9，处理费用为1元/m³左右。

光合细菌(PSB)氧化—生物接触氧化处理工艺流程如图28-5所示。

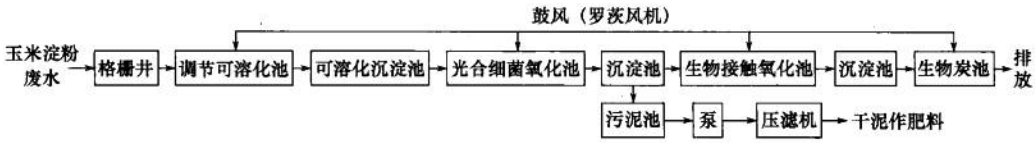


图28-5　淀粉生产污废水光合细菌氧化—生物接触氧化—生物炭处理工艺流程

图28-5中调节可溶化池的作用主要是调节水量水质，废水中的大分子有机物在好氧及兼氧菌生化作用下分解成小分子，为光合细菌提供营养物质。光合细菌氧化池与生物接触氧化池是处理工艺中的关键。要选择合适的光合细菌种类和确定最佳的接种量，这样可承受较高的有机负荷，使容积负荷达6kgCOD/(m³·d)，处理效果稳定可靠。生物接触氧池可继续去除有机物。生物炭池是为了确保废水处理达到排放标准的深度处理单元，当接触氧化池出水经沉淀池沉淀后达到排放标准时，可超越生物炭池而排放。

3. UASB-SBR工艺处理淀粉生产废水

(1) 废水水质水量　某淀粉厂废水排放量为1520m³/d，废水处理工程的设计规模为1600m³/d，处理后的出水要求达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)二级排放标准，进水水质与排放

标准见表 28-7。

表 28-7 进水水质和排放标准

项目	pH 值	SS/(mg/L)	COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)
进水水质	4～6	7000	15000	9000
排放标准	6～9	150	150	30

(2) 废水处理工艺　处理工艺由提取蛋白、厌氧生物处理和好氧生物处理三部分组成，处理工艺流程见图 28-6。

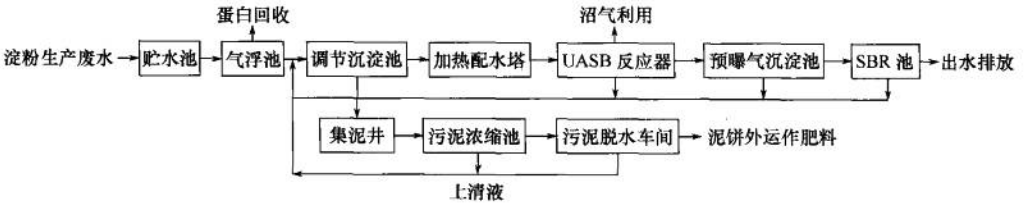


图 28-6　淀粉生产废水 UASB-SBR 处理工艺流程

提取蛋白采用气浮分离技术，淀粉生产车间的废水进入贮水池，然后泵入气浮池提取蛋白饲料，湿蛋白饲料进行烘干，制成干蛋白饲料商品出售。气浮分离后的废水进入调节沉淀池，以均化水质水量并具有进一步沉淀去除悬浮物的功能。厌氧生物处理采用 UASB 反应器，将调节沉淀池废水用泵泵入加热配水塔，通入蒸汽加热至 35℃，然后自流进入 UASB 进行厌氧生物处理。大部分有机物在 UASB 反应器中降解。反应过程中产生的沼气经水封器、脱水器、脱硫器进入沼气贮柜进行利用。UASB 出水自流入预曝气沉淀池，预曝气沉淀池是厌氧处理单元和好氧处理单元之间的重要处理构筑物，其功能主要是去除厌氧出水中的悬浮物和 H_2S 等有害气体，增加水中的溶解氧，为好氧处理创造条件。好氧生物处理采用 SBR 工艺，预曝气沉淀池的出水自流进入 SBR 池进行好氧处理，以进一步降解废水中的有机物。调节沉淀池、UASB、预曝气沉淀池、SBR 等处理单元产生的污泥排入集泥井，集泥井中的污泥泵入污泥浓缩池，经浓缩后进入污泥脱水间进行机械脱水，产生的泥饼作为有机农肥外运利用。污泥浓缩池的上清液和污泥脱水间压滤液排入调节沉淀池进行再处理。

(3) 主要处理构筑物及工艺技术参数　见表 28-8。

表 28-8 主要处理构筑物及工艺技术参数

构筑物名称	设计参数	有效容积/m^3	规格尺寸/m	数　量
贮水池	停留时间 6h	535.0	16.0×8.0×5.0	1 座
调节沉淀池	停留时间 6h	535.0	16.0×8.0×5.0	1 座
UASB 反应池	容积负荷 6.0kgCOD_{Cr}/(m^3·d)	2560.0	ϕ8.0×10	6 座
预曝气沉淀池	停留时间 6h	535.0	16.0×8.0×5.0	1 座分 2 格
SBR 池	容积负荷 1.5kgCOD_{Cr}/(m^3·d)	1070.0	16.0×16.0×5.0	1 座分 4 格
污泥浓缩池	停留时间 24h	200.0	10.0×5.0×6.0	1 座分 2 格

(4) 处理效果　表 28-9 为处理系统进出水水质。

表 28-9 处理系统进出水水质

项　目	pH 值	SS/(mg/L)	COD_{Cr}/(mg/L)	BOD_5/(mg/L)
处理系统进水	4.2～4.5	6862	14467	8672
处理系统出水	7.0～8.0	86	127	22.5

(5) 技术经济指标与效益　工程总投资为 426.0 万元，处理水量为 1520m³/d，COD_{Cr} 去除量为 7847t/年，在运行过程中每吨废水提取蛋白饲料 5kg，每年可提取蛋白饲料 2736t。UASB 处理过程中每吨废水产生沼气 3.8m³，年产沼气 208 万立方米。工程运行成本及效益见表 28-10。年运行费用为 173.6 万元，运行效益为 432.3 万元，去除运行成本后每年可获得 258.7 万元的经济效益，经济效益十分显著。

表 28-10　水处理工程运行成本及经济效益

项　目	数　量	单　价	金额/(万元/年)	项　目	数　量	单　价	金额/(万元/年)
工资费	12 人	750 元/月	10.8	折旧费	总投资×7%		29.8
电费	73.4kW	0.50 元/(kW·h)	36.7	运行成本合计			173.6
药剂费		1800 元/d	64.8	蛋白饲料	2736t/年	1200 元/t	328.3
蒸汽费	4600t/年	50 元/t	23.0	沼气	208×10⁴m³/年	0.5 元/m³	104.0
维修费	总投资×2%		8.5	经济效益合计			432.3

本废水处理工程技术较先进实用，工艺合理，在处理水质稳定达标排放的同时，能获得蛋白饲料和生物能沼气具有显著的经济效益，实现了环境效益与经济效益的统一。

五、淀粉生产废水的综合利用

玉米淀粉生产过程中排放大量的高浓度有机废水，将其进行综合利用，可以提取蛋白质、玉米浆等多种有用物质。淀粉生产废水综合利用方法较多，且工艺简单、成熟、设备投资少。具体方案如下。

①浸泡玉米水生产菲丁、玉米浆。浸泡玉米水中含有丰富的有机物与植物酸，将石灰乳加入浸泡水中充分搅拌，调节 pH 值到 6～6.5，经板框压滤机进行过滤和挤压，提取干物质，即为菲丁。板框压滤机排出的滤液经蒸发浓缩，干物质即为玉米浆，浓缩蒸发水返回浸泡工段重复利用，从而实现了浸泡工段废水的零排放，蒸发水回用还能够提高浸泡水温度，节约一定能源。

②分离废水生产蛋白粉。淀粉蛋白分离工段产生的废水含高浓度蛋白，将该部分废水采用板框压滤机脱水方法回收有机物，生产蛋白粉。分离产生的低浓度废水(含少量可溶性蛋白)，一部分返回筛分工段重复利用，剩余部分排放。蛋白粉是饲料生产的重要原料，具有蛋白质含量高、易于吸收的特点，是饲料生产的优质原料。另外，也可以采用离心浓缩机浓缩板框压滤机脱水方法从废水中提取蛋白粉，提取效率高于只采用一级板框压滤工艺。

③筛选废水生产粗纤维。筛选废水中含有大量渣皮等干物质，使用板框压滤机使该部分与渣皮等干物质离开，干物质经烘干加工生产粗纤维，是生产饲料的重要原料。

④副产品深加工、用废水中提取的玉米浆、蛋白粉为原料，配以油饼、纤维，经接菌发酵、混合、成型、干燥的工艺路线生产单细胞酵母，其经济效益十分可观。

⑤玉米湿胚芽、湿纤维渣、湿蛋白质继续生产产品。玉米湿胚芽经干燥含有 45%～50% 的脂肪，可通过机械压榨法或浸出法直接制取玉米胚芽粗油，再经“三脱”、“五脱”工艺生产玉米胚芽精油，剩下胚芽饼可作饲料。湿纤维渣(含水 57.5%)经干燥可作玉米麸质饲料，湿蛋白质(含水 64.0%)经干燥生产蛋白粉。

六、淀粉生产废水处理新工艺

近年来，许多学者都在积极研究膜生物系统，这种系统组合了废水处理工艺和膜分离技术。

两相厌氧膜生物系统试验工艺流程如图 28-7 所示。此工艺处理淀粉配制废水，COD 去除率平均为 97.2%左右，并且运行稳定。由于膜的截留和吸附以及部分排泥的作用，该系统对氮也有一定的去除效率。

MBR 工艺在某些工业废水处理中已得到应用，主要是采用 A/O-MBR 或 A^2/O-MBR 两种工艺技术，可将 COD_{Cr} 去除 95%以上，BOD_5 去除 95%～98%，SS 去除 98%～100%，氨氧去除 98%以上，总氮去除 90%以上，总磷去除 99%以上，达到了很好的处理效果。工艺流程分别如图 28-8 和图 28-9 所示。

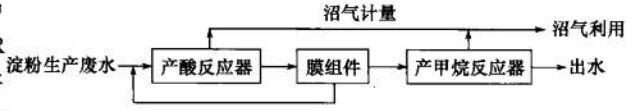


图 28-7　两相厌氧膜生物系统试验工艺流程

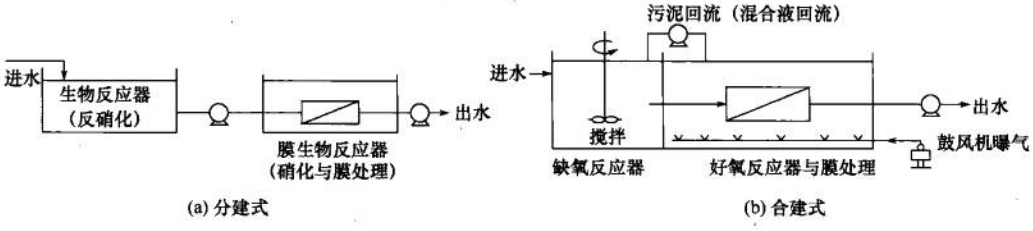


图 28-8　A/O-MBR 工艺

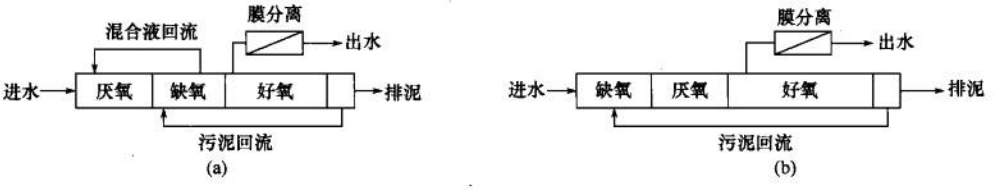


图 28-9　A^2/O-MBR 工艺

近年来微生物絮凝剂应用于玉米淀粉废水处理引起了人们的关注，进行了大量试验研究。微生物絮凝剂和常用化学絮凝剂对淀粉生产黄浆废水的处理效果比较见表 28-11。

表 28-11　微生物絮凝剂和常用化学絮凝剂对淀粉生产黄浆废水的处理效果比较

絮凝剂与水质指标	用量/(mg/L)	pH 值	SS/(mg/L)	COD_{Cr}/(mg/L)	备　注
聚合氯化铝	100.0	7.0	2090	6196	絮团小，沉降慢
非离子聚丙烯酰胺	10.0	9.0	2100	6270	絮团小，沉降慢
阴离子聚丙烯酰胺	10.0	9.0	520	2330	絮团大，沉降快
微生物产生的絮凝剂	0.2	9.0	470	2154	絮团大，沉降快

国内某淀粉厂利用小葫芦、绿萍等水生植物治理淀粉生产废水，投资少，技术难度小，操作简单，易管理，见效快。用该法治理淀粉废水，促进了废水生物循环利用和物质的多层次能量转化，实现了经济、社会、环境三个效益的统一。该法易推广，主要适用于气候湿暖地区。

⊙本文作者：张自杰，王凯军，买文宁，周国成

第二十九篇

船舶生活污水处理技术的发展

船舶可称得上是一座活动的水上城市，生活和工作在船上的人员与乘客产生的生活污水，根据 73/78 国际防污染公约附则Ⅳ《防止船舶生活污水污染规则》的规定，船舶生活污水不能随意排放。船舶生活污水的处理，在我国大体上可以 2000 年区分，2000 年前是一个阶段，2000 年后是技术发展与研究水平比较高的阶段，要分别进行讨论和探讨。

一、船舶生活污水

船舶生活污水包括来自任何形式的厕所、小便池以及厕所排水孔的排出物和其他废弃物；来自医务室(药物、病房等)的面盆、洗澡盆等处排出孔的排出水；来自装有活的动物处所排出物以及混有上述排出的其他废水。厕所污水又称黑水，来自包括洗脸盆、洗澡盆、洗衣室和厨房的污水又称灰水，这几种污水(黑水和灰水)统称生活污水。在设计船舶生活污水系统时应集中处理。

二、生活污水处理系统

生活污水处理系统由生活污水收集系统和处理装置两部分所组成。收集系统又可以分为常规收集系统和真空收集系统，前者借助重力输送便器污水，后者利用空气的压力输送真空式便器污水。由于后者这种便器所需的冲洗水量极少，每人每天产生的污水量仅 10L 左右，这就大大有利于缩小处理装置尺寸，是今后的发展方向。

三、国际公约与我国船舶污染物排放标准

国际公约规定：船舶排放的生活污水水质 $BOD_5 \leqslant 50mg/L$，$SS \leqslant 50mg/L$，大肠菌群≤250 个/100mL。

(1) 适用于离陆地 4 海里以内排放的处理装置。它的性能应符合联合国海事组织(IMO)海洋环境保护委员会(MEPC)决议，MEPC2(Ⅵ)《生活污水处理装置，国际排放标准和性能试验规程》和 MEPC8/WP3《生活污水处理装置型式试验和认可准则》。

(2) 粉碎和消毒装置。适用于在 4～12 海里之间排放。在航速不低于 4 海里时以缓慢速度向舷外排放，它的性能也应符合环境保护委员会 MEPC2(Ⅵ)MPEC8/WP3 决议中的有关规定。

(3) 贮存柜。柜内的生活用水只许在离最近陆地 12 海里以外排放。具有足够贮存全部生活污水容积，其构造必须符合 MEPC8/WP3 决议中的有关规定。

我国《船泊污染物排放标准》(GB 3552—83)的相关规定见表 29-1 和表 29-2。

表 29-1 船舶含油污水最高容许排放浓度

排放区域	排放浓度/(mg/L)
内河	不大于 15
距最近陆地 12 海里以内海域	不大于 15
距最近陆地 12 海里以外海域	不大于 100

表 29-2 船舶生活污水最高容许排放浓度

项目	内河	沿海	
		距最近陆地 4 海里以内	距最近陆地 4～12 海里
生化需氧量/(mg/L)	不大于 50	不大于 50	
悬浮物/(mg/L)	不大于 150	不大于 150	无明显悬浮物固体
大肠菌群/(个/100mL)	不大于 250	不大于 250	不大于 1000

四、船舶生活污水处理技术的演变

适用于离陆地 4 海里以内排放的生活污水处理装置，它的处理技术较复杂，目前普遍采用的有生物法、物理化学法和电解法等。生物法用得最广泛最多，由于船舶可利用有效空间较小，生活污水处理以好氧生物处理为主，如活性污泥法、生物接触氧化法等。我国在 20 世纪 80 年代中期采用的是活性污泥法。采用生物接触氧化法来处理生活污水的处理装置也于 90 年代后期研制成功。生物法的装置体积较大，不适宜频繁启动的工况。我国在 80 年代初研制成功的 WCB 型生活污水处理装置则属于采用活性污泥法和接触氧化法两者结合的方法来消解有机污染物质，处理装置的尺寸有所改进。

随着真空收集系统的推广使用，一种处理高浓度生活污水的 WCV 型处理装置在我国研制成功，适用处理真空冲洗系统产生的高浓度生活污水(每人每天产生的污水量约为 10L)。它采用二级活性污泥法处理新工艺。第一级采用空气混合式曝气法，原污水流入曝气柜时立即和柜内混合液充分混合，得到很好的稀释，使水质均匀、浓度降低，所以进水浓度可以较高，而且抗冲击负荷能力大。但是仅采用一级完全混合式曝气法处理污水难以使出水水质达到排放标准，因此 WCV 型装置又设有二级普通活性污泥法处理工艺，以保证最后出水水质达到排放标准。采用二级活性污泥法的最大特点是第一级以高活性污泥浓度运行，混合液浓度最大达到 6g/L 左右，最大限度地降低有机物浓度，从而使装置的容积仅为处理同样有机负荷的常规生化法生活污水处理装置的 3/5，它为人数众多的客船、游艇提供一种紧凑、灵活的生活污水处理装置。

物化法使用最多的是混凝沉淀法和混合气浮法。它的优点是结构紧凑，重量与尺寸小，启动灵活。缺点是药品投放量大，污泥贮存周期短，并需要操作管理人员有较高的操作技能。我国研制成功的 WCE 型处理装置就属于采用混凝气浮法。

电解法的处理原理同混凝沉淀法基本相同，所不同的是各种化学药物是由电解过程产生的，无需另外投加，这就避免了化学药品贮存和使用所带来的麻烦。船用电解法生活污水处理装置的作用原理主要有电聚凝、电气浮和电消毒氧化。由于这类装置中电解用的电极直接与污水接触，易受到污水中污染物的污染，引起电极极化，必须经常清洗电极或更换电极，不利于装置的操作运行。近年来我国已在实验室采用干净的海水或盐水进行电解，产生了污水处理用的化学混凝剂和消毒剂，再采用这些化学剂与污水混合进行处理。这就避免了电极与污水直接接触，因而在船上无需贮存化学药剂，使电解法的优点得以保持。

我国研制成功的 WCH 型装置将贮存柜集粉碎、消毒、贮存等功能于一体。在港作业的船舶或离岸 4 海里以内作业的船舶可用来贮存生活污水，在 4 海里和 12 海里之间作业的船舶可将生活污水粉碎消毒后排放。内河江船舶达到千吨、数千吨、上万吨，长江下游船舶小到几十吨，远洋船舶达到数万吨、十几万吨，乘务员多则数百上千，少则数十上百，而且船型复杂，数量众多，仅设计研制出一两种船用污水处理装置，想在船舶狭小的空间内解决生活污水全部污染问题

是难以完成的，只有开发研究多种船舶生活污水处理装置，才能适应各类船型的生活污水处理净化问题，有效地解决船舶生活污水对内河、江湖、海洋水域环境的污染问题。

五、船舶生活污水处理技术的发展与展望

1. 船舶生活污水处理技术

我国船舶生活污水处理大体可分为三个阶段，即20世纪90年代前，90年代及90年代至今。80年代主要采用的是活性污泥法，后期开发研究了生物接触氧化法，90年代的处理工艺主要是发展活性污泥法与生物接触氧化法两者相结合的处理工艺，向处理设备与装置发展。2000年以来发展和采用的有粪尿打包收集系统、生活污水粉碎消毒处理设备、物化法粪便污水处理装置(沉淀污泥过滤、浓缩设备和小型污泥柜三个部分)。这类粪便污水单体处理设备适用于乘员人数较多，且有适当空间可以容纳上述设备的船型，如豪华型旅游船、大中型货船等。广义地讲，这类总体处理设备(打包型除外)是以生化、物化等手段降低粪便污水中的悬浮固体、生化需氧量和大肠菌群等污染物指标。但事实上物化法、活性污泥法、生化法处理粪便污水其排放污水的BOD、COD、SS等很难达标，对于大多数生化法生活污水处理装置而言，都有排出草纸、粪便块、浮渣和剩余污泥等固形污物的情况，而对于这类装置向江河水体排出浮渣和剩余污泥都是严格禁止的，所以一套完整的船舶生活污水处理装置除必须有格栅、生化反应池、沉淀池、消毒室等部分外，还必须附带一个污泥柜以暂存生化装置排出的粪块、草纸、浮渣及剩余污泥。应该指出的是：由于生化法所产生的剩余污泥的含水量较大，且难浓缩，选择船舶生活污水处理工艺方法时应避免采用。

由于常规(传统)生化法或接触氧化法生活污水处理装置体积庞大，只适用于乘员不多而空间相对较大的船型和大中货船，油轮及挖泥船、挖砂船等各种工程船舶。

对于乘员很多，同时船上空间相对紧张的大中型客船，若没有条件设置生活污水粉碎消毒设备，则可以装设生活污水贮存舱(柜)以收集和暂存粪便污水，待船舶到达规定的码头或有接收船靠近时，将其转移到接收站或接收设施上再去处理。但必须强调的是：①船上厕所必须控制用水，并杜绝其他冲洗水进入粪便污水贮存舱(柜)；②贮存舱(柜)的设计布置严格执行相关规定的要求；③应在远离取水水源地和客运码头的地方用贮存舱(柜)向接收船转送粪便污水。

2. 生化法生活污水的处理技术

南京绿洲机器厂从英国哈姆沃西引进技术，生产的ST系列船用生活废水处理装置，采用延时曝气生化处理工艺，该系列有10～600人共15挡产品，规格已国产化。多年来生产及使用实践证明，用该项技术处理粪便污水不需要事先把粪块、草纸等固形物分离出来，而可以在生化过程中完全分解，其排放的水质可以达到$BOD_5 \leqslant 40mg/L$、$SS \leqslant 40mg/L$、大肠菌群≤200个/100mL以下水平，明显优于国家要求的水质指标。其最大的优点是在于操作得当时几乎可以达到生物体之间平衡，基本上没有剩余污泥排出，特别是适合于内河船舶的需求，技术完全成熟，系列中的规模产品完全可以直接用到相应的内河船型中。

3. 较先进和先进的技术应用于船舶生活污水处理

(1) 大小便与生活用水分开处理　该方法较适用于人数在10～100人左右的中小型船舶。将大便用微生物处理，小便用水处理到《生活杂用水水质标准》(CJ 25.1—89)，回用于冲洗厕所和卫生清扫、清洗等用水。这项技术在陆上公厕应用已有数年，在如厕人数多不超过规定的允许人次时是完全可行的。

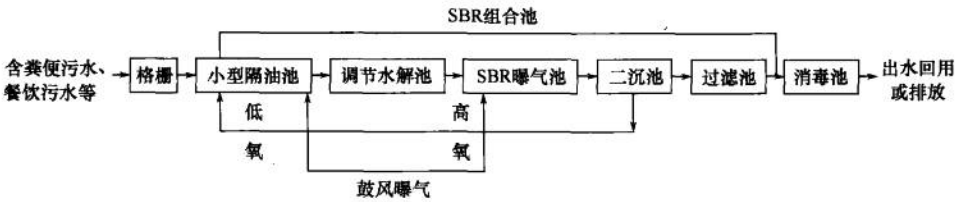
由于船舶可利用空间实在不多，因此此法在中小型船舶上合理布置是完全可以适用的，例如中型船舶上设置2～3个大便厕位、3～4个小便厕位就可以满足100人的大小便问题。微生物处理大便，可做到微生物消纳掉大便中的有机物，残留1%～2%的无机物，因此是一项基本

上不增值的处理装量。其他生活污水则可选用 SBR、CASS、MBR 等工艺处理。

(2) SBR、CASS 污水处理系统　SBR 污水处理工艺又称序批式活性污泥法，其运行流程由进水、反应、沉淀、出水、待机 5 个基本过程组成，在 2 个(或多个)反应池中交替运行，每个反应池的核心功能是水质调节均化、数次沉淀、生物反应、二次沉淀及消毒。进水的同时起到调节和均化水质的作用。整个过程分为调节、缺氧水解、曝气好氧反应、搅拌厌氧反应、沉淀静置、消毒出水几个阶段，从而达到去除污水中的 BOD、COD、SS、脱氮除磷之目的。可使处理出水超过《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)一级标准，有可能达到 CJ 25.1—89。

该工艺的优点和特点是：①该系统结构简单，运行灵活，操作处理方便；②投资省，运行费用少，成本低；③该工艺可控制丝状菌的生长，不易发生污泥膨胀，且污泥指数(SVI)有利于污泥浓缩脱水；④通过缺氧、反氧、好氧反应交替进行，具有很好的脱氯除磷效果；⑤调节运行周期可以达到延时曝气的运行效果，污泥进行好氧消化，做到微生物增长与消失平衡，而基本不产生剩余污泥的增长，可以简化或省掉污泥浓缩脱水工序。

处理工艺流程是：



(3) 膜生物反应器(MBR)污水处理新工艺

①膜生物反应器简介　膜生物反应器是膜分离技术和生物技术的有机结合。用微滤或超滤膜分离技术取代传统的活性污泥法二沉池和常规过滤单元，使水力停留时间(HRT)和泥龄(SRT)完全分离，其高效的固液分离能力使出水悬浮物和浊度接近于零，并可截留大肠杆菌等微生物和污染物，处理后的出水水质要明显优于传统污水处理工艺，是一种高效经济的污水资源化技术。特别适合于中水回用处理，是 21 世纪高科技在水处理中的杰出应用，国外一些专家学者把膜技术的发展称之为“第三次工业革命”。

②MBR 工艺的优点与特点

a. 出水水质稳定，由于膜分离作用，不必设立沉淀过滤等其他固体分离设备，高效的固液分离将废水中的悬浮物、胶体物质、生物单元流失的微生物菌群与已净化的水分开。不需经三级处理即可直接回用，投资省，费用低。

b. 微生物浓度增加 2～3 倍生化效率可提高 10%～30%，水力停留时间短、污泥停留时间长，可省去二沉池、污泥消化池及消毒池等，操作简单可自控。

c. 占地面积小，不受设置场合的限制。可使生物处理单元内生物量维持在高浓度，使容积负荷大大提高，同时膜分离的高效使 HRT 大大缩短，生物反应器的占地面积减少，系统占地仅为传统工艺的一半。

d. 消毒系统效果好。膜生物反应器可以滤除细菌、病毒等有害物质，可明显节省加药消毒所带来的长期运行费用，并可扩大废水回用范围。

e. 运行控制灵活，膜的高效截留作用使微生物完全截留在反应器内，实现反应器 HRT 和 SRT 完全分离，运行控制灵活稳定。

f. 可去除氨氮及难降解有机物，防止各种微生物菌落的流失，有利于生长速度缓慢的细菌(硝化细菌等)的生长，使一些大分子难降解有机物停留时间变长，有利于它们的分解，从而使系统中各种代谢过程顺利进行，系统抗冲击性强，适用范围广。

g. 剩余污泥产量极少，甚至等于零。膜生物反应器内的生物污泥在运行中可以达到动态平

衡，几乎无剩余污泥排放，无污泥处理费用。

h. 不需要反冲洗，流程简单，易于集成。独特的运行方式使膜表面不易结垢堵塞，洗膜间隔时间长，且洗膜方式简单易行，使水处理所需能耗低。

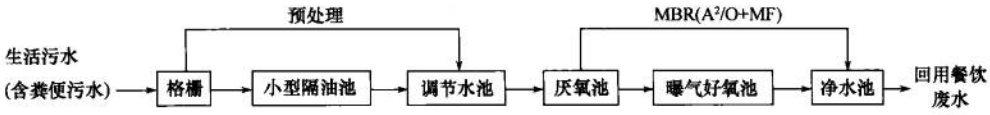
i. 膜生物反应器所用膜片宜选用板式膜，聚偏氟乙烯(PVDF)微孔膜材料，具有良好的机械性能和化学稳定性，牢固耐用，是膜生物反应器最适合的膜材料，使用寿命长达7～8年，是一般膜使用时间的2～3倍甚至3～4倍。

j. 操作管理方便，易于实现自动控制。膜生物反应器采用可编程序控制器(PLC)控制，实现全程自动化控制，减少运行处理费用。

k. 易于从传统工艺进行改造，可以作为传统污水处理工艺的深度处理单元，在城市污水处理的回用等领域有着广阔的应用前景。

③工艺技术　膜组件是膜生物反应器的核心部件。来自调节池的污水在反应器内经过好氧微生物降解后通过膜片，由于膜片孔径0.08～0.1μm，故有0.02～0.2μm规格，可以有效地去除水中的有机物、微生物颗粒杂质、悬浮物等，高效的固液分离将废水中的悬浮物、胶体物质、生物单元流失的微生物菌群与已净化的水分开，微生物菌群始终保持在膜生物反应器内，大大提高了容积负荷和处理效率，降低了运行成本。由于把膜和微生物反应池集中成一体，大大缩小了设备的体积和占地面积，反应器在高容积、低污泥负荷和长泥龄下运行，可实现剩余污泥微量排放甚至零排放，减少了投资成本，同时膜生物反应器还可以完全实现系统的自动化和智能化。

④工艺流程　工艺流程如下。



根据膜组件和生物反应器的组合方式，可将膜生物反应器分为一体式和分体式两种，一般在一体式船舶上应用推荐做成一体式，若布置和空间位置利用有困难，也可以做成分体式，但要增加一些设备。

⑤处理出水水质情况　见表29-3。

表29-3　处理出水水质情况

水质指标	《生活杂用水水质标准》(CJ 25.1—89)厕所便器冲洗	《城市污水再生利用城市杂用水水质》(GB/T 18920—2002)车辆冲洗	MBR出水	GB 18918—2002一级标准		GB 18918—2002二级标准
				A级	B级	
pH值	6.5～9.0	6.5～9.0	6～9	6～9	6～9	6～9
色度/倍	30	20		30	30	40
浊度/NTU	≤10		<1			
SS/(mg/L)	≤10		0	10	20	30
BOD_5/(mg/L)	≤10		<5	10	20	30
COD_{Cr}/(mg/L)	≤50		<20	50	60	100
氨氮/(mg/L)	≤20	≤10	<1	5(8)	8(15)	25(30)
阴离子表面活性剂/(mg/L)	≤1.0	≤0.5	≤0.2	0.5	1	2

续表

水质指标	《生活杂用水水质标准》(CJ 25.1—89)厕所便器冲洗	《城市污水再生利用城市杂用水水质》(GB/T 18920—2002)车辆冲洗	MBR出水	GB 18918—2002一级标准		GB 18918—2002二级标准
				A级	B级	
总大肠菌群/(个/L)	≤3	≤3	0	10^3	10^4	10^4
总氮/(mg/L)				15	20	
总磷/(mg/L)				0.5	1.0	3
动植物油/(mg/L)				1	3	5
石油类/(mg/L)				0.5	1	2

六、结论

内河、江、湖和海洋船舶生活污水的处理技术不断发展，经长期使用下来，在船舶上行之有效、能达到较好效果的应继续使用，不足的地方可做技术改进技术改造解决，如果需要更新换代，则新技术、新设备的选用是值得考虑的，尤其是微生物处理大便、小便及其他生活污水在中小型船舶上是比较适合的。对于大中型船舶上的占地和空间位置进行优化选择，也不一定采用某种形式，应有几种形式可供选择。

⊙本文作者：卓裕成，周国忠，周国成

第三十篇

SMD可移动“绿色生态”厕所的诞生

一、概述

人们每日的饮食，经肠胃消化，吸收其中的一部分物质以维持生命，不能被完全消化吸收的物质如纤维、少量油脂、碳水化合物等以粪尿方式排于体外。据统计，人一昼夜要排泄0.5～0.75kg粪、1～1.5kg尿，一年内排泄量粪至少为182.5kg、尿至少为365kg，合计547.5kg。一个百万人口的城市，每日产生的粪便量达500～750t。我国的一些特大城市，一日产生的粪便量已超过万吨。如此大量的粪便的处理与处置已成为城市环境卫生一个极为重要的问题。

在我国的环境治理中存在的一个问题，一般比较重视大气、污水、生活垃圾的治理及园林绿化建设，一定程度上忽视了全国1000多座城市每天产生的数十万吨的生活粪便污染源的治理问题。一些城市粪便消纳仍处于无序排放状态。

目前我国多数城市粪便尚未得到有效处理，甚至直接排入城市污水管网和河道，或直接施于农田，形成城市农村一大污染源。

二、粪便性状与粪便污水水质

粪便中含有大量水分、纤维素、脂肪、蛋白质、尿素、无机盐，同时还存在大量的微生物，能散发出含有氨、硫化氢、硫醇等各种成分的有害气体。大肠杆菌、蛔虫卵等多种肠道传染病菌、寄生虫卵及病毒潜伏在粪便中，而在公厕粪便中还混有大量的手纸、织物、胶套、砂石、塑料袋等杂物。粪便的物理和化学性质是随着季节、周边人群的生活环境以及粪便收集的方式不同而变化的，但粪便的物理化学性质通常如下：鲜人粪中碳素(C)占原料质量 2.55%，氮素(N)占原料质量 0.85%，碳氮比(C∶N)2.9∶1，含水率 80%，总固体 20%，其中挥发性固体 88.4%，pH 值 7～8.0，COD 3000～15000mg/L，BOD 4500mg/L，厌氧产气量 23.7m^3/m^3，含 CH_4 60% 左右。

城市粪便(粪车抽拉回的粪液)性状见表 30-1。

表 30-1　城市粪便性状

项目	单位	平均值	范围	上层液体	某公司资料
pH 值			7～9	7～8	7～8
BOD_5	mg/L	13500	8000～15000	1200～2500	15000～25000
COD_{Mn}	mg/L	7000	5000～9000	2000～4000	COD_{Cr} 30000～40000
SS	mg/L	21000			8000～15000
TS	mg/L	25000	20000～35000	10000～20000	24000～40000
VS	mg/L	15000	10000～20000	7000～14000	
总氮	mg/L	5000	3500～6000	2500～5000	0.23～4～0.45
氨氮	mg/L		3000～5500	2000～4500	
氯离子	mg/L	5000	4000～6500		
磷	mg/L		0.1～0.2		0.02～0.05
含水率	%		97～98		
细菌总数	个/mL		10^8～10^{10}	10^4～10^5	
大肠菌总数	个/mL		10^6～10^7	10^3～10^4	10^7～10^8
寄生虫卵	个/mL		40～100	5～60	寄生虫卵死亡值 30%～50%
相对密度		1.02			1.01 左右
含碳量	%				0.5～1.0

从粪便的物理化学成分看，其污染特性是高浓度有机物、恶臭和致病菌。去除粪便中的有机物和固体物，防止致病菌和臭气对外扩散是处理工作的关键所在。粪便不同于一般的城市污水，水质对比如表 30-2。粪便中有机物的含量大大高于城市污水，同时粪便中还含有大量的杂物和悬浮物，处理粪便的难度和复杂的程度远远高于城市生活污水。

表 30-2 城市生活污水与粪便污水的比较

单位：mg/L

项目	粪便污水	市政污水	粪便污水：城市污水
含固量(DS)	3～15	0.3～0.5	10～30
COD_{Cr}	30000～40000	500～1000(300～500)	30～80(80～100)
BOD_5	15000～25000	200～500(200～300)	30～125(75～125)

注：市政污水括号内指标为一般值，括号外指标为高值。

由此看来粪便污水比城市污水的污染程度高很多，粪便污水任意排放对环境的污染是非常大的，危害性是非常严重的。城市粪便能否做到有序消纳，进行无害化处理，是先进与落后地区社会文明程度的缩影。粪便不进行无害化处理，直接施于农田，会污染地下水、土地及农作物，病菌及病毒就极有可能进入人类食物链从而极大地危害人们的身体健康。在欧洲发达国家和地区，粪便的处理总是与环境保护和物质资源化相结合的。

三、厕所的发展及演变

远古时代的厕所是以土坑为主，便后以土覆盖以防蝇、防虫，后来利用树枝、树叶、草木等作篱笆围成方形和圆形，就地挖土坑或用石块堆砌成槽坑作便坑，进而发展到用砖石砌成围墙的公用厕所。随着人类文明的演变，人类开始建造房屋居住，比草棚房进了一大步，因此在房外使用粪缸作厕所，有露天的也有带围墙的，这在江南一带十分流行，后来又发展到公共厕所和蹲厕的形式，接着发展成为水冲厕所与抽水马桶，这种形式一直沿用至今。随着我国经济建设的高速发展，人民生活水平的迅速提高，城市现代化进程的不断加快，人民对生存环境质量的要求程度也日趋增强。往往一个城市、一个单位或一个家庭环境卫生的好差，首先体现在厕所的卫生状态上，因此绿色生态厕所应运而生。

当“绿色”的概念衍生为环保的时候，“绿色生态”厕所便是在这股环保潮流中脱颖而出的佼佼者。江苏华虹新能源有限公司与日本 NS-30 研究所联合研制开发的“绿色生态”厕所(SMD 可移动生态厕所)，是一种零排放、无污染的绿色环保产品，它的诞生填补了国内及世界同类项目的空白，为人类的健康而文明的生活增添了精彩的一笔。“绿色生态”厕所的特异之处就在于 24h 之内通过除臭、分解、酸化、消灭四个步骤将大小便及上厕用纸等用品清除干净，将其转换成二氧化碳、水分，排放到大气中，起到美化环境，清洁环保的作用，被称为“绿色生态”环保之星。

四、“绿色生态”厕所的特点

① 拒绝污染。采用自然界土壤中的微生物经纯种培养，微生物具有良好的适温性，在 −30～75℃范围内均能快速高效分解粪便及厕所用纸，无废渣排放、无污染。

② 节约能源。15～30h 内完成粪便处理，每天只需用电 6～8kW·h，无需水冲，无需耗用其他能源。

③ 无害化、资源化。处理过程无二次污染，微生物经权威部门鉴定，结论是：无毒无害、遗传稳定，对活体及生态安全。厕所若停止使用，处理后的残余物是优质的有机肥，可改良土壤，用于农作物栽培，作为优质的农肥。

④ 经久耐用。微生物生命力强，成活时间长达 15～20 年左右，每年只需添加 5%的微生物即可保证正常的使用，良好的使用方式可增加微生物的使用寿命。

⑤ 科技含量高。是运用多学科、多领域技术研制开发，集微生物和机电一体化高新技术于一身的产品。

⑥ 轻便可移。小型轻便的体形可随意移动，适用于广场、公园、社区、旅游点、地铁、建筑工地等公共场所。运输、安装便利，造型美观大方，管理容易。

⑦ 经济实用。用电量小，只需小量微生物添加量，每天的综合使用费用在 5 元以内。

⑧ 自动程度高。产品温度、搅拌和风机均为自调自控，故障漏电自动保护，系统操作安全方便；配置有红外线、感应控置、"有人"或"无人"显示及排气扇的开门自控。每厕位外有"有人"或"无人"指示灯，让等候者清楚用厕情况，做到人性化管理。

⑨ 结构稳定性好。因厕所为整体钢结构框架，并且底座与地面固定，房体以框架结构从上而下产生巨大的压力，可抵御台风的侵袭。

⑩ 使用寿命长。在正常的使用情况下，"绿色生态"厕所能确保安全使用 15 年以上。

⑪ 厕所外墙及顶部可作公益广告或商业广告。每座"绿色生态"厕所都设有广告灯箱，经营者可以设置公益广告或商业广告，不仅满足美化、亮化的需要，同时能实现经济效益。

⑫ 安全。用电设施(系统)配有漏电保护器。整个厕所设有避雷装置与基础部分连接接地。

五、各类环保厕所性能比较

20 世纪 90 年代以来，随着全球环保意识的加强，我国环保工作进入了一个崭新的阶段，环保事业蒸蒸日上，其中生态环保厕所异军突起，出现多种类型，表 30-3 进行了对照比较。

表 30-3　各类环保厕所性能比较

指标	节水环保型			生态环保型		
	打包袋型	发泡型	小便冲大便型	湿式微生物型	干式微生物型	"绿色生态"型
用水量	无	少量	极少量	少量	无	无
排放量	无增量	无增量	无增量	减量	减量	无排放
排物量	固体、液体、塑料袋	固体、液体	稠状固体、液体	中水冲洗极少量漂浮物	褐色残渣	挥发气体
气味发生	臭	少量臭味	少量臭味	少量臭味	少量臭味	无味
处理方式	塑料袋打包	发泡剂泡沫覆盖	机械粉碎、化学除臭	微生物分解	微生物分解	SMD 微生物降解、蒸发、挥发
污染程度	较大及二次污染	较大	较大	极小	极小	无污染
使用成本	高	较低	一般	高	较高	低
清运成本	高	低	一般	一般	一般	无清运
气温适应力	差	差	一般	一般	较好	好
使用寿命	—	10 年以上	—	—	10 年以上	15 年以上
可移动性	易移	不易移	易移	可移	不易移	易移
选用领域	窄	窄	一般	一般	一般	广
主要厂家	清华紫光	上海、无锡	北京、上海	上海美声(水冲式)	上海、北京、兰州	江苏华虹新能源有限公司

六、简要技术说明及主要技术性能指标

1. 技术说明

SMD可移动生态厕所为免冲水公共厕所，它应用微生物降解原理，在便器下部设置搅拌槽，搅拌槽内投入微生物菌种，以特殊处理的木片作为微生物的载体，在搅拌槽的底部设置硅橡胶电加热器，搅拌槽和电加热丝实行自动控制。大小便在搅拌槽内进行搅拌和加热，在微生物作用下通过除臭、酵化、分解、蒸发等步骤，转换成水蒸气、二氧化碳和微量氨气等气体，通过机械排风进行排放，无废水和废渣排放。微生物在对大小便进行分解处理的同时不断地传代繁殖，形成相互生存的生态链，可以使生态厕所长期有效工作。

微生物具有对粪尿快速高效的处理功能，能对大小便的厕所用纸进行分解处理，不留任何固体废弃物；具有自身传代繁殖能力，能与粪尿形成相互依赖的生态链；具有除臭功能，遗传性能稳定繁殖过程不产生变异无毒无害，对活体及生态安全，生存能力强，能在－30～75 ℃环境中生存。

槽体由不锈钢薄板制作，形状设计成下部为半圆、上部敞口、二端密封结构，适合于机械搅拌装置的安装与工作。

为将水分及时蒸发，提高加热效率及安全性，采用硅橡胶电加热丝，将电加热丝紧贴在搅拌槽底部；搅拌槽不锈钢薄板导热性好，可迅速将热量传导到搅拌槽中。

排风系统作用是将搅拌槽内粪尿处理过程分解出来的二氧化碳、水蒸气、微量氨气等气体及时排出，保持生态厕所内部空气新鲜。

2. 主要技术指标

①生态厕所卫生指标符合《城市公共厕所卫生标准》(GB/T 17217—1998)中规定的水冲式厕所一类标准的要求。

②搅拌槽内残渣中蛔虫卵死亡率、粪大肠菌值符合《粪便无害化卫生标准》(GB 7959—87)中表1的规定。

③生态厕所排放气体的臭气浓度、氨气浓度符合《恶臭污染物排放标准》(GB 14554—93)的规定。

④微生物菌种在连续传代繁殖过程不产生变异，遗传稳定，无毒无害，安全卫生。

⑤电气安全性符合《免水冲卫生厕所》(GB/T 18092—2000)规定。

⑥在额定日使用次数情况下，搅拌槽内残渣增加量不超过1%。

七、推广应用前景

SMD可移动“绿色生态”厕所广泛适用于城镇、农村、企事业单位、工厂、学校、社区、广场、车站、旅游景点等一切公共场所，特别适用于流动性建筑工地、时性商贸集市、展览场馆、文化体育活动等人口较集中的场所，适用于水资源缺乏的地区使用。全国现有公共厕所设施除少数发达城市外，普遍不适应现代文明的要求，且配套不齐全，而占全国人口2/3的广大农村地区，文明、环保、卫生的厕所设施几乎是空白，与全面实现小康社会，加速实现现代化的形势极不适应。因此，“绿色生态”厕所具有十分广阔的推广前景，并且由于“绿色生态”厕所具有结构简单、性能可靠、免冲水特点，经过适当改进，完全可以在长途客车、轮船、军舰、火车、飞机、宇航飞船等推广使用，市场前景更加宽广。

⊙本文作者：张岳清，岛田俊雄，邵昌，蒋善良，贾友伟，孙建新，许建贤，王春艳，周国玲，周国成

第三十一篇

O_3/Fenton 试剂复合氧化多菌灵废水实验研究

多菌灵是一种高效、低毒、广谱、内吸收杀虫剂。国内均采用腈氨基甲酸甲酯与邻苯二胺缩合的工艺生产。多菌灵生产废水具有高 COD、高氨氮、高盐分、成分复杂(其中主要含有硝基化合物、邻苯二胺等苯胺类有机物)的特点，是一类难降解的有毒有机化工废水。

臭氧是自然界最强的氧化剂之一，其分子由 3 个氧原子组成，它容易释放出 1 个氧原子，因而有很强的氧化能力，在水中氧化还原电位(为 2.07 V)仅次于氟而居于第 2 位。臭氧氧化作用机理目前普遍认为是臭氧离解而产生羟基自由基·OH，它是在水中已知氧化剂中非常活泼的氧化剂，所以很容易将各种有机物氧化。Fenton 试剂，即过氧化氢与亚铁离子的复合，是一种氧化性能很强的氧化剂。H_2O_2在 Fe^{2+} 的催化作用下可以产生·OH，在臭氧反应中加入 Fenton 试剂，使其诱发产生更多的·OH，强化氧化效果。

本文主要讨论 O_3/Fenton 联合作用对多菌灵废水处理，目的是降低该废水的有机负荷以及改善废水的可生化性，为后续生化处理创造条件。

一、试验情况

1. 废水来源及水质

试验废水采自江苏某农药厂的多菌灵农药生产工段的工艺废水，高质量浓度废水主要由多菌灵母液废水、大苏打压滤废水、双效冷凝水组成，其混合水质情况见表 31-1。

表 31-1　多菌灵农药废水水质情况

水质指标	pH 值	色度/倍	COD /(mg/L)	BOD /(mg/L)	氨氮 /(mg/L)	邻苯二胺 /(mg/L)	Ca^{2+} /(mg/L)	B/C
数值	5～6	2000	32300	1790	4131	2578	90000	0.05

2. 试验装置

试验装置为臭氧供气系统臭氧发生器(银河牌臭氧发生器 XY-10 型)、O_3/Fenton 反应器、尾气吸收系统 3 部分组成。臭氧发生器为银河牌臭氧发生器 XY-10 型以纯氧发生臭氧；反应器为内径 35 mm，高 850 mm 的玻璃柱，内置布气板。

试验流程见图 31-1。

3. 试验方法

(1) 预处理　由于该废水有机负荷较高，同时 NH_3-N 和 Ca^{2+} 浓度很高，所以废水先经过微电解和 NH_3-N 吹脱，降低部分 COD、NH_3-N 负荷，同时去除大量的 Ca^{2+}。该废水经过微电解和 NH_3-N 吹脱后，水质情况见表 31-2。

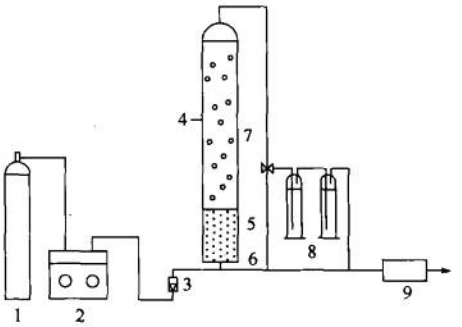


图 31-1　试验装置流程

1—氧气瓶；2—臭氧发生器；3—气体流量计；4—取样口；
5—催化剂；6—布气板；7—反应器；8—气体吸收瓶；9—尾气吸收装置

表 31-2　预处理出水水质情况

水质指标	pH 值	色度/倍	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	氨氮/(mg/L)	邻苯二胺/(mg/L)	Ca^{2+}/(mg/L)	B/C
数值	8～9	1000	12400	1413	209	156	3000	0.11

(2) O_3/Fenton 氧化　取 1L 经过微电解和 NH_3-N 吹脱后的废水，调节至一定的 pH 值，加入一定量 $FeSO_4 \cdot 7H_2O$，再加入一定量 H_2O_2，其中 $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ 与 H_2O_2 物质的量比控制在 1∶15，置于臭氧反应器上，通入一定流量、一定浓度的 O_3，反应一定时间，出水加入石灰乳调节 pH 值 8～9，然后加入 0.5%PAM(聚丙烯酰胺)，絮凝沉淀后取上清液分析。

二、结果与讨论

1. 反应pH 值对结果的影响

取 1L 废水，分别调节 pH 值为 3、5、7、9、11、13，加入 5 mL H_2O_2 和 1.2 g $FeSO_4 \cdot 7H_2O$，以 100 L/h 的流量通入 20 mg/L 的臭氧 1 h，结果见图 31-2。

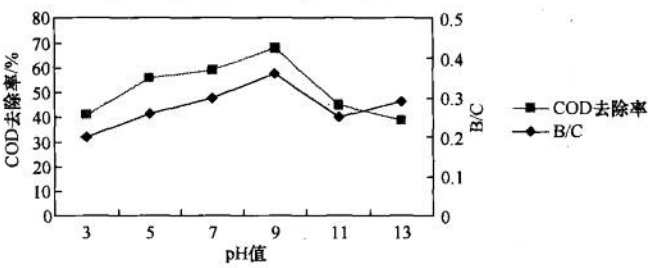


图 31-2　pH 值对结果的影响

试验数据表明：O_3/Fenton 联合作用时，pH 值对 COD 去除率和可生化有很大的影响，在废水呈碱性时，臭氧在碱性溶液中自分解产生的 HO_2^- 离子会催化诱发 ·OH，生成的 ·OH 特别活泼，比其他常用的强氧化剂具有更高的电极电势，且电子亲和能更高，它能快速而无选择地与废水中有机物进行反应。随 pH 值升高，臭氧分解形成的速度加快，但由于 H_2O_2 在碱性条件下极易分解，不利于形成 Fenton 体系，从而减少 ·OH 的形成，所以过高的 pH 值会影响氧化效率。结果表明：当 pH 值为 9 时，COD 去除率和可生化都能达到最佳。

2. 臭氧用量对结果的影响

量取 1L 废水，调节 pH 值为 9，加入 5 mL H_2O_2 和 1.2g $FeSO_4 \cdot 7H_2O$，分别以 20L/h、50L/h、100L/h、150 L/h 的流量通入 20 mg/L 的臭氧 1h，结果见图 31-3。

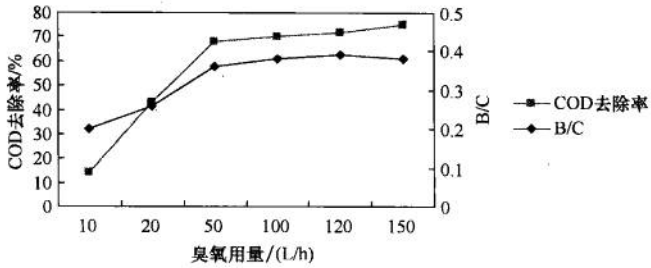


图 31-3　臭氧用量对结果的影响

试验数据表明：在臭氧用量为 100 L/h 时，COD 去除率能达到 68%，可生化性 B/C 达到 0.36，当臭氧用量继续增加时，去除率和 B/C 曲线趋于平缓。

3. Fenton 试剂用量对结果的影响

控制废水进水 pH 值为 8，臭氧用量为 100L/h，调节双氧水用量，结果见图 31-4。

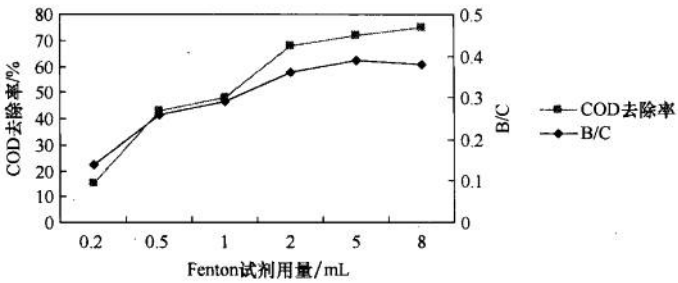


图 31-4　Fenton 试剂对结果的影响

试验结果表明：当 H_2O_2 用量超过 2mL/L 时，COD 去除率和 B/C 曲线趋于平缓，所以 H_2O_2 最佳用量为 2mL/L。

三、结果与分析

农药多菌灵废水经过微电解和 NH_3-N 吹脱后废水有机物浓度以及 NH_3-N 浓度仍然较高，可生化性较差，属于不可生物降解的废水，处理难度很大。

通过试验比较，利用 O_3/Fenton 联合氧化，最佳条件是 pH 值为 9 左右，臭氧用量为 2.0 g/L，Fenton 试剂投加量为 5mL/L，可以使废水 COD 去除率达到 68%，B/C 可以从 0.05 高到 0.36，后续接生化后可以处理达标排放。

⊙本文作者：蒋伟群，高峰，黄强

第三十二篇

我国生态公厕处理技术发展概况与展望

2004年11月世界厕所峰会的召开，得到了国内外环卫行业的高度重视。围绕峰会主题“以人为本、改善生活环境、提高生活质量”，环卫企业、环保企业、高等院校、科研单位等的管理者和研究人员就厕所的人性化，厕所的管理与卫生，以及环保、生态公厕的推广应用，厕所的设计和使用，展开了研讨。

随着社会经济的发展，公厕已不单是人类生理代谢的简单随意场所，它反映着人类生活观念和环境意识的变革与进步。公厕、厕所已成为城市文明形象的窗口，是经济发展水平和人民生活质量的标志，体现着城市和乡镇物质文明和精神文明的发展水平。

我国发展移动式生态公厕最早的是清华紫光泰和通，早在20世纪90年代中期研制成功打包厕所，自2000年以来至今已发展了多类型、多品种的生态厕所，主要有打包型与打包改进型、发泡型(泡沫型)、小便冲大便型、免水冲型、原生态型、湿式微生物型、干式微生物型、绿色生态型、水冲型、烘干干化型、焚烧型等十余种产品。下面对微生物型与水处理型进行重点阐述与探讨。

一、生态公厕的微生物及其功能与种类

1. 生态公厕的微生物

微生物生态公厕为免水冲厕所，它应用微生物降解原理，在便器下面设置搅拌槽，槽内投入微生物菌种，以经特殊处理的载体为填料，在搅拌槽下面设置加热器，进行自动控制加热，大小便在搅拌槽内进行搅拌与加热，在专性微生物作用下通过除臭、酵化、分解、蒸发等过程，转化成水蒸气、二氧化碳和微量的氨气等气体，通过抽风机抽送排放大气。微生物生态厕所无废水、废渣排放，微生物对大小便进行分解处理，不断地传代繁殖，形成相互生存的生物生态链，使生态公厕长期有效地工作和运行。

专性微生物具有对粪便高效的处理功能，能对厕所用纸进行分解处理，不留任何废弃物，具有自身传代繁殖能力，繁殖过程不产生变异，无毒无害，对活体生态安全，生存力强。

2. 微生物种类

从20世纪90年代中期至今，我国生态厕所与生态公厕应用微生物约有十余种，主要来源于国外、国内的科研单位和大专院校，现将各种类型微生物及来源等简述如下。

(1) 国外微生物类型　日本的NS-30型、CN-100型、GS-300型及大自然型四类。NS-30型是液体状态，另有类同NS-30型的固体状态的GS-300型；芬兰的除臭、除味、消纳化粪池臭气粪便的菌种，固体附着型；美国与长春某公司合作的伯奥乐菌种；另外在东北用过韩国的菌种，在广西、福建等地用过瑞典的菌种。

(2) 国内微生物类型　复旦大学、武汉大学、南京大学、南京农业大学、兰州大学等院校研究所研制的微生物型；深圳龙澄公司研制的LG-SSB-Ⅱ型复合菌种；上海金迪生物研究所研制的菌种；成都微生物研究所研制的菌种；合肥某生物研究所研制的菌种；广东微生物研究所研制的脱NH_3-N微生物；江苏微生物研究所研制的菌种；中科院微生物研究所研制的隆泰型微生物。

3. 日本微生物菌种的主要菌族和型态

日本微生物菌种以NS-30研究所的NS-30型为主，是该所微生物专家稻田先生从百余种菌

种中提纯(筛选)出来的，采用自然界土壤中的微生物经筛选纯种培养后分解公厕粪便及用纸。主要有芽孢杆菌和放线菌两大类。在显微镜下观察到的形态主要有圆形与杆状两类。

(1) 消灭菌　这一类以放线菌为主体的微生物菌群，培养过程中附着在米糠上。这类微生物专门对粪便等有机物有吞食、分解作用，将粪便消纳掉。

(2) 小便处理菌　这是一种由油类分解菌、NS 菌的一类芽孢杆菌相结合的微生物群，能有效地降解、消纳尿液中的有机物，并能分解产生的臭气等有害气体，起到除臭作用。

与此同时，日本另一专家铃木实给江苏某公司的固体白色粉末状的浓缩固体菌种，能消纳家庭、食堂、饭店、宾馆、餐馆等的剩菜剩饭及消纳厕所排泄物等，并进行了示范演示。用他们送来的净化机(类似中型洗衣机)以两盘饭、两盘菜倒入净化机，在 2h 内基本上消纳掉了。后又将固体菌种用到某公司内的生态厕所，进行试验并使用至今，能达到与 NS-30 型同样的功能。

二、微生物降解原理

城市粪便的性状见表 32-1。成人粪尿中主要肥分含量见表 32-2。

表 32-1　城市粪便的性状

项　目	粪车抽回的粪便液体		
	平均值	范围	上层液体
pH 值		7～9	7～8
BOD_5/(mg/L)	13500	8000～15000	1200～2500
COD_{Cr}/(mg/L)	7000	5000～9000	2000～4000
TS/(mg/L)	25000	20000～35000	10000～20000
VS/(mg/L)	15000	10000～20000	7000～14000
SS/(mg/L)	21000		
总氮/(mg/L)	5000	3500～6000	2500～5000
氨氮/(mg/L)		3000～4000	2000～3500
Cl^-/(mg/L)	5000	4000～6500	3000～5000
磷/%		0.1～0.2	
钾/%		0.2～0.3	
水分/%		97～98	
细菌总数/(个/mL)		10^8～10^{10}	10^4～10^5
大肠菌群数/(个/mL)		10^6～10^{10}	10^3～10^4
寄生虫卵/(个/mL)		40～100	5～60

表 32-2　成人粪尿中主要肥分含量　　单位：%

类别	水分	有机物	氮(N)	磷(P_2O_5)	钾(K_2O)
人粪	70 以上	2 左右	1.00	0.5	0.37
人尿	90 以上	3 左右	0.50	0.3	0.19
人尿粪	80 以上	5～10	0.3～0.8	0.2～0.4	0.2～0.3

用微生物菌种除臭、分解、酸化、蒸发等过程将大小便及厕所用纸消纳掉，使之转化成气体排放大气，气体中主要是 CO_2 及少量氨气和水蒸气，无污染物质排放。实际上因为大便中约 80% 是水分，小便 98%～99% 是水分，固体物质是少量的。每人每天大便一次约 0.5kg，小便约 1kg，真正要以微生物降解消纳的是有机物质，而集便槽是不断在加温的，大量的水分被蒸发掉了，而以微生物菌种消纳的主要是固体有机物质，所以每人每天的排泄量中固体物质量是不大的。

三、生态公厕的水处理

1. 生态公厕处理技术

微生物生态公厕又称绿色生态公厕，国内某企业自 2003 年引进至今，其产品一直畅销不衰。

但我国领域广大，人口众多，流动人次与如厕人次比日本要高出好多倍至数十倍。据报道，日本已建成1200余座公厕，每年供大众使用约4000万人次，如公厕以5厕位和10厕位两种情况分别核算得出：5厕位的每厕位使用为18.26人次，以19～20人次考虑，10厕位的则为每厕位9.13人次，以10人次考虑，则每天为100人次/座。由此看来，日本公厕每厕位每天使用的人次并不大，远远小于我国公厕的入厕人次。日本$1m^3$容积的搅拌槽每日能容纳50人次使用，但我国发展的生态厕所，因厕位小和节省造价，做不到$1m^3$的搅拌槽，一般是$0.2～0.35m^3$容积，安全可靠的使用人次为10～18人次(不宜超过20人次)。由于我国和日本的入厕人次/厕位相差甚大，江苏某企业初期完全按照日本专家提供的图纸加工产品，在使用过程中只要使用人次多或太多就出现问题。为此于2005年上半年在某旅游区进行了彻底的技术改造，将大便与小便分开处理，大便以微生物处理，小便以水处理技术处理后回用或排放，经改造后的生态厕所处理效果明显改善，使用人次也大大增加。

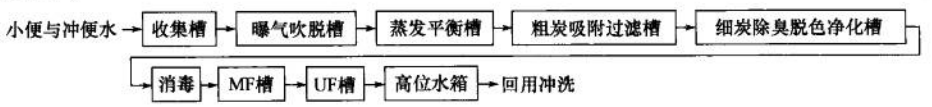
生态公厕要发展微生物处理与水处理相结合的模式，才是发展之路。为了使生态厕所能普及推广，笔者进行了技术更新，采用粪便分离的办法进行处理。工艺是将大小便分开单独收集处理。采用先进的技术，将尿液处理成中水，回用回冲小便斗等不断循环，将剩余的中水直接排放或绿化回用。大便仍用微生物降解进行分解，将其转化成二氧化碳、水蒸气和微量氨气排入大气稀释。此方法解决了人口密集地区人们入厕困难问题，提高了处理效果和入厕人数。

我国发展的生态公厕绝大部分都没有实际去现场观测考察和测试。江苏某企业曾对生态厕所进行观测统计，是3厕位小便、2厕位大便的公厕，企业入厕人数每天约60～80人(供白天使用)。测定统计到入厕人次比率是大便：小便为1：6。但由于工作人员仅60～80人，只测定出大便厕位约5～8人次/位，小便厕位约50～80人次/位，没有达到满负荷。自2005年至今使用和运行情况良好。

生态公厕发展较早的国家之一是日本，从日本的发展经过的历程来看，初期以微生物型为多，但应用推广一段时间后，目前又以水处理型的居多。据报道，日本1986年以来生态公厕就用膜法水处理技术，而1995年的静冈县就全是传统水处理、厌氧好氧工艺与超滤膜处理等的组合工艺，有的还用上活性炭吸附过滤及消毒的全流程水处理工艺。

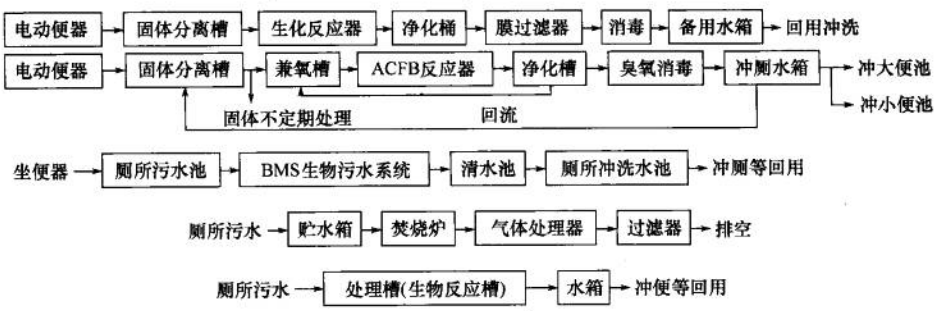
2. 生态公厕处理工艺流程

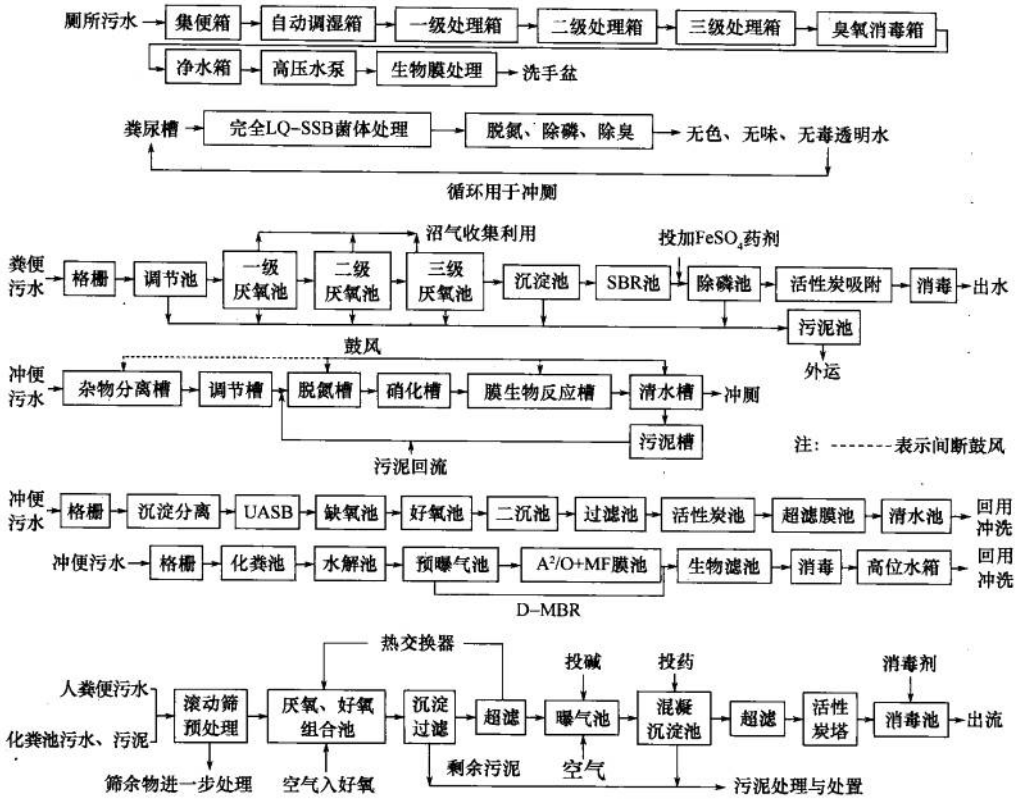
建议生态公厕(厕所)发展大便用微生物处理为主、小便以水处理工艺为主的模式，水处理工艺流程如下。



此工艺主要是净化处理方法，能达到免自来水冲洗，替代循环水、小便冲大便等，节水节能。

国内外生态公厕的处理工艺还有如下几种。





⊙ 本文作者：周国成，张岳清

第三十三篇

MBR-RO 膜集成工艺在印染废水回用中的应用研究

一、引言

1. 印染废水的水质特征

印染工业作为我国具有优势的传统支柱行业之一，20 世纪 90 年代以来获得迅猛发展，其用水量和排水量也大幅度增长。据不完全统计，我国日排放印染废水量为 300 万～400 万吨，是各行业中的排污大户之一。并且，由于印染行业产量大、生产企业分散、技术落后、经济承受能力弱、废水治理深度和广度都不够，对环境造成了更大的影响。因此，加强印染废水的处理可以缓

解我国水资源严重匮乏的问题，对保护环境、维持生态平衡起着极其重要的作用。在国家节能减排政策背景下，印染行业作为高污染行业，减排压力持续存在。

目前，印染废水的处理难度随着排放标准的日益严格而不断增加。印染废水是指印染加工过程中各工序所排放的废水混合而成的混合废水，成分非常复杂，主要包括：预处理阶段(如烧毛、退浆、煮练、漂白、丝光)排放的退浆、煮练、漂白、丝光废水；染色阶段排放的染色废水；印花阶段排放的印花废水和皂洗废水；整理阶段排放的整理废水。通常含有染料、染色助剂、洗涤剂、纤维杂质、硫化物、重金属和无机盐等。印染废水水质随原材料、生产品种、生产工艺、管理水平的不同而有所差异，各个印染工序排放后汇总的废水组分非常复杂。随着染料工业的飞速发展和后整理技术的进步，新型助剂、染料、整理剂等在印染行业中被大量使用，难降解有毒有机成分的含量也越来越多，有些甚至是致癌、致突变、致畸变的有机物，对环境尤其是水环境的威胁和危害越来越大。总体而言，印染废水的特点是排放量大、成分复杂、有机物含量高、色度深、化学需氧量(COD)高，而生化需氧量(BOD)相对较低，可生化性差。

2. 印染废水的传统处理工艺

在印染废水处理过程中，经常采用的方法有物理法、化学法、物理化学法、生化法及几种方法的综合利用。

物理法有过滤法、沉淀法、气浮法以及磁分离法等；化学法有化学混凝法、化学氧化法、湿式空气氧化法、光催化氧化法等；常用的物理化学法有吸附法、萃取法等。但物理法或化学法往往需要投加大量的化学药剂，不仅没有完全消除有机污染物，而且造成废物堆积和产生二次污染，运行成本较高。

生化法具有运行成本低、对环境污染少的特点。但印染废水水质波动大，种类多，毒性高，对温度和 pH 值要求较苛刻的微生物很难适应。其中，好氧处理法运行简单，对 COD、BOD 的去除率较高，对色度的去除率却不太理想；而厌氧处理法对印染废水的色度去除率较高。厌氧处理法污泥生成量少，产生的气体是甲烷，可利用作为能源，但单独使用效果不理想。

3. 印染废水的膜处理工艺

针对印染废水，迫切需要一些新技术、新工艺来改造或替代传统工艺，尤其在废水处理方面，要寻找新的处理技术。膜技术被誉为 21 世纪最有前景的水处理技术，作为一种新型的分离技术，膜分离技术既能对废水进行有效的净化，又能回收一些有用物质，同时具有节能、无相变、设备简单、操作方便等特点，因此在废水处理中得到了广泛的应用并显示了广阔的发展前景。在废水处理中应用的膜分离过程主要有微滤(MF)、超滤(UF)、纳滤(NF)、反渗透(RO)和电渗析(ED)。

近年来，膜生物反应器(Membrane Bioreactor，简称 MBR)受到越来越多的关注，这是将膜分离与生物处理技术相结合的一种新型、高效的污水处理新工艺。它用膜组件(超滤或微滤膜)替代传统活性污泥法中的沉淀池，实现泥水分离，大大提高了污泥浓度和反应速率，增强了系统的耐冲击力；并实现了 SRT(污泥龄)和 HRT(水力停留时间)的分别控制。

表 33-1 列出了常规活性污泥法和 MBR 工艺特性的对比。从表中可以发现 MBR 技术具备很多明显的优势，如更稳定和更优良的出水水质、更短的水力停留时间、更长的污泥龄、更低的污泥产率、更小的占地面积等。

另外，由于 MBR 采用超滤或微滤膜作为膜元件，能几乎完全截留颗粒物和细菌，使得 MBR 的出水水质大大优于其他污水处理工艺。MBR 出水可以直接作为 RO 系统的进水，通过 RO 膜进一步截留有机物质、离子、硬度和金属物质等，从而对 MBR 处理水进行深度处理，达到废水循环利用的目的。

表 33-1　常规活性污泥法和 MBR 工艺特性的对比

工艺项目	MBR 工艺	常规活性污泥法
SRT	30～60d，污泥龄长	<15d，污泥龄短
MLSS	7000～18000mg/L	<4000mg/L
剩余污泥量	污泥产率低，剩余污泥量少	剩余污泥量多
沉淀池	不需要	需要
占地面积	是常规活性污泥法的 1/5～1/3	—
工艺稳定性	不受污泥膨胀影响，工艺耐冲击性高	受污泥膨胀影响，耐冲击负荷差
出水水质	高品质的出水，可直接回用，或能直接作为反渗透装置的进水	出水水质达不到回用要求，不能直接作为反渗透装置的进水
操作及自动化程度	操作简单，系统自动化程度高	操作复杂，自动化差

目前，多样化的膜组合工艺得到越来越多的关注。将不同种类的膜组合而成的膜集成系统能发挥各种膜技术的优势，由此可形成废水深度处理的新工艺。尤其是将 MBR 与 RO 工艺结合的“双膜法”废水回用处理技术，可弥补单独使用 MBR 技术和 RO 技术的不足，充分发挥其作用，这将是印染废水深度处理与回用的一个新方向。“双膜法”是一种谋求水资源利用效率最大化，污染物产生和排放最小化的处理工艺，不仅提高了企业的经济效益，同时有利于环境保护，解决水资源紧缺及水资源浪费问题。

二、东丽最新的 MBR 膜和抗污染 RO 膜

1. 平板膜MBR

东丽公司独家开发的平板膜采用 PVDF(聚偏氟乙烯)作为膜材料，并以 PET 无纺布作为基层，具有优异的抗物理、化学性能，膜质地坚韧，如图 33-1～图 33-3 所示。东丽 PVDF 膜表面细孔的直径小而均匀，根据孔直径分布的数据，细孔的平均直径约为 0.08μm，标准偏差约 0.03μm，这使得膜不仅可生产高质量的产品水，而且可以防止细孔的污堵，保证了卓越的膜过滤性能和高渗透通量。

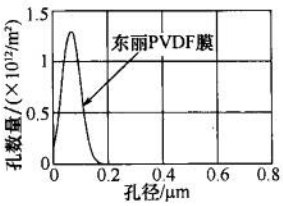


图 33-1　膜孔径分布

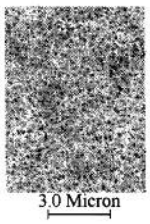
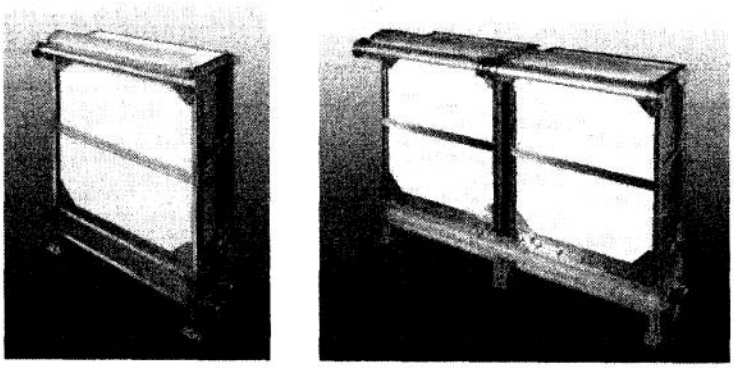


图 33-2　膜表面电子显微镜照片

东丽平板膜元件是由竖直放置的支撑板作为夹层，采用特殊的胶水和先进的黏合技术将两片平板膜片粘贴在支撑板的两侧，从而保证膜在真空抽吸过程中具备很强的物理强度、抗腐蚀性和耐化学性能。正是基于这种特殊的结构和膜黏合技术，能有效避免膜片在使用过程中出现泄漏，以及避免类似发生在中空纤维膜上的断丝现象。

东丽浸没式膜组件包含曝气箱和膜元件箱两部分，其中膜元件箱装有一定数量的按一定间隔装填的膜元件，每片膜元件是在支撑板的两面贴上平板膜而形成的。根据 MBR 工程的规模和占地面积的不同，分别选用不同的膜组件。东丽标准膜组件系列的规格见表 33-2。



(a) TMR140-100S　　(b) TMR140-200W

图 33-3　膜组件 TMR140-100S 和 TMR140-200W

表 33-2　东丽标准膜组件系列的规格

组件型号		TMR140-050S	TMR140-100S	TMR140-200W	TMR140-200D
膜元件数量/枚		50	100	200	200
膜组件箱体结构		1层1行	1层1行	1层2行	2层1行
总膜面积/m^2		70	140	280	280
质量/kg		400	695	1430	1365
尺寸/mm	宽	810	810	840	810
	长	950	1620	3260	1620
	高	2100	2100	2100	4160

2. 抗污染RO膜

东丽公司独家开发的用于废水再利用的抗污染 RO 膜，材质为聚酰胺，其膜片呈电中性，具有低压运行、产水量高、脱盐率高、耐污染性能好的优点。采用专利技术在架桥芳香族聚酰胺复合膜的表面涂加了特殊物质，改善了膜表面的电荷以及光滑度，同时在结构上缩短了膜片的长度，增加了膜袋的页数，可减少有机物及微生物在膜表面的吸附，大大提高了膜元件在高生物污堵条件下的性能和化学清洗的恢复性能。

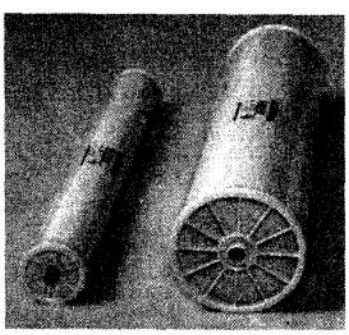


图 33-4　东丽最新的抗污染 RO 膜
注：左为 4″RO 膜，右为 8″RO 膜

图 33-4 为东丽最新的抗污染 RO 膜，其中 4″RO 膜主要应用于大型水处理系统的中试；而 8″RO 膜广泛应用于城市污水和工业废水的再生利用，以及微污染地表水的脱盐、冷却循环排污水的回用等各种应用领域。

三、MBR-RO 回用处理印染废水的中试研究

1. 研究目的

本试验选取具有一定行业代表性的江苏某大型印染企业，对其印染废水进行 MBR-RO 工艺处理和回用研究，该成果将为国内印染废水节能减排的推进起到积极作用。

2. 运行工艺、主要参数和水质特性

(1) 运行工艺　MBR-RO 中试的工艺流程如图 33-5 所示。该中试以现有印染废水处理设施的中和池出水作为进水。印染废水经进水槽做短暂的调节后，进入好氧生物池进行生化处理，生化处理后的水进入 MBR 池经布置在反应池中的膜组件进行膜过滤处理，MBR 池内的污泥混合液回流至好氧生物池，同时向 MBR 池中投加聚合氯化铝(PAC)；MBR 处理水进入反渗透系统进行深度处理后得到可回用产水。

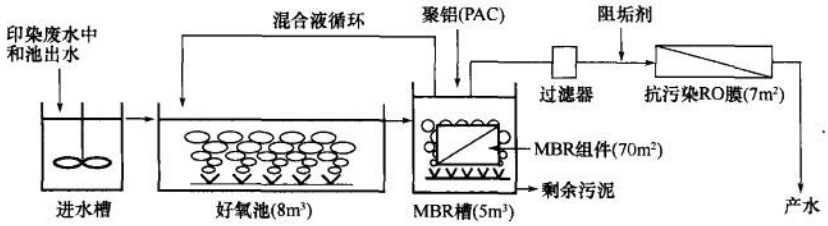


图 33-5　MBR-RO 中试的工艺流程

(2) 主要参数　MBR-RO 系统的主要参数见表 33-3。

表 33-3　MBR-RO 系统的主要参数

(a) MBR 系统

项目	数值
膜面积	$70m^2$
通量	0.3m/d
SRT	20d
HRT	15h
MLSS	6000～15000mg/L
体积负荷	0.8～2.0kgCOD/(m^3 · d)

注：MBR 组件型号为 TMR140-050S。

(b) RO 系统

项目	数值
膜面积	$7m^2$
通量	18L/(m^2 · h)
标准脱盐率	99.5%
回收率	70%

注：RO 膜型号为 SUL-10，阻垢剂连续投加。

(3) 试验水质　表 33-4 列出了 MBR 进水水质和江苏省地方标准《纺织染整工业水污染物排放标准》(DB 32/670—2004)中排放指标。

表 33-4　MBR 进水水质和出水指标

项目	COD_{Cr} /(mg/L)	BOD_5 /(mg/L)	悬浮物 /(mg/L)	色度 /倍	NH_3-N /(mg/L)	TP /(mg/L)	pH 值
MBR 进水	600～1500	80～250	100～300	40～120	1～8	1～10	7.0～9.0
标准	≤100	≤25	≤70	≤40	≤15	≤1.0	6.0～9.0

RO 产水需满足《纺织染整工业废水治理工程技术规范》(HJ 471—2009)中的染色生产用水水质和漂洗生产用水水质的要求。

3. 结果与讨论

(1) 水质处理效果　表 33-5 列出了 MBR-RO 系统运行正常后，MBR 进、出水中各污染物的平均浓度。由该表可以明显看出，MBR 系统的水质处理效果非常好，出水各污染物平均浓度完全符合 DB 32/670—2004 的要求，且处理水质非常稳定。其中，MBR 出水 COD 和 BOD 的平均浓度分别为 50mg/L 和 8mg/L，去除率分别达到 92.9%和 94.6%，远低于排放指标。同时，通过由于向 MBR 池中投加一定量的 PAC，使得 MBR 出水的 TP 平均浓度只有 0.3mg/L，完全符合排放限值。另外，MBR 系统对色度的去除率也达到 72.7%左右。

由于 MBR 膜的平均孔径只有 0.08μm，能截留绝大部分的悬浮物和胶体物质。因此，在中试运行过程中，MBR 出水的浊度低于 0.5NTU，SDI 值低于 4，从而保证后续 RO 膜运行的稳定性。

表 33-5　MBR 系统水质处理效果

项目	MBR 进水均值	MBR 出水均值	去除率	排放标准	项目	MBR 进水均值	MBR 出水均值	去除率	排放标准
BOD_5 /(mg/L)	149	8	94.6%	≤25	悬浮物 /(mg/L)	190	ND	>99.9%	≤70
COD_{Cr} /(mg/L)	708	50	92.9%	≤100	NH_3-N /(mg/L)	4.6	1.2	73.9%	≤15
					TP/(mg/L)	4.0	0.3	92.5%	≤1.0
色度/倍	55	15	72.7%	≤40	pH 值	8.2	7.7	—	6～9

表 33-6 列出了 RO 产水的水质与回用指标的对比。从该表可以看出，RO 产水水质完全符合 HJ 471—2009 中的染色生产用水水质和漂洗生产用水水质要求。其中，该抗污染 RO 膜的脱盐率达到 99.5%以上，RO 产水电导率低于 30μS/cm。同时，RO 产水的总硬度(以 $CaCO_3$ 计)小于 5mg/L，远低于回用指标。

表 33-6　RO 产水的水质与回用指标的对比

项目	RO 产水	染色用水水质	漂洗回用水水质	项目	RO 产水	染色用水水质	漂洗回用水水质
TOC/(mg/L)	0.2～0.8	—	—	Al/(mg/L)	0～0.050	—	—
色度/倍	1	≤10	≤25	Ca/(mg/L)	0.038～0.116	—	—
电导率/(μS/cm)	7～28	—	≤1500				
悬浮物/(mg/L)	ND	≤10	≤30	Mg/(mg/L)	0～0.056	—	—
Fe/(mg/L)	0～0.017	≤0.1	≤0.2	总硬度(以 $CaCO_3$ 计) /(mg/L)	<5	≤150	≤450
Mn/(mg/L)	0～0.003	≤0.1	≤0.2				

注：ND 为未测出。

(2) 膜运行性能　由于印染废水的成分非常复杂，含有多种染料、染色助剂、洗涤剂、纤维杂质等，而且这部分难降解物质使得 MBR 池污泥的过滤性能较差，容易堵塞膜孔，对膜性能造成比较大的负面影响。因此，通过向 MBR 池中投加 PAC，能有效吸附容易引起膜污染的大分子有机物质和胶体，除了使处理水质变好外，也能有效降低 MBR 膜污染速度，进而延长 MBR 膜的清洗周期。在近一年的 MBR 连续运行过程中，控制运行通量为 0.3m/d，操作模式为抽 9min 停 1min，结果 MBR 膜表现稳定，化学清洗频率为 1 个半月～3 个月。清洗采用东丽推荐的化学药剂、有效氯浓度为 2000～6000mg/L 的 NaClO 溶液和 1%～3%的柠檬酸溶液。

由于 MBR 出水中含有一部分易引起 RO 膜结垢的物质，因此在 RO 进水中连续投加阻垢剂，以防止和延缓 RO 膜的结垢趋势。在半年多的 RO 连续运行过程中，控制运行通量为 18L/(m^2·h)，回收率为 70%，结果 RO 膜同样表现非常稳定，化学清洗频率为 3 个月左右。根据引起膜污染情况，清洗采用东丽公司设计推荐的碱洗和酸洗组合的清洗方法，膜性能能够得到有效恢复。因此，RO 膜的运行数据显示了东丽公司抗污染 RO 膜高产水量、高脱盐率(平均 99.7%)、耐污染的特点。

(3) 运行成本和经济效益分析　结合中试运行数据，以实际印染废水处理设施的设计规模

6000m³/d为基础，分别计算MBR系统和RO系统的运行维护费用。

其中，MBR系统的运行维护费用主要包括电费、人工费、混凝药剂费、污泥处理处置费、膜化学清洗药剂费、膜更换费用等，结果显示东丽MBR系统的处理成本为2.6元/m³。RO系统的运行维护费用主要包括人工费、电费、药剂费、膜化学清洗药剂费、膜更换费用等，估算结果为0.9元/m³。

该印染企业现有的用水成本主要包括自来水费用和污水处理设施的运行维护费用；而实施废水回用后，能节约70%的自来水费用，扣除MBR-RO的运行维护费用后，每年仍可节约21%的用水成本，总计约230万元/年的用水费用，经济效益非常显著。具体如表33-7所列。

表33-7　实施废水回用前后的用水成本分析

项目		水量/(m³/d)	费用/(元/m³)	费用/(百万元/年)
现有企业的用水成本	自来水费用	6000	2.6	5.69
	污水处理费	6000	2.5	5.48
	总计			11.17
实施MBR-RO废水回用后的用水成本	自来水费用	1800	2.60	1.71
	MBR运行费用	6000	1.76	3.85
	RO运行费用	4200	0.63	0.97
	MBR膜更换费用	6000	0.85	1.85
	RO膜更换费用	4200	0.28	0.43
	总计			8.81

四、结论

①印染废水排放量大，成分非常复杂，对环境尤其是水环境的威胁和危害越来越大。在国家节能减排政策背景下，印染行业作为高污染行业，迫切要求实施印染废水的回用处理。近年来，多样化的膜组合工艺得到越来越多的关注，尤其将MBR与RO工艺相结合的“双膜法”废水回用处理技术，可弥补单独使用MBR技术和RO技术的不足，充分发挥其作用，这将是印染废水深度处理与回用的一个新方向。

②东丽公司最新的浸没式平板膜MBR技术是东丽水处理技术、高分子聚合技术和膜的制作技术长期积累的成果，与同行业其他MBR相比，具备更强的抗污染能力和更高的产水率，无需反冲洗，动力消耗低；同时，独家开发的用于废水再利用的抗污染RO膜，材质为聚酰胺，其膜片呈电中性，具有低压运行、产水量高、脱盐率高、耐污染性能好的优点。

③通过选取具有一定行业代表性的江苏某大型印染企业，进行MBR-RO工艺处理和回用印染废水的开发和应用研究，结果显示：MBR水质处理效果非常好且稳定，出水各污染物平均浓度完全符合江苏省地方标准《纺织染整工业水污染物排放标准》(DB 32/670—2004)；RO产水水质完全符合《纺织染整工业废水治理工程技术规范》(HJ 471—2009)中的染色生产用水水质和漂洗生产用水水质要求；MBR和RO膜的运行性能也非常稳定，化学清洗后的膜性能恢复率高。

④以该企业实际印染废水处理设施的设计规模6000m³/d为基础，对比分析实施废水回用前后的用水成本，计算结果显示实施废水回用后，每年可节约21%的用水成本，总计约230万元/

年的用水费用，经济效益非常显著。

⑤另外，根据企业的实际生产情况和用水需求，为降低回用水成本，可将 MBR 出水进一步脱色处理后，直接用于一般印染生产用水；当要求作为喷射冷凝器冷却水或压力小于 2.5MPa 的锅炉补给水时，则可将 MBR 出水经 RO 深度脱盐处理后得到回用水。因此，在实际工程设计和运行操作中，可结合生产用水情况，灵活配置选择 MBR 和 RO 系统的处理水用途，从而最大程度降低运行成本，提高废水回用的经济效益。

⊙本文作者：朱列平，杨瑜芸，黄圣敬，向飞

第三十四篇

高浓度化工废水处理工艺技术与实例

一、概况

某化工厂以硫酸、乌络托品、氨水、硫酸钠四种原料经化工装置反应生产工业用发泡剂，在生产过程中产生废水 $5m^3/h$，其浓度甚高，COD_{Cr} 高达 20000mg/L，氨氮高达 8000mg/L，属高浓度化工废水。

二、废水水量水质

废水量由厂方提供为 $100m^3/d$，设计处理量为 $5m^3/h$。

废水水质为 COD_{Cr} 20000mg/L，氨氮 8000mg/L，TP 0.33mg/L，盐分 20%左右。

经处理后的出水水质达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)一级标准。

主要指标是：pH 值 6～9，COD_{Cr}≤100mg/L，氨氮≤15mg/L，悬浮物≤70mg/L，油类≤8mg/L，挥发酚≤0.5mg/L。

三、处理工艺流程

处理工艺流程见图 34-1 和图 34-2。

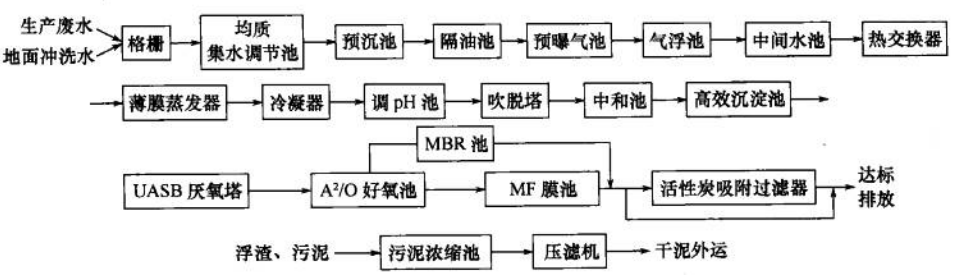


图 34-1　化工废水和污泥处理工艺流程

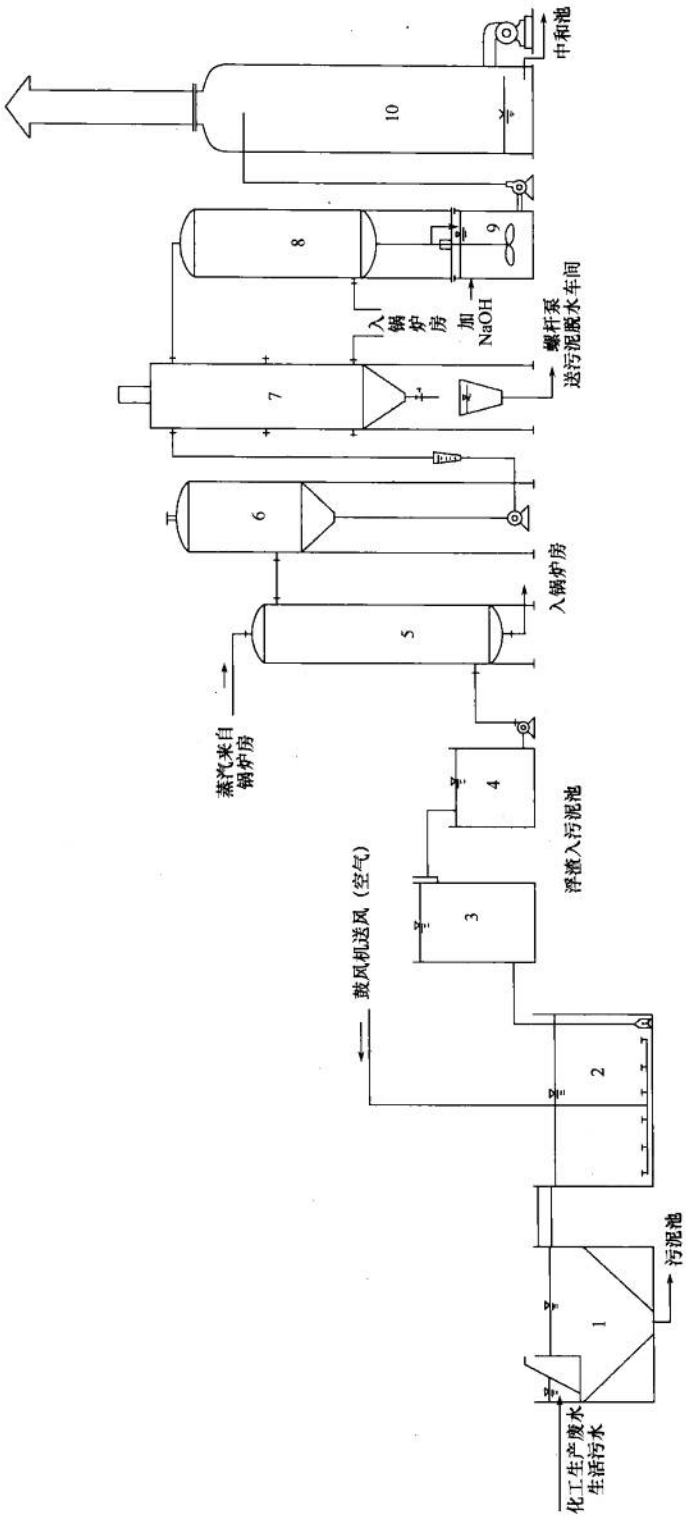

中和池
10
8
9
入锅炉房
加NaOH
螺杆泵
送污泥脱水车间
7
6
入锅炉房
5
蒸汽来自锅炉房
4
浮渣入污泥池
3
鼓风机送风（空气）
2
污泥池
1
化工生产废水
生活污水

图 34-2

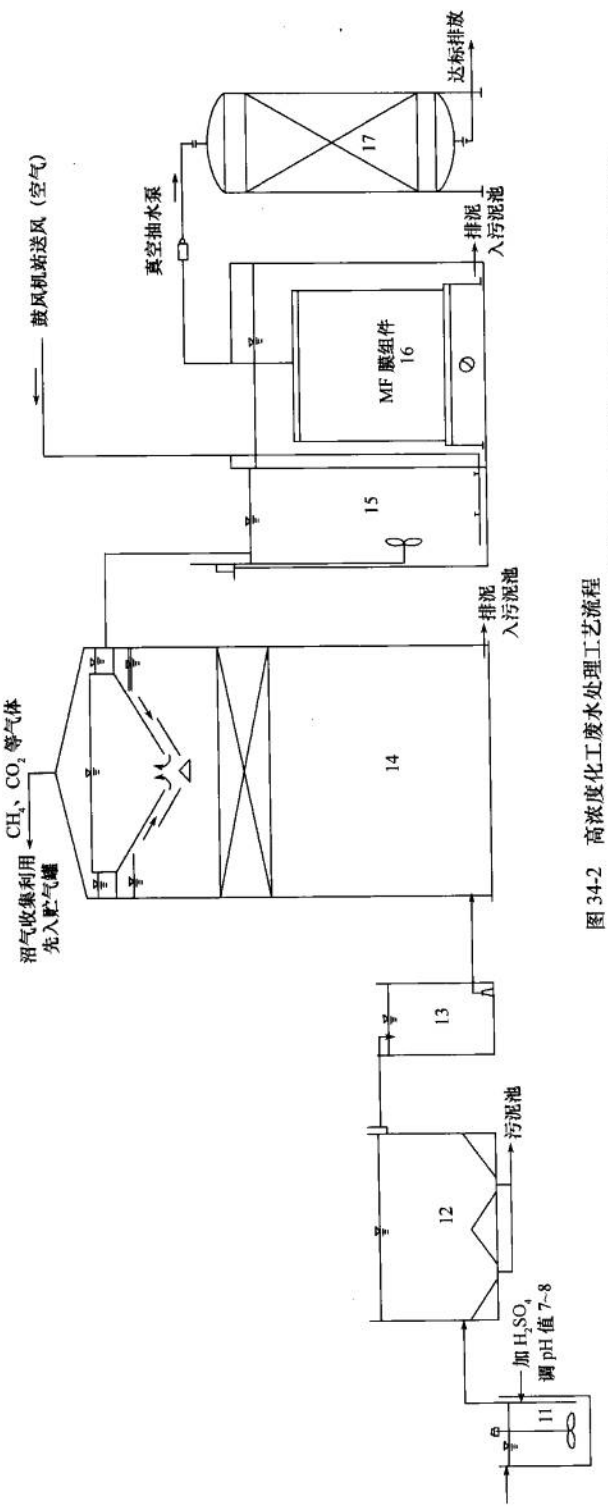


图 34-2　高浓度化工废水处理工艺流程

1—调节预沉均质池（除油）；2—预曝气池；3—气浮池；4,13—中间水池；5—热交换器；6—真空罐；7—薄膜蒸发器；8—冷凝器；9—调 pH 中和池；10—吹脱塔；11—中和池；12—高效沉淀池；14—UASB 厌氧池；15—A^2/O；16—MF；17—活性炭吸附过滤罐

四、工艺流程说明

1. 格栅

格栅是截留水流中的漂浮物及大的悬浮物，延长泵、闸阀等使用寿命，防止管道受堵，同时能提高废水处理过程的可靠性和工作效率，保护后续设备的正常运行而不可缺少的设备。可设计手动和自动两种清污方法。

2. 集水调节池(均质集水池)

废水排放的水质、水量不是恒定的，所以必须设计水池来集水调节水量和均化水质，消除冲击负荷，稀释并抑制有害有毒物质，稳定 pH 值，增加废水处理能力，为后续废水处理设备的正常运行做好充分准备。

3. 预沉隔油池

将经均质后的废水先进行预沉淀，同时隔油撇油，将废水中 80%左右的浮油、粗粒油隔除，为下步水处理工序创造条件。隔离出的废油进行回收利用。

4. 预曝气与气浮池

在气浮池前设预曝气，将经预沉隔油后的废水进行预曝气充氧，再进入气浮池。由于废水在预曝气过程中充了一定量的氧，有利于气浮池对有机物的作用。气浮池的工作原理是在高压作用下，使水溶入气体中通过释放无数微小气泡与经加药后的废水混合，使废水中的有机物、悬浮物及其他有害物质发生更充分的反应，形成大量的矾花，同时使水溶气后的相对密度小于 1 而上浮至液面上(即形成气、水、胶状颗粒三相混合体)。由气浮池上的刮渣机定时刮排至集渣槽内外排。通过气浮池分离废水中的污染物、在隔油池内未隔除掉的细粒浮油及部分乳化油等。

5. 中间水池

经气浮池处理后的出水流入中间水池，中间水池主要起中间调节和缓冲作用，同时为薄膜蒸发器正常均匀地进行薄膜蒸发过程起到积极的作用。

6. 热交换器

在废水进入薄膜蒸发器前先进入热交换器预热，薄膜蒸发器排出的蒸汽或热水作为热交换器的热源，将废水加热至较高的温度进入薄膜蒸发器，提高蒸发效果和效率。

7. 薄膜蒸发器

随着工业的飞速发展，废水处理的难度也越来越大，尤其是很多工业废水不仅浓度高，而且难生化，甚至水解也解决不了问题，这时需要对废水进行前处理或后处理。现在国内外广泛使用的预处理方法一般为微电解、高级氧化技术及湿式催化氧化等技术。但是水中含高浓度盐类物质，一般预处理是无法达到理想效果的。通常的处理方法是稀释、加药、蒸发等工艺。

稀释需用大量的水资源，同时后续处理设备的容积也需加大，土建也需增加，既增加了投资和运行费用，又浪费了水资源，排水量也将增加很多，同样也增加了环保排污的收费。

加药处理是针对突发性或小水量的废水处理，价格昂贵，毒性大，储运要求高，且国家是严格控制的。

薄膜蒸发器是当今国内外常用处理的高浓度含盐类废水的一种工艺，它运行稳定，无二次污染，蒸发废水生化处理负荷低，结晶物可再生利用，运行成本低。

8. 空气吹脱塔

由于废水中氨氮含量甚高，采用常规的处理方法很难去除达标，可在碱性条件下进行空气吹脱或蒸汽汽提使废水中的氨氮等挥发性物质不断由液相转换至气相，将氨氮回收利用或排入大气稀释，从而达到去除氨氮的目的。

9. 中和池

由于空气吹脱 pH 值一般要调至 10.5～11.0，经吹脱后的废水 pH 值仍很高，必须进行加废酸中和至 7～8 再进入高效沉淀池。

10. 高效沉淀池

经吹脱后的废水经中和调节后流入高效沉淀池进行沉淀，去除大部分有机物和无机物。高效沉淀池是根据平流式斜管沉淀池去除分散性颗粒物的沉淀原理，在池内布置斜管后形成斜管沉淀池，应用浅池理论，加大了沉淀池过水断面面积，同时减小了水力半径，为此在同样的水平流速时，减少了紊流，提高了沉淀效率。另外加设了斜管，使颗粒沉淀距离缩短，缩短了沉淀时间，提高了沉淀效果。

11. 中间水池

中间水池是为了使进入 UASB 装置流量均匀，负荷较均匀，防止冲击负荷，使厌氧作用发挥得更均匀、处理效果更有效而设置的。

12. 厌氧反应器——UASB

厌氧生物处理过程又称厌氧消化，是在厌氧条件下，由多种微生物共同作用，将有机物分解并生成甲烷和二氧化碳等最终产物的过程。厌氧消化过程的主要特点是能耗低，污泥产量低，可对好氧生物处理系统不能降解的一些大分子有机物进行彻底降解或部分降解。厌氧微生物对温度、pH 值等环境因素的变化更为敏感，运行管理好厌氧生物处理系统要精心操作。UASB 装置具有负荷较高、运行管理方便、处理效果稳定等优点。在厌氧处理中，厌氧微生物分解有机物，使之变为甲烷、二氧化碳和水，1kgCOD 产生 0.3～0.35m^3 的气量，可作为燃料利用，或作为其他能源，最后通过澄清池完成气、固、液三相分离，出水自流进入好氧池。

13. 好氧池

好氧池(生物接触氧化池)是采用生物接触氧化(充氧)来硝化和去除剩余的有机碳化合物，硝化通常是氨被氧化为亚硝酸盐、亚硝酸盐被氧化为硝酸盐的生物过程。硝化过程消耗水中的溶解氧，所以好氧池内的溶解氧应≥2.0mg/L，以满足硝化过程的需氧量。

好氧池的主要工艺是充氧生物接触技术，好氧池中悬挂着生物填料，截留水中的悬浮物质，水中的胶体物质吸附其表面，其中有机物受微生物的作用，在氧气充足的条件下迅速繁殖，微生物在废水中附着生长，进一步吸附悬浮物和溶解态的物质，逐渐形成生物膜，通过生物膜的吸附、氧化、絮凝，废水中的有机物和营养物被去除，使废水得到净化。

生物填料采用立体弹性填料，使填料均匀悬挂，不堵塞，比表面积大($250m^2/m^3$)，处理效果好，能耗低，能对充氧气泡密集性地多层反切割，水流特性优越。

废水经微生物的净化后，通过锯齿形出水堰进入 MBR 池做进一步处理。

14. 膜生物反应器(MBR)

好氧池的出水进入 MBR 池进行深度处理。利用具有适当的化学性质和物理结构的聚砜生物膜回收酶，微生物或动植物细胞为催化剂进行连续反应，它是膜分离技术与污水生物处理工程中生物反应器的结合和互补。微滤膜截留活性污泥混合液中的微生物絮体及大分子有机物，而回流至生物反应器内，并使之在较高的混合液悬浮固体(MLSS)中运行，这样使废水中的大分子难降解的分子在生物反应器内有较长的停留时间，提高了生物对有机物的氧化率，从而达到较高的反硝化率，所以污泥量也少，出水水质好，废水经处理后基本达到出水的排放标准。

15. 活性炭过滤器

设活性炭过滤器是一道把关工序，当水质波动较大时，为保证处理出水达标则经活性炭过滤器工序进一步深化处理。由于分子量较小的有机污染物等物质很难用过滤方法去除，而处理该类物质的直接有效方法是采用活性炭进行吸附过滤处理。由于活性炭表面满布平均直径为 20～30Å

的微孔，因此具有很高的吸附能力。此外活性炭表面有大量的羟基及羧基官能团，可以对各种性质的有机物进行化学吸附以及静电吸引，因此以活性炭过滤器用作最后的把关处理设备是一种较好的选择。选用活性炭过滤器的主要目的是去除水中的有机物和氮、降低 COD，使出水在水质波动较大时达标有保障。本设计选用优质果壳活性炭，活性炭属消耗性材料，吸附性能失去后应定期更换，一般 6～12 个月更换一次。设备为立式圆筒形，上下封头焊接而成，流速 8～10m/h，要求活性炭颗粒均匀，吸附能力强，不易破碎，属品质优良的炭源。

五、处理构筑物与主要设备器材

处理构筑物与主要设备器材见表 34-1。

表 34-1　处理构筑物与主要设备器材

名　称	规格型号	数　量	备　注
人工格栅	1000mm×400mm	3 道	不锈钢材质
波纹斜板沉淀器	3.5m×1m×3.26m	1 台	A3 钢组合件
薄膜蒸发器	蒸发面积 $10m^2$/台	2 台	外购化工设备
高效气浮装置	ϕ2.0m×3.0m	1 套	A3 钢组合件
空压机	2-0.025m^3/min，6kg/cm^2	1 台	
溶气罐	ϕ600mm×2800mm	1 套	A3 钢组合件
刮渣机	行车式	1 台	N=0.37kW
溶气水泵	25SG3-30 Q=3m^3/h，H=30m	1 台	N=0.55kW
污水泵	250W-15-0.75 Q=5m^2/h H=15m	8 台	N=1.1kW
加药装置	WA-0.5	4 套	A3 钢组合件防腐
厌氧池及配套件	ϕ6000mm UASB	1 套	A3 钢组合件防腐
A^2/O 池与 MF 池	4000mm×2800mm×3500mm	1 套	N=0.75kW
罗茨风机	SSR80	2 台	N=5.5kW
曝气系统		2 套	
微孔曝气器	ϕ215mm	180 只	
空气吹脱塔	ϕ1500mm×8000mm	1 套	N=5.5kW，A3 钢制防腐或玻璃钢制作
高效斜板沉淀池	3m×1.2m×3.2m	1 台	
加碱、加酸系统		各 1 套	
中和系统		1 套	
活性炭吸附过滤器	ϕ1200mm	1 台	含滤料活性炭及阀门等
电控框	带 PLC	2 台	

六、结论

该化工废水成分复杂，COD、盐类、氨氮等含量高。在废水处理过程中，预处理是决定整个系统正常运行的关键环节，因此预处理工艺的选择及设备选型需慎重考虑和反复试验。其次，生物处理的温度、pH 值、营养物、微生物、MLSS 等根据实际情况掌握和调整，不可一概而论，因为企业生产同样的产品，它的生产工艺、所处的地理环境及操作各异，排放的废水性质和浓度也不一，工艺设计和设备选型对应予以重视，在有条件时，应做小试和中试。

⊙本文作者：闵方权，周国成

第三十五篇

常州康普药业有限公司污水处理站升级改造

一、概况

常州康普药业有限公司设有针剂、片剂、原料药、中药提取四个车间和一个新品研发中心，集开发研制与生产于一体。主要生产精神病药类、消化道药类、心血管药类、内分泌药类四个系列产品近百个品种。

该厂一贯重视环境保护工作，早年就建成处理制药废水的废水处理站一座，2007 年春末夏初，太湖水域发生了大面积蓝藻事件后，按照《太湖地区污水处理厂及重点工业行业主要水污染物排放限值所提出的要求》，由于该企业属太湖流域范围，因此对原废水处理站进行了升级改造，严格按照《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918—2002)中的一级 A 标准执行，2009 年上半年完成了升级改造工程及配套设施。升级改造后，加强了操作运行管理，一直保持着良好的处理效果，现将升级改造及运行情况加以小结。

二、处理水量与水质

设计处理水量为 2500m³/d，其中康普药厂生产废水约 50～60m³/d，前黄镇居民生活污水及镇上工业废水约 2000～2400m³/d。

康普药厂生产废水中含 COD_{Cr} 62000～70000mg/L；镇上居民生活污水与工业废水混合 COD_{Cr} 500mg/L，BOD_5 200～250mg/L，pH 值 6～9。

三、处理工艺流程与处理技术

常州康普药业有限公司地处江苏省武进前黄镇上，因此这次升级改造中将前黄镇的居民生活污水和镇上的工业废水合并排入康普药厂污水处理站一并处理，使处理站规模达到 2500m³/d。

处理工艺流程见图 35-1。处理站平面图见图 35-2。

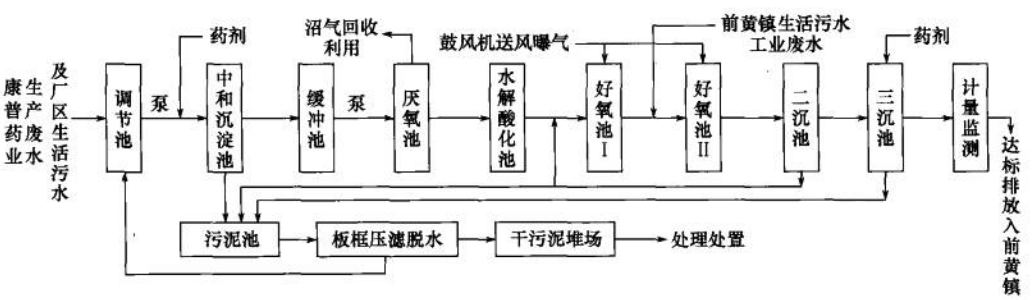


图 35-1　处理工艺流程

康普药业生产废水系高浓度有机废水，水量不大，每日排放量约 50～60m³，但浓度很高，

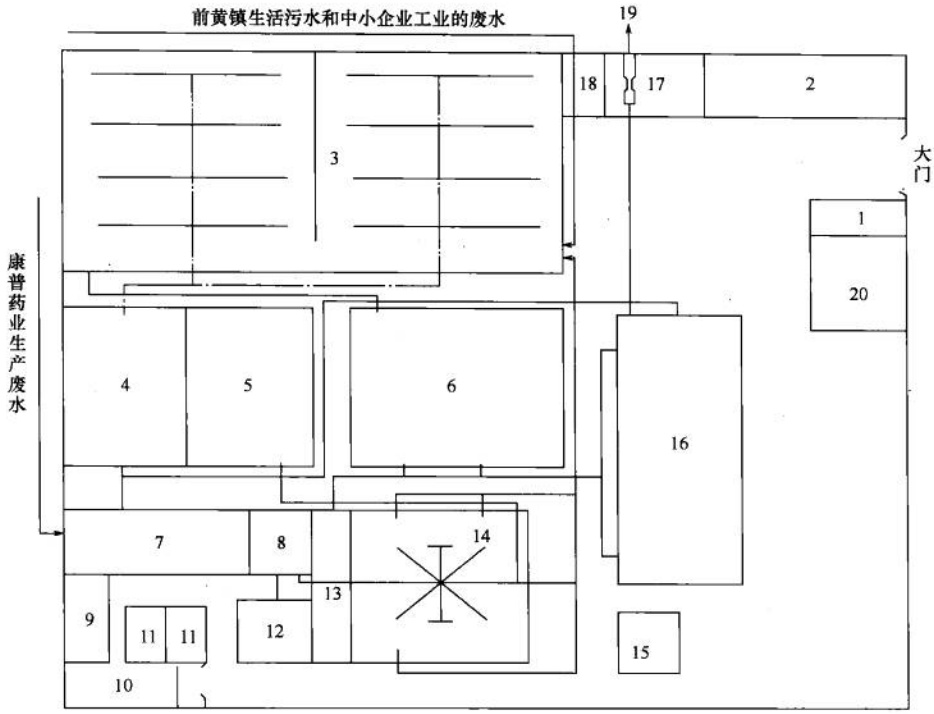


图 35-2　常州康普药业有限公司废水处理站平面图

1—门卫；2—干污泥堆场；3—生化曝气池；4—风机房与泵房；5—水解酸化池；
6—二沉池；7—调节池；8—缓冲池；9—操作间；10—化验室；11—中和池；
12—初沉池；13—污泥池；14—厌氧池；15—加药搅拌池；16—三沉池；
17—计量槽；18—监测监控室；19—排放入河流；20—管理室；
——污水污泥管道　—·——·—压缩空气管道

COD_{Cr}平均高达 62000～70000mg/L，最高时达 110000mg/L 左右，生产废水与少量的厂区生活污水由管道系统汇集进入污水处理站，先进入调节池，由于生产废水偏酸性，加上中药提取排放的废水中 SS 含量高，因此经调节池均和水量水质后，用水泵提升至中和沉淀池，同时掺加电石渣(碱性)粉状进行中和混凝反应沉淀，去除大部分 SS 后流入缓冲池。之后用污水泵打入四座 ϕ4m×10.2m的 UASB 厌氧池(塔)进行厌氧消化发酵，去除大部分有机污染物质，一般可去除 COD_{Cr} 80%左右，BOD_5 80%～85%，然后进入好氧池Ⅰ。在曝气的条件下，进行生化反应，进一步降解污染物质，并与前黄镇生活污水及工业废水混合流入好氧池Ⅱ。进一步曝气生化后流入二沉池进行固液分离处理。为了进一步处理到升级改造提标的 GB 18918—2002 一级 A 排放标准，在这次升级改造扩建中增建了二沉池、好氧池及三级沉淀池，以适应扩大处理水量与升级的排放标准。在投加碱式氯化铝混凝剂的情况下进行混凝反应沉淀的深度处理，将 2000m^3/d 以上的工业废水与生活污水处理后流入计量与监控间进行计量与 COD_{Cr}、NH_3-N 等项目的监测，最后排放流入前黄镇。中和沉淀池产生的污泥与水解酸化池、二沉池、三沉池产生的污泥，除二沉池污泥部分回流外，剩余污泥与其他几个池子排出的污泥一并排入污泥池，在污泥池内混合均匀后，再用污泥泵排入板框压滤机进行压滤脱水，压滤出来的滤液回流至调节池进一步处置，脱水的干化污泥含水率达 75%～80%的泥饼外运处置。

该企业为了强化管理和确保达标排放，将污水站的操作运行管理委托常州市双惠环境处理有限公司承担，每年给予60万元的托管费用。水、电、药剂、维修等费用由药厂承担，每年约60万～70万元，全年合计直接运行费用120万～130万元。

四、处理效果

处理站升级改造扩建工程于2009年上半年完成，7月初投入试运行，8月转入正式运行，8月3日COD、NH_3-N在线监测仪投入运行，COD_{Cr}、NH_3-N、TP同时取样，在处理站化验室进行化验，并由在线监测仪进行自动监测记录。2009年8～10月处理站处理效果见表35-1～表35-3。从表中可以看出，处理效果越来越好，尤其是COD_{Cr} 10月每天均在50mg/L以下，月平均<45mg/L,氮、磷的处理效果也很好，NH_3-N在2mg/L以下，而磷均小于0.5mg/L，达到了GB 18918—2002的一级A排放标准。

表35-1　2009年8月处理站处理效果(水污染治理设施运行统计)

时间	处理水量/(m^3/d)	水质								
		pH值	COD_{Cr}		NH_3-N		TP		在线监测仪监测结果	
			进水	出水	进水	出水	进水	出水	COD	NH_3-N
8.1	2150	6～9	1862	45.67	25.1	0.75	15.7	0.12		
8.2	2180	6～9	1859	45.33	24.5	0.61	14.7	0.14		
8.3	2200	6～9	1792	60.33	25.1	0.72	15.2	0.21		1.23
8.4	2180	6～9	1875	54.67	25.4	0.86	15.2	0.11	69	0.35
8.5	2000	6～9	1790	54.33	25.8	0.75	14.6	0.102	54.67	0.50
8.6	2000	6～9	1840	58.67	25.9	0.61	15.8	0.11	57.67	0.50
8.7	2100	6～9	1892	43.67	24.8	0.59	14.9	0.21	63.33	0.50
8.8	2200	6～9	1844	40.33	24.5	0.72	14.7	0.21	51.33	0.50
8.9	2270	6～9	1775	42.67	25.7	0.81	15.6	0.17	43.67	0.50
8.10	2375	6～9	1875	41.33	24.8	0.75	15.8	0.14	35.67	0.50
8.11	2150	6～9	1860	40.33	25.7	0.58	14.7	0.086	41.67	0.50
8.12	2000	6～9	1790	42.67	25.6	0.75	15.8	0.091	42.33	0.50
8.13	2250	6～9	1875	43.33	24.7	0.64	15.7	0.086	41.33	0.50
8.14	2100	6～9	1756	40.67	25.6	0.55	16.8	0.071	40.67	0.50
8.15	2100	6～9	1790	42.0	24.7	0.42	14.5	0.17	40.33	0.50
8.16	2000	6～9	1860	39.67	25.8	0.57	15.4	0.11	32.33	0.50
8.17	2000	6～9	1790	41.33	24.9	0.48	14.8	0.15	41.0	0.04
8.18	2150	6～9	1840	43.33	25.7	0.58	15.9	0.11	40.0	0.04
8.19	2100	6～9	1790	41.33	24.8	0.17	14.8	0.17	40.67	0.50
8.20	2200	6～9	1875	44.67	25.7	0.11	15.7	0.11	46.0	0.05
8.21	2000	6～9	1860	49.0	24.7	0.18	14.9	0.087	46.33	0.05

续表

时间	处理水量/(m^3/d)	水质								
		pH 值	COD_{Cr}		NH_3-N		TP		在线监测仪监测结果	
			进水	出水	进水	出水	进水	出水	COD	NH_3-N
8.22	2000	6～9	1865	50.67	26.8	0.75	15.7	0.11	46.33	0.05
8.23	2100	6～9	1870	40.67	27.8	0.64	14.8	0.13	41.67	0.05
8.24	2100	6～9	1986	41.33	25.7	0.51	15.1	0.11	33.0	0.05
8.25	1800	6～9	1875	52.0	24.8	0.75	16.4	0.12	46.33	0.05
8.26	2000	6～9	1790	45.17	25.1	0.54	17.1	0.11	42.0	0.05
8.27	2000	6～9	1860	40.33	24.6	0.71	18.2	0.12	35.0	0.05
8.28	2100	6～9	1790	40.33	25.7	0.86	17.6	0.09	36.33	0.05
8.29	2000	6～9	1795	40.67	25.7	0.75	15.6	0.12	34.67	0.05
8.30	2150	6～9	1860	39.33	24.8	0.67	14.7	0.098	32.33	0.05
8.31	2000	6～9	1795	39.33	25.7	0.71	15.7	0.14	33.33	0.05

表 35-2　2009 年 9 月处理站处理效果(水污染治理设施运行统计)

时间	处理水量/(m^3/d)	水质								
		pH 值	COD_{Cr}		NH_3-N		TP		在线监测仪监测结果	
			进水	出水	进水	出水	进水	出水	COD	NH_3-N
9.1	2000	6～9	1835	36.33	24.7	0.21	15.6	0.091	37.33	0.05
9.2	2100	6～9	1780	45.33	25.7	0.75	15.8	0.14	44.33	0.05
9.3	2000	6～9	1847	45.33	24.8	0.28	14.9	0.06	50	0.05
9.4	2150	6～9	1780	54	25.6	0.28	15.1	0.107	55	0.05
9.5	2000	6～9	1865	56.67	24.8	0.57	14.9	0.11	56.67	0.5
9.6	2200	6～9	1780	55	25.6	0.71	15.8	0.12	60.33	0.5
9.7	2000	6～9	1860	56.23	24.8	0.89	15.9	0.07	60.33	0.5
9.8	2000	6～9	1780	42.33	26.7	0.28	15.2	0.11	50.67	0.5
9.9	1500	6～9	1678	39.33	27.9	0.17	15.8	0.09	51	0.5
9.10	2000	6～9	1860	49	25.8	0.28	16.7	0.06	47	0.5
9.11	2000	6～9	1750	46	24.9	0.37	17.8	0.07	52.33	0.5
9.12	1800	6～9	1765	43.33	25.8	0.48	18.9	0.18	46	0.5
9.13	2000	6～9	1860	44.67	24.7	0.51	17.6	0.21	44	0.5
9.14	2200	6～9	1780	41	25.6	0.48	14.7	0.28	47.33	0.5
9.15	1800	6～9	1750	40.33	24.7	0.86	15.6	0.27	42.67	0.5
9.16	2000	6～9	1840	40.33	25.6	0.71	14.5	0.11	37	0.5
9.17	2000	6～9	1795	37.67	24.8	0.62	15.9	0.078	36.67	0.5
9.18	2150	6～9	1860	43	25.9	0.28	14.7	0.12	39.67	0.5
9.19	2000	6～9	1740	38.67	26.9	0.17	15.6	0.12	42.33	0.5
9.20	2150	6～9	1855	41.33	25.8	0.15	15.8	0.17	41.67	0.5
9.21	1750	6～9	1760	41	25.9	0.21	16.7	0.25	39	0.5

续表

时间	处理水量/(m^3/d)	水质								
		pH 值	COD_{Cr}		NH_3-N		TP		在线监测仪监测结果	
			进水	出水	进水	出水	进水	出水	COD	NH_3-N
9.22	1800	6～9	1860	41.33	24.9	0.28	15.6	0.27	43.33	0.5
9.23	2000	6～9	1786	43	25.6	0.17	17.2	0.30	45.87	0.5
9.24	2000	6～9	1890	40.67	24.7	0.28	18.6	0.17	39.67	0.5
9.25	2000	6～9	1760	43	25.8	0.34	17.6	0.21	38.67	0.5
9.26	2000	6～9	1870	42	24.9	0.17	15.6	0.27	34.33	0.5
9.27	2000	6～9	1780	38	25.7	0.28	14.7	0.31	32	0.5
9.28	2000	6～9	1860	31.33	24.7	0.27	15.6	0.28	27.67	0.5
9.29	停电、停运行	6～9								
9.30	2100	6～9	1750	40.67	25.8	0.11	14.8	0.11	30.33	0.5

表 35-3　2009 年 10 月处理站处理效果(水污染治理设施运行统计)

时间	处理水量/(m^3/d)	水质								
		pH 值	COD_{Cr}		NH_3-N		TP		在线监测仪监测结果	
			进水	出水	进水	出水	进水	出水	COD	NH_3-N
10.1	2210	6～9	1860	40.33	25.1	1.12	14.8	0.08	45.67	1.483
10.2	2200	6～9	1740	42.33	25.8	0.89	15.1	0.17	46.33	1.45
10.3	2250	6～9	1861	43.33	24.7	1.12	15.9	0.11	45.67	1.34
10.4	2300	6～9	1785	41	25.6	1.81	16.8	0.12	47.33	1.343
10.5	2100	6～9	1865	43.67	24.8	1.28	17.8	0.22	47.0	1.427
10.6	2200	6～9	1786	45	25.7	1.21	17.6	0.17	47.33	1.383
10.7	2100	6～9	1670	43.3	24.8	1.17	18.1	0.21	47.0	1.41
10.8	2270	6～9	1750	42.33	25.9	1.12	15.0	0.11	46.67	1.403
10.9	2100	6～9	1867	42.0	27.8	0.98	17.8	0.27	43.67	1.267
10.10	2200	6～9	1786	48.0	28.1	1.08	18.6	0.11	42.67	1.38
10.11	2400	6～9	1892	43.0	28.7	1.31	17.2	0.31	46.33	1.403
10.12	2350	6～9	1784	40.67	27.6	1.44	18.2	0.27	43.33	1.367
10.13	2270	6～9	1840	40.33	26.7	1.21	18.1	0.18	45.0	1.44
10.14	2250	6～9	1792	45.33	25.7	0.98	17.5	0.22	46.33	1.407
10.15	2200	6～9	1754	40.67	28.1	1.28	15.7	0.21	44.33	1.32
10.16	2175	6～9	1847	41.33	27.2	1.10	16.8	0.17	44.33	1.203
10.17	2280	6～9	1728	42.67	25.4	1.28	17.2	0.20	45.0	1.26
10.18	2000	6～9	1810	43.67	26.2	1.07	16.1	0.11	45.0	1.32
10.19	2270	6～9	1765	42.67	27.1	1.12	17.4	0.15	46.33	1.397
10.20	2180	6～9	1865	44.67	28.4	1.15	16.7	0.20	45.67	1.323
10.21	2210	6～9	1785	41.33	27.5	1.10	17.2	0.17	46.67	1.317

续表

时间	处理水量/(m^3/d)	水质								
		pH 值	COD_{Cr}		NH_3-N		TP		在线监测仪监测结果	
			进水	出水	进水	出水	进水	出水	COD	NH_3-N
10.22	2100	6～9	1860	43.67	27.0	1.07	15.6	0.11	44.33	1.37
10.23	2280	6～9	1765	45.33	28.1	1.10	16.8	0.17	43.0	1.423
10.24	2180	6～9	1780	45.33	27.5	1.12	15.9	0.15	39.0	1.383
10.25	2150	6～9	1685	44.0	26.1	1.10	16.1	0.21	35.0	1.37
10.26	2000	6～9	1792	40.67	27.2	1.11	17.2	0.17	53.0	1.253
10.27	2170	6～9	1865	42.67	28.1	1.27	17.9	0.28	40.67	1.907
10.28	2180	6～9	1784	47.0	27.2	1.17	15.6	0.17	42.67	1.323
10.29	2180	6～9	1860	46.0	25.8	1.81	17.2	0.18	44.67	1.303
10.30	2280	6～9	1740	42.67	26.7	1.12	18.9	0.21	44.33	1.533
10.31	2150	6～9	1685	40.33	27.2	1.08	17.2	0.17	43.33	1.303

五、主要处理构筑物与设备

主要处理构筑物见表 35-4。

表 35-4　主要处理构筑物

处理构筑物名称	规格尺寸/m	数量	容积/m^3	结构形式
调节池	11×4.1×5	1 座	22.5	钢筋混凝土结构
缓冲池	4.1×1×5	1 座	20.5	钢筋混凝土结构
中和池	5.3×2×1.7	1 座	10.02	钢筋混凝土结构
一沉池	2.5×3×3	1 座	22.5	钢筋混凝土结构
二沉池	13.4×6.5×7.3	1 座	606.5	钢筋混凝土结构
三沉池	6.3×15.1×6.7	1 座	637.4	钢筋混凝土结构
生化池	28.4×17.7×5.1	2 座	2563.6	钢筋混凝土结构
水解配化池	5.3×7.5×5.5	1 座	218.6	钢筋混凝土结构
厌氧塔	ϕ4.0×10.2	4 座	4×128.1	钢结构
污泥池	4×3×4	1 座	48	钢筋混凝土结构
污泥脱水间	5×3×3	1 间	面积 15m^2	砖混结构
计量监测间	2×4×2.5	1 间	面积 8m^2	砖混结构

主要设备设施见表 35-5。

表 35-5　污水处理站主要设备

设备名称	数量	功率	设备安装地点	备注
水泵	2 台	2×5.5kW	原水池	水泵、电机
水泵	2 台	2×5.5kW	调节池	水泵、电机

续表

设备名称	数量	功率	设备安装地点	备注
水泵	2台	2×3.0kW	电石渣溶解池	水泵、电机
药液搅拌机	3台	3×1.5kW	药液溶解池	搅拌机、电机
药液搅拌机	1台	1.0×1.5kW	药液溶解池	搅拌机、电机
药液泵	1台	1.0×0.75kW	药液溶解池	泵、电机
潜水泵	2台	2×2.2kW	药液溶解池	泵、电机
罗茨风机	2台	2×45kW	曝气池风机房内	罗茨风机、电机
板框压滤机	1台		污泥脱水机房	板框压滤机、电机
板框压滤机配电框	1台		污泥脱水机房	配套压缩机
排放水泵	2台	2×15kW	排放口	水泵、电机
自动检测仪	1套		排放口计量槽	
巴氏流量槽与流量仪	1套		排放口计量槽	WL-1A型
电热鼓风干燥箱	1只		化验室	
半机械加码天平	1台		化验室	
电炉	4台		化验室	
COD测定设备	2套		化验室	
氨氮测定设备	1套		化验室	
总磷测定设备	1套		化验室	
玻璃仪器	若干		化验室	
支架	4套		化验室	
仪器柜、药品柜	4套		化验室	
操作台	2台		化验室	
办公室、文案资料柜	2套		化验室	

注：自动检测仪为：COD在线仪，1台，JNC-ⅢA型；氨氮在线仪，1台，JNN型。

六、处理成本

全年预计水电、药剂、维护费用约60万～70万元，托管费用60万元，以日处理量平均2200m³废水计，则处理的直接成本费为1.43～1.62元/m³废水。

七、经验与存在问题

1. 经验

①该企业在生产过程中重点减少污染源的排放量，将生产废水收集后排放至废水处理站集中处理。为确保达标排放，专门委托了常州双惠环境处理有限公司运行托管。该企业生产技术部门设有专人专门管理、检查、监督公司运行操作与管理。

②该企业设有配备先进的COD、NH_3-N等在线监测仪设于排放口，随时监测记录处理效果，真实反映了处理站情况，真正做到了达标排放的把关。

③充分利用处理站原有设施加以扩建改造，既处理了药厂生产废水，同时将前黄镇居民的生活污水和中小企业的工业废水一并处理，共同达到太湖流域对水环境治理与保护的要求，创新了江苏在治理太湖流域水环境保护工作的新模式。

④在处理站正常运行的情况下，年削减排入太湖 COD 1314t、NH_3-N 20.44t、总磷 13.14t，这对太湖水域和水环境的改善起到了直接的作用，将产生良好的环境效益、社会效益和经济效益。

2. 存在问题

由于升级改造工作任务紧迫，在短时间内将废水处理站扩建与升级改造工程做好，这是必要的，但从短期运行看来，在处理站产生的臭气臭味尚需进一步治理完善。厌氧处理装置 UASB 每日产生沼气约 $1000m^3$，其热值相当于 1t 通煤，并且是优质生物能源，应进一步加以收集利用，将此优质新能源充分利用，既发挥了热源效能，又增加了经济效益，减少了气体排放污染大气和周边环境，成为节能减排的典型事例。与此同时，处理站的出水水质已接近《生活杂用水水质标准》，只要将出水进行过滤消毒即可回用于绿化、洒马路、洗车及镇上的清洁卫生，也符合节能减排的总目标。

⊙本文作者：王苏南，殷坤伟，谭建平，羊笑金，周国成

第三十六篇

有色金属工业重金属废水处理与工程实例

一、概述

有色金属工业的采矿、选矿、冶炼及加工工艺中，大都产生含重金属离子的工业废水，这种废水的排出，造成严重的环境污染和金属损失。由于重金属能在环境或动植物体内蓄积，对人体健康产生长远影响，20 世纪 50 年代发生在日本“骨痛病”和“水俣病”曾轰动世界，因而对重金属废水处理的研究是国内外普遍重视的课题，半个多世纪以来已经取得了巨大成果。迄今为止，占主导地位的处理方法仍然是石灰法。其他根据水量、水质、重金属回收价值及其他特定条件，也有使用硫化法、吸附法、离子交换法、萃取法、电渗析法、铁氧体法等。

我国从 20 世纪 70 年代初开始组织重金属废水处理技术攻关，做了大量的试验研究工作，并以此为基础，从 70 年代末开始，有色金属工业系统陆续建成投产了若干个大型重金属废水处理站，我国的重金属废水处理技术、工艺、设施、综合利用等均已达到了国际先进水平。

二、几种重金属废水处理技术的试验研究

根据我国有色金属工业重金属废水的排放状况和技术攻关的要求，为寻求合理的处理工艺和妥善解决工艺中的难题，研究者针对不同废水进行了多种方法的试验研究，促进了这些方法的工业化，下面介绍部分试验研究情况。

1. 石灰法处理含多种重金属废水技术研究

我国有色金属工业冶炼联合企业排出的大量废水通常含有多种重金属离子，一般含 Pb^{2+} 1～10mg/L、Cd^{2+} 1～10mg/L、Cu^{2+} 1～10mg/L、Zn^{2+} 50～500mg/L、As^{3+} 1～5mg/L。

在对该类废水的石灰法处理试验研究中，在技术上取得了以下进展。

(1) 中和共沉机理——二价锌盐的混凝作用　在向废水中投加石灰乳时应发生以下反应：

$$H_2SO_4+Ca(OH)_2 \longrightarrow CaSO_4\downarrow+2H_2O$$

随着水的 pH 值升高，重金属离子生成氢氧化物沉淀：

$$Zn^{2+}+2OH^- \longrightarrow Zn(OH)_2\downarrow \quad (K_{sp}=1\times10^{-17})$$

$$Pb^{2+}+2OH^- \longrightarrow Pb(OH)_2\downarrow \quad (K_{sp}=6.8\times10^{-18})$$

$$Cu^{2+}+2OH^- \longrightarrow Cu(OH)_2\downarrow \quad (K_{sp}=5.6\times10^{-20})$$

$$Cd^{2+}+2OH^- \longrightarrow Cd(OH)_2\downarrow \quad (K_{sp}=2.4\times10^{-18})$$

pH=7.5～8.5 时，Pb^{2+} 的最低浓度是 0.68mg/L，Cd^{2+} 的最低浓度为 0.24mg/L。试验证明反应进行得十分完全，处理水全部达到标准。同样地，Zn^{2+} 0.3～1.1mg/L，标准 5.0mg/L；Cd^{2+} <0.05mg/L，标准 0.1mg/L；Pb^{2+} <0.05mg/L，标准 0.5mg/L；Cu^{2+} 0.04～0.1mg/L，标准 1.0mg/L；As^{3+} <0.02～0.05mg/L，标准 0.5mg/L；pH 值为 7.5～8.5，标准 6～9；浊度 1°～3°，水质良好。上述差异，完全是二价锌盐的混凝作用与铅、镉、砷、铜的共沉所造成。

(2) 用废水制备石灰乳　石灰乳制备工序工作条件很差，在扩大试验中，使用废水处理总量的 10%～30%调制石灰乳情况很好，节约了新水用量，减少了处理工艺中后级设施的负荷，废水可以大量使用，石灰乳可以按需要调稀，便于中和工序的 pH 值调节，为改善石灰乳制备工序的劳动条件提供了前提。同时废水中的 Zn^{2+} 在制备过程中经历了 $Zn^{2+}\rightarrow Zn(OH)_2\downarrow\rightarrow$ 锌酸盐络合物的过程，再来中和废水，大大提高了锌盐的混凝作用，从而显著提高渣的沉降性能。

2. 阳离子交换树脂处理含Cu、Pb、Zn、Cd 等重金属废水研究

强酸 732 型系苯乙烯磺酸型离子交换树脂，它的交换机能是基于树脂交换基团($-SO_3H$)中的 H^+ 是可游离的阳离子，与废水中的金属阳离子起交换作用，其反应式为：

$$R-SO_3H+Me^+ \rightleftharpoons R-SO_3Me+H^+$$

式中，R 为树脂母体，Me^+ 为金属离子。

反应向右方进行，是树脂的吸附过程。在吸附至终点后，使树脂重新恢复吸附能力则为树脂的再生过程，以此达到净化废水以及浓缩回收金属的目的。国产 732 型树脂出厂为钠型，为与生产配合，再生液返回冶炼工艺系统综合回收，试验用 732 氢型树脂，用 5%～8%的硫酸溶液为再生剂。

(1) 扩大型试验的主要设备　压滤器，ϕ300mm×2900mm，2 台；离子交换柱，ϕ182mm×2500mm，2 个；石灰石滤池，ϕ100～210mm，1 个；膨胀滤池，2665mm，1 个；再生液槽，700mm×700mm×700mm，3 个；吸酸槽，400mm×400mm×500mm，1 个；耐酸泵，25F-16，1 台；流量计，LF-40，3 台；取水泵，50F-25，2 台；再生液高位槽，700mm×700mm×900mm，1 个。

(2) 工艺流程及主要试验结果　正流固定床吸附与再生流程见图 36-1。主要工艺参数及处理结果见表 36-1。

(3) 离子交换顺序和钙对交换工艺的干扰　在废水中含 Zn^{2+} 50～500mg/L，而 Cu^{2+}、Pb^{2+}、Cd^{2+} 为 1～10mg/L，Ca^{2+} 为 50～100mg/L，按前述的流程和工艺条件，树脂的吸附过程进行得十分顺利稳定。但使用硫酸溶液在再生过程出现 $CaSO_4$ 结晶的干扰，被迫采用快速再生的办法，以防止 $CaSO_4$ 结晶堵塞树脂床，$CaSO_4$ 在柱外管道容器中的结晶问题仍没有解决。随着溶液中 Ca^{2+}/Zn^{2+} 的增加，使用快速再生亦无效果，试验中 Ca^{2+}/Zn^{2+} 大于 1.77 时无法进行正流固定床再生，而改用逆流沸腾床再生。

废水中 Zn^{2+}、Cu^{2+}、Pb^{2+}、Cd^{2+}、Ca^{2+} 共存，按照稀溶液中水合离子理论，上述离子与树脂母体的静电吸引力顺序为 $Pb^{2+}>Cd^{2+}>Zn^{2+}>Cu^{2+}>Ca^{2+}$。按金属离子选择系数理论，则吸附顺序应为 $Pb^{2+}>Ca^{2+}>Cd^{2+}>Cu^{2+}>Zn^{2+}$。以 Ca、Zn 为例，试验采用单柱吸附，当废水中

表 36-1　主要工艺参数及处理结果

名　称	数　量	名　称	数　量
树脂床高度/mm	1540	快速再生/(m/h)	>20
吸附流速/(m/h)	36	慢速再生/(m/h)	4
工作交换容量/(g 当量/L 树脂)	0.9～1.0	新酸体积(8%H_2SO_4溶液)	V
出水水质	Cu^{2+}、Pb^{2+}、Zn^{2+}、Cd^{2+} 全部达到国家标准	再生效率/%	60～65
		返回液含 Zn^{2+}/(g/L)	15～20

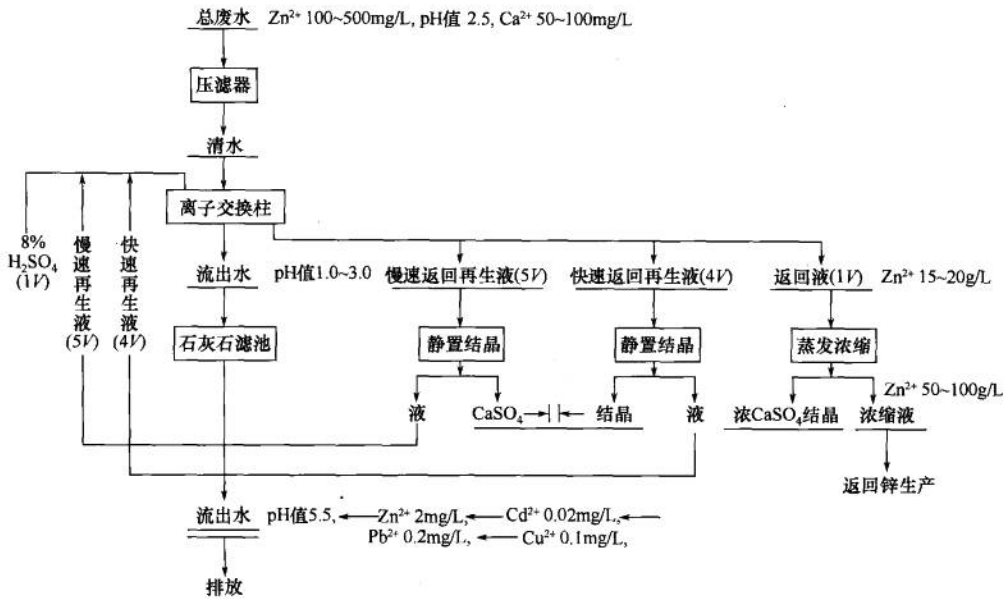


图 36-1　正流固定床吸附与再生流程

注：V 为树脂湿式紧堆体积，每升为出厂树脂 0.92kg。

Ca^{2+}/Zn^{2+} 为 1.70 时，穿透点出水 Ca^{2+}/Zn^{2+} 为 0.137，Zn 饱和点出水 Ca^{2+}/Zn^{2+} 为 0.091，Zn 饱和吸附树脂上的 Ca^{2+}/Zn^{2+} 为 2.28。采用两根串联柱吸附，原水 Ca^{2+}/Zn^{2+} 为 0.165，在后级柱 Zn 穿透时，前级柱树脂上的 Ca^{2+}/Zn^{2+} 为 0.188，后级柱树脂上的 Ca^{2+}/Zn^{2+} 为 0.055。上述结果皆表明在试验条件下 Ca^{2+} 与 Zn^{2+} 的吸附顺序与金属离子选择系数理论相符，即 Ca^{2+} 比 Zn^{2+} 先吸附。但 Zn^{2+}、Ca^{2+} 吸附性能相近，采用磺酸型树脂很难将 Ca^{2+}、Zn^{2+} 在吸附工艺中分离出来。

恰恰由于钙的干扰，使用 H_2SO_4 再生，出现了再生效率低，$CaSO_4$ 结晶对树脂床设备、管道的影响，以及结晶物的去向的问题。

3. 电渗析法处理高 Zn^{2+}、Cd^{2+}、H_2SO_4 的废水

在有色金属工业锌的湿法冶炼中，还产出含 Zn^{2+} 2000～5000mg/L，Cd^{2+} 10～40mg/L，pH 值 1.0 左右的废水，为便于金属回收，进行了电渗处理试验。

(1) 试验的基本条件　小电渗析装置外形尺寸 100mm×120mm；膜对 3 对；膜间距 6mm；淡水平均流程长度 600mm；浓水平均流程长度 450mm。

冲模式电渗析器规格 400mm×150mm，一级六段；膜对 12 对；单膜有效面积 360cm²；单隔

板水流程长 63cm；隔板厚度 2.5mm；阳极板厚 4mm，Pb-Ag 合金板；阴极板厚 4mm，钛板；极水为 5% H_2SO_4溶液。

试验对聚乙烯阴阳膜、氯纶阳膜、聚苯醚系阳膜、聚砜系阴膜、氯乙烯醇阴膜等进行了比较试验，初步选用聚乙烯异相阴、阳膜对。该膜成品厚度 0.38～0.46mm，尺寸 800mm×1600mm。离子交换树脂阳膜为钠型，阴膜为氯型。阴阳膜均为尼龙网或涤纶网骨架。

(2) 电渗析主要工艺条件及试验结果　在电渗析技术中，处理水成分、淡水出水成分(淡化终点)、水流速度及最佳电流密度等是影响工艺结果的主要因素。

① 废水成分。废水中 Zn^{2+}、Cd^{2+}、H_2SO_4等组分的初始含量和淡水的最终含量，均是溶液电化学性能的影响因素，因而直接影响供电参数和电渗析效果。以锌为例，废水中初始含锌越高，则溶液中可供电迁移的锌多，单位电能迁移的锌量大，如废水初始含锌 5g/L 时为 1g/L 时的两倍。但废水初始含锌量越高，则电渗析处理每吨废水消耗的电能越大。淡水出水的离子浓度对电渗析运行的影响尤为显著，当出水含 Zn^{2+} <0.5g/L 时电渗析指标急剧下降，单位电量的 Zn^{2+}、H_2SO_4迁移量随淡水成分的变化规律见图 36-2。

② 废水流速。提高电渗析的流速可改善电渗析的极化现象，从而提高渗析效果。在试验条件下，流速 5～10cm/s 中间未见明显影响。

③ 最佳电流密度选择及其与 *I-U* 曲线"拐点"的关系。在给水除盐及苦咸水淡化的电渗析工艺中，通常用电渗析器 *I-U* 曲线"拐点"确定某工况下极限电流和极限电压，从而找出合理的运行电压及相应的稳定工作电流密度。实践证明这个方法是正确可行的。但在含有相当数量金属离子的酸性溶液中，此方法有时达不到目的。如图 36-3、表 36-2 所示，I_1曲线对应的成分浓、淡水进水含 H_2SO_4 6.84g/L、Zn^{2+} 4.72g/L，浓水出水含 H_2SO_4 8.62g/L、Zn^{2+} 5.29g/L，淡水出水含 H_2SO_4 5.05g/L、Zn^{2+} 3.77g/L，该 *I-U* 曲线在试验下是一条直线(I_1)。也就是说此情况下工作电压、电流可以在较大的范围内调整而不出现极化现象。但在金属离子较少、酸度较低的溶液中，其 *I-U* 曲线的拐点十分明显(I_3、I_5、I_7，见表 36-2)。试验证实，必须用 *I-U* 曲线的拐点作为恰当电流密度的选择参照。

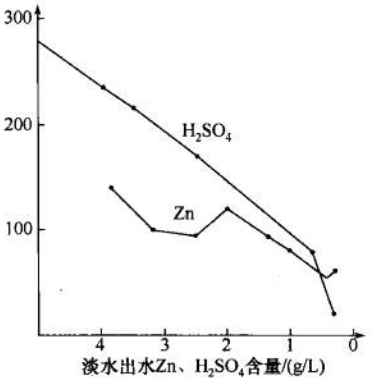


图 36-2　淡水出水成分对单位电能迁移量的影响

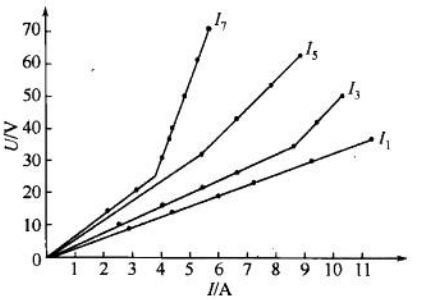


图 36-3　*I-U* 曲线

表 36-2　淡水出水

淡水出水	Zn^{2+}/(g/L)	H_2SO_4/(g/L)	淡水出水	Zn^{2+}/(g/L)	H_2SO_4/(g/L)
I_1	3.77	5.05	I_5	1.34	0.84
I_3	2.50	2.23	I_7	0.67	0.41

(3) 主要工艺参数及计算　Zn^{2+}、Cd^{2+}、Ca^{2+}、H_2SO_4等的迁移率(%)按下式计算：

$$Zn^{2+}\text{的迁移率}=\frac{C_0V_0-C_tV_t}{C_0V_0}\times 100$$

试验值 Zn^{2+}、Cd^{2+}、Ca^{2+} 迁移率>80%，H_2SO_4 迁移率>90%。

电迁移量[g/(kW·h)]按下式计算：

$$\text{锌迁移量}=\frac{C_0V_0-C_tV_t}{IU}\times 100$$

试验值：锌为 100～300g/(kW·h)，相对应 H_2SO_4 为 300～100g/(kW·h)。

式中，C_0 为淡水初始 Zn^{2+} 浓度，g/L；C_t 为 t 时淡水 Zn^{2+} 浓度，g/L；V_0 为淡水初始体积，L；V_t 为通电时间 t 时淡水体积，L；I 为平均工作电流，A；U 为平均工作电压，V。

(4) 结论　电渗析处理 Zn^{2+}、Cd^{2+}、H_2SO_4 废水的目的是将金属集中于浓水中返回生产工艺，不形成固体残渣，不造成二次污染，但在试验条件下迁移 1kg 锌的直流电耗为 5～10kW·h，大规模使用是有困难的。

4. 硫化法处理重金属废水技术研究

硫化法处理重金属废水是基于以下反应：

$$Me^{2+}+S^{2-}\longrightarrow MeS\downarrow$$

当向含重金属离子的废水中投入 Na_2S 溶液时，则上述反应在瞬时间即完成，生成的重金属硫化物形成沉淀，分离除去。

几种重金属硫化物溶度积(K_s)如下：Hg_2S，1.0×10^{-45}；HgS，4.0×10^{-53}；CdS，7.9×10^{-27}；PbS，8×10^{-28}；NiS，3.2×10^{-19}；CuS，6.3×10^{-36}；ZnS，1.6×10^{-24}。

由此可知，生成的金属硫化物溶解度极小，可以十分稳妥地达到各种标准对重金属的要求。

用硫化法对不同矿山和冶炼企业的重金属废水均进行了试验，处理效果十分稳定，特别是产出的金属硫化物沉渣等于又恢复了精矿原料中的赋存状态，返回生产工艺十分简单，没有渣的二次污染问题。其主要问题是硫化钠的成本较高，处理后的水中残余 S^{2-} 一般为 20mg/L。

三、重金属废水处理的工程应用

1. 株洲冶炼厂的重金属废水处理工程

株洲冶炼厂(以下简称株冶)是我国大型有色金属冶金企业之一，主要生产锌、铅、铜，并综合回收镉、钴、金、银、铅和稀贵等 20 余种有价元素。株冶年金属总产量 30 万吨。生产过程中需用大量新水，年耗自来水总量为 1000 万吨左右。各种废水由一条总渠道(俗称株冶总排水)，经霞湾港排放湘江。废水量大，含有硫酸、锌、镉、铜、铅、砷等有害成分，排入湘江后，既造成污染，又带来有色金属资源的流失和浪费，治理前随株冶废水带入湘江的镉，据估计占整个湘江水体中镉含量的 30%以上。

经过近 10 年的努力，通过加强内部循环水处理的管理，堵塞跑冒滴漏，株冶废水排放量由 $2000m^3/h$ 降到 $600\sim900m^3/h$，重金属含量也大幅度降低，为废水处理站的立项建设提供了条件。

经过严格的试验，多方案对比，株冶废水处理确定采用石灰法处理工艺，工程于 1984 年建成，1985 年投入运行，处理能力 $800m^3/d$，整个系统占地面积 $1.817hm^2$，投资 562.5 万元，其工艺流程、设计参数、运行情况、工程评价等分述如下。

(1) 工艺流程　见图 36-4。

(2) 工程设计参数　设计能力 $800m^3/h$。废水水质：pH 值 2～5.4，Zn^{2+} 80～100mg/L，Pb^{2+} 2.34～3.44mg/L，Cd^{2+} 0.97～1.77mg/L，Cu^{2+} 0.08～1.4mg/L，As^{3+} 0.4～2.88mg/L。

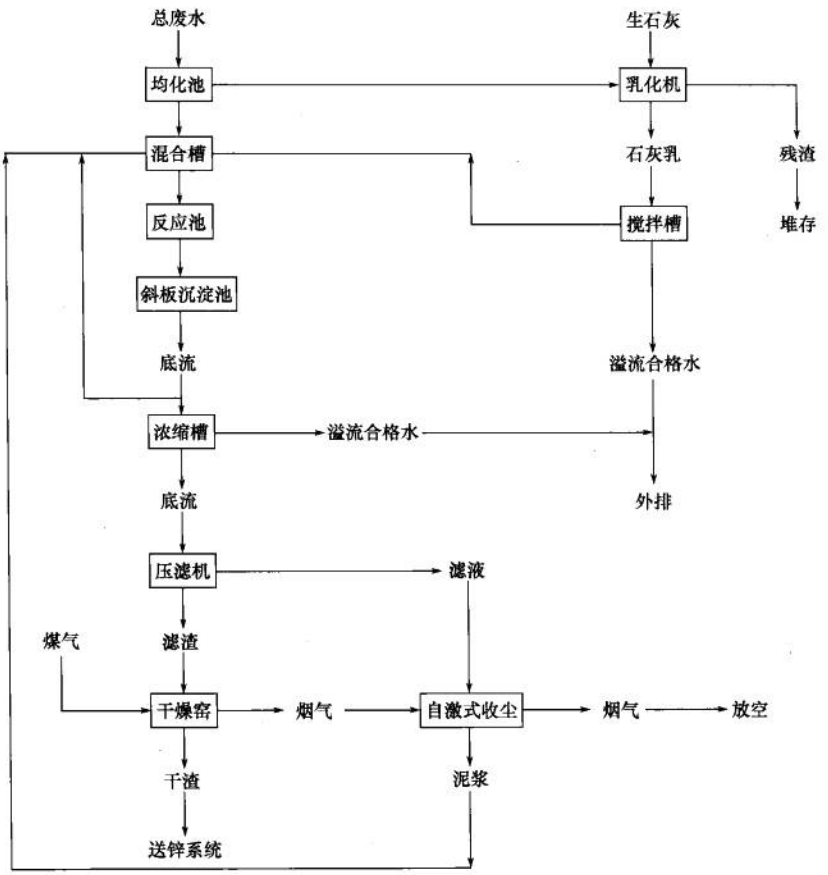


图 36-4　株冶总废水处理工艺流程

中和反应终点 pH 值 8.5～10.5，石灰耗量 70kg/1000t 废水，回流比(干)7∶1，沉淀渣含水率 99.5%，浓缩渣含水率 97%，密度 1.01～1.015g/cm^3，底流量 10～14m^3/h，压滤渣含水率 80%～83%，湿渣产量 1.7t/h，堆密度 0.8～1.2g/cm^3，压滤强度(干渣计)130kg/(m^3·d)，干燥强度(脱水量)55kg/(m^3·E)。

中和渣含水率 10%～15%，中和渣量 0.346t/h，中和渣成分：Zn^{2+} 25.5%，Cd^{2+} 0.5%，Cu^{2+} 0.24%，Pb^{2+} 0.71%，As^{3+} 0.5%，Ca^{2+} 5.36%。

(3)主要设备及构筑物　见表 36-3。

表 36-3　主要设备及构筑物

名　称	规　格	主要指标	数　量
格　栅	40mm×10mm 矩形断面(27 根)	$B=88$，$V=10$m/s，$\alpha=60°$	
沉砂池	两格：32000mm×50000mm×400mm(有效)	$V=0.3$m/s，$t=30$s	
均化池	两格：32000mm×25000mm×3000mm(有效)	$t=4$h	
废水泵	七台：150F-351A 型	$Q=200$m^3/h，$H=265$m，$N=30$kW	
机械混合池	两格：2400mm×2400mm×3000mm	$V=2$m/s，$t=1.5$min	
	搅拌桨：$D=1800$mm，$B=200$mm	$n=21$r/min，$N=30$kW	

续表

名　称	规　　格	主要指标	数　量
机械反应池	八格：32000mm×3150mm×3000mm	t=12min，V=12m/s	
	搅拌桨：D=2800mm/1800mm，L=1200mm，b=20mm	渐变至 0.2m/s，N=4kW	
斜板沉淀池	两格：15800mm×13540mm×5000mm	V=1mm/s	
	斜板：1000mm×9000mm，α=60°	V_s=6.14mm/s	
浓缩池	四格：7000mm×7000mm×6700mm	t=16h，V=0.07mm/s	
	至浓缩池，两台 2PN 型泥浆泵	Q=60m³/h，H=17.5m，N=10kW	
泥浆泵	至过滤工段，两台 PW 型污水泵	Q=12m³/h，H=39m，N=13kW	
	回流泥渣，五台 3PM 型泥浆泵	Q=150m³/h，H=15m，N=22kW	
石灰乳化机	ϕ860mm×7065mm	石灰量 10t/d	1 台
pH 值回调设施	ϕ2800mm×2800mm 搅拌槽	工业硫酸用量 2t/d	2 个
高位贮槽	V=62m³，混凝土质槽		2 台
压滤泵	Q=43m³/h，H=48.5m		3 台
隔膜自动压滤机	XMZ60-1000/30 型		4 台
双轴螺旋给料机	ϕ180mm×140mm，间断叶片		4 台
1# 胶带运输机	B=500mm，12.7m		1 台
中间矿仓	V=3m³，钢质仓		4 台
湿式圆盘给料机	ϕ1500mm，带螺旋刮刀		1 台
干燥窑	ϕ2.2m×12m，悬链式		1 台
燃烧室	与 ϕ2.2m×12m 窑配套，燃烧气		1 座
鼓风机	8-18 型，No. 8D，Q=5600m³/h，H=3482Pa		1 台
2# 胶带运输机	B=500mm，L=5.05m		1 台
斗式提升机	D=250mm，H=11.6m		1 台
干燥渣贮仓	V=26m³，钢质		1 个
空压机	3L-10/8 型，Q=10m³/h，p=784.8kPa		1 个
检修贮槽	V=2900m³，分成两格		1 个
输送泵	Q=43m³/h，H=48.5m		2 台
滤液贮槽	V=30m³，混凝土质槽		1 个
滤液泵	Q=43m³/h，H=48.5m		1 台
洗滤布机	X-1040 型，卧式		1 台
污水槽	V=30m³，混凝土质槽		1 个
污水泵	PW 型，Q=36m³/h，H=11.5m		1 台
桥式起重机	A571 型，Q=2t，L=11m，H=24m		1 台

（4）废水处理工程运行情况及处理效果　该工程于 1984 年 10 月竣工，1985 年 1 月投入运行，截至 1988 年 5 月，处理废水 1548 万吨。至 1988 年 5 月的运行情况见表 36-4，处理前后水质状况比较见表 36-5。

表 36-4　总废水处理站运行情况

年 份	运行率 /%	处理率 /%	合格率 /%	运转费用 /万元	成本 /(元/m³)	中和渣		设备完好率 /%	备 注
						渣量/t	含锌量/t		
1985	44.25	26.5	68.89	103.2	0.49	760	208		试运行
1986	90.14	84.58	95.51	165.9	0.28	1989.1	468.6	96.7	
1987	65.48	65.28	93.76	159.4	0.32	956.4	222.89	96.6	废水泵房
1988 年 1～5 月	100	94.2	95.34	67	0.26	752.7	200.55	98	管道改造

注：成本未计算中和渣价值，如计算入内，成本尚可降低。

表 36-5　1985 年工业污染调查查定的处理前后水质状况

项目	pH 值	Zn^{2+}/(mg/L)	Pb^{2+}/(mg/L)	Cu^{2+}/(mg/L)	Cd^{2+}/(mg/L)
处理前	2.0～6.7	60.64～89.74	3.87～7.78	0.81～3.10	0.78～1.39
处理后	10.5～11.5	0.95～3.75	0.39～0.74	0.12～0.27	0.03～0.06
去除率/%		96.17～99.56	86.86～39.50	79.24～92.01	94.08～97.97

(5) 废水处理工程评价

①采用石灰中和法处理株冶总废水，具有工艺简单合理、操作过程易控制、设备简单、石灰来源广、价格便宜等特点。并且中和渣和乳化后的石灰渣均可返回铅锌生产系统，达到综合回收的目的。石灰中和法处理工艺的中和沉淀工序具有下面两个技术特征。

a. 采用废水调制石灰乳，每天可节约自来水 980 多吨，这不仅降低了废水处理成本，减少了处理站负荷，同时节约了能源。此外，用废水调制石灰乳时，废水中的重金属离子（Me^{2+}）与石灰乳中的氢氧化钙作用，形成 $Me(OH)_2$沉淀颗粒可为晶种，将携带此晶种的石灰乳投加到废水中，能起沉淀核心作用，加速废水中重金属离子的沉淀分离。

b. 为改善沉渣性质，便于脱水，采用泥渣回流，即晶种循环反应方式。由于在反应池中投入沉渣作为晶种，可阻止多晶核的形成，并使回流晶种不断成长，形成大而致密的中和反应渣，进而可改善沉渣性质，降低沉渣含水率，带来提高过滤强度等一系列好处。

②该工程为我国自行设计建设的有色冶金企业第一个大型废水处理工程，投产以来经过几次改造，工程正常且达到设计指标，而且能适应废水水质、水量的突然变化。该工程在设计上具有如下特征。

a. 在中和沉淀工序，根据废水处理特点，吸取应用了给水净化、冶金及化工生产工艺上的一些设备，如机械搅拌反应池、文丘里槽式流量计、pH 值自动调节装置、分流隔板式混合槽等。在流程设计中还采取了各种措施节约能源，减少新水量。

b. 中和渣底流过滤与干燥工序是废水处理工程的重要一环，投产表明流程畅通，设备造型正确，配置合理，能力达到设计要求。设计中采用节约新水措施(每天约 500t)。

c. 在收尘系统设计采用湿法收尘方案，自激式复挡收尘流程正确，运转正常。

③株冶总废水处理后，经多次测定证明，符合国家排放标准，基本消除了对湘江的污染。

④环境效益显著。表 36-6 列出了 1983 年、1987 年株冶排水入江口湘江霞湾下游水质对比，说明 1987 年有害物含量显著降低。

表 36-6　1983 年、1987 年株冶排水入江口湘江霞湾下游水质对比

年 份	Cd^{2+}	Pb^{2+}	Cu^{2+}	Zn^{2+}	As^{3+}
1983 年(A)	0.023	0.461	0.91	1.24	0.71
1987 年(B)	0.0003	0.008	0.00408	0.017	0.003
A/B	76.76	57.63	22.30	72.94	236.67

注：测定结果为年平均值，单位为 mg/L

(6) 结论　株冶废水工程 1985～1995 年共处理废水 5682 万立方米，处理水达标率 95%，10 年共产出中和干渣 26000t，回收重金属 8800t，也就是说，10 年中减少向湘江放重金属 8800t，对控制重金属对湘江水域的污染做出了巨大贡献。该工程技术上成熟、管理上成功，特别是石灰中和渣的回收利用处于当时的国际领先水平，是我国有色金属工业诸多重金属废水处理工程的样板。

随着生产规模的扩大，1997 年该处理工程又扩大能力 50%，废水处理能力为 1200 m^3/h，同时增设了带式压滤机处理均化池底泥系统，斜板沉淀池采用了虹吸式自动吸泥机，使整个系统更加完善。

2. 国外重金属废水处理工程简介

(1) 美国赫尔库拉纽铅厂的重金属废水处理　赫尔库拉纽铅厂位于美国密苏里州圣路易斯南48km的密西西比河西岸，年产精铅23万吨，是世界上著名的大型铅厂之一。由于该厂的废水威胁着美国中部各州的重要水源及内河运输的大动脉，政府对其废水排放实施严格的总量控制，规定其每天随废水排入密西西比河的Pb总量不超过1磅(453.6g)。如此大型冶炼企业要达到这一指标十分不易，该厂严格实施废水重复利用，其水复用率达90%以上，生产过程中产出废水状况如下：废水量4800m^3/d，Pb^{2+} 1.65mg/L，Cd^{2+} 1.0mg/L，Zn^{2+} 27mg/L，SS 8mg/L，pH值7.4。

废水处理工艺流程见图36-5。

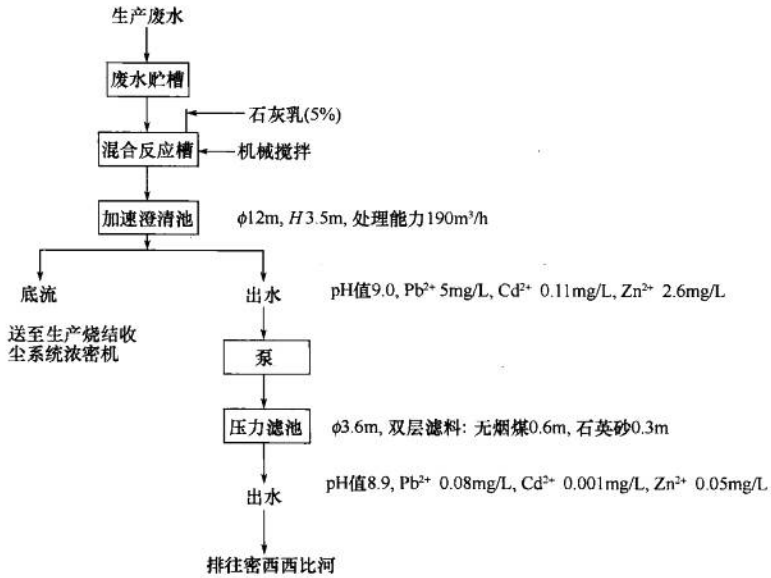


图36-5　赫尔库拉纽铅厂的废水处理工艺流程示意

为保证处理水的效果首先使用了高质量的高钙石灰(含CaO 93.25%～98.00%)加工成的消石灰粉作为石灰乳制备原料，运输、贮存、制乳过程均十分简单。

另外，通过自动调节石灰乳加入量对反应槽的pH值实施自动控制。

(2) 加拿大蒙特利尔电锌厂的重金属废水处理　该厂采用标准湿法炼锌工艺，由锌精矿焙烧、浸出、净液、电解、硫酸等车间组成，年产电解锌28万吨、镉400吨、硫酸44万吨。该厂产出的废水有硫酸车间酸性废水(300 m^3/d)，电解车间废水(100m^3/d)以及厂区地面水等。

硫酸车间酸性废水含硫酸3%，同时含有大量汞、镉、铅、锌等重金属离子的废水量为300 m^3/d。采用硫化法处理，向废水中投加硫化钠溶液，经混合反应沉淀后将重金属以金属硫化物状态沉淀，经压滤机压滤后滤饼装入塑料桶中贮存。

硫化后的处理水泵至全厂废水处理站，与电解车间废水、厂区地面雨排水等一道进行石灰法处理。控制pH值9.05，经沉淀后处理水含Hg^{2+} <0.01mg/L、Cd^{2+} <0.05mg/L、Zn^{2+} <0.1mg/L，排放圣劳伦斯河。沉淀池底流泵至各50hm^2的天然水池中贮存，没有利用。

(3) 鹰桥Ni公司的废水处理　鹰桥Ni公司位于加拿大安大略省萨特伯里，是举世闻名的巨大铜、镍矿区，生产能力为镍4万吨、铜4万吨、硫酸28万吨。该公司是个矿冶联合企业，由于该地区地广人稀，采用了较为特殊的废水处理方式。从矿山、选矿厂、冶炼厂、硫酸厂、地下污染水等排出的废水、尾矿一并排入库容167×10^4 m^3/d天然的尾矿库。尾矿库溢流进入石灰中

和处理厂，平均能力 16400m³/d，最大处理能力 32700m³/d，中和反应自动控制 pH 值 9.0，排入面积为 6.3 万平方米、容积为 28.6 万立方米的天然沉淀池，沉积时间约 15 天，沉淀池自然沉淀后出水含镍 0.4mg/L，送回选冶厂使用。沉渣未做处理。

(4) 俄罗斯北方炼镍公司的重金属废水处理　俄罗斯北方炼镍公司是一家大型矿冶联合企业，其镍电解车间产出的废水含镍较高，一般为 400～1000mg/L，含 Ca^{2+} 18mg/L，SO_4^{2-} 800mg/L，Cl^- 300mg/L。为了回收金属镍，采用阳离子交换树脂单独处理该废水，不进入全厂的废水处理站。

离子交换设施处理废水能力为 200m³/h，使用 KY-2-8 氢型阳离子交换树脂，采用逆流沸腾树脂床进行交换作业，吸附升流速度 16m/h，使用再生液为 20%的硫酸溶液，再生溶升流速度为 1～1.5m/h，单体设备的反应时间为 3h，树脂的工作交换容量为 30～40kgNi/m³ 阳离子树脂。

经离子交换后的废水含镍小于 1mg/L，再生后液含镍为 30g/L、H_2SO_4 100g/L，体积为处理废水量的 2%，返回镍热压浸出车间回收利用，过程的镍回收率为 99.5%。

3. 膜法处理重金属废水的应用情况

20 世纪 70 年代初期开始用反渗透法处理镀镍漂洗水，此后又用于镀铜、镀锌、镀镉、镀银、镀金以及混合电镀废水的处理。由于这些技术比较成熟，能回收重金属、废水回用，且有较好的经济效益，因此特别得到广泛地推广应用。

1976 年北京广播器材厂完成了 RO 法处理镀镍废水的生产性试验研究，至 1979 年正式投产运行。

1979 年广州红阳电镀厂安装了膜面积为 90m² 的醋酸纤维 RO 装置，处理该厂含硫酸镍废水，镍回收率为 98%，RO 法处理废水能力为 24m³/d，水质优于广州市自来水，用于镀件的漂洗。

宝钢冷轧厂电镀机组排出含锌废水中，含锌浓度为 9.71～14.26mg/L，造成月缴排污费 20 万～30 万元。采用了 MF 处理冷轧厂电镀含锌废水，同时对锌回收利用。

全国生产印刷电路板的厂有上千家，排出的生产废水中约含氯化铜 1000mg/L，大部分厂都未经处理直接排放，严重污染环境，并造成铜资源的大量流失。浙江省邮电印刷厂在国家海洋局杭州水处理中心的帮助下，于 1987 年建成了一套 ED-IX 处理含铜废水处理装置，取得了良好的效果，具有推广意义。

世界上镉的耗量约有 34%用于电镀，镀镉废水对环境和人体健康产生严重危害。镀镉废水一般采用氢氧化物或硫化物沉淀法，或用离子变换法处理。使用这些方法必须先分离除去络合离子，而无氰镀镉废水中的络合离子很难分离，RO 可有效地处理含络合离子的镀镉废水。上海仪表电镀厂的镀镉废水，由电镀后的漂洗废水、化学抛光后的漂洗废水及纯化后的漂洗废水三部分组成，其中镉含量达 19.8g/L，前两部分漂洗废水经 RO 处理后回用，第三部分纯化后漂洗废水经处理后达到国家排放标准后排放，处理水量 6m³/h，排放水量 1m³/h，镉回收率达 99%以上。

印钞业擦板废液的处理一直是困扰印钞行业的老大难问题。近年来随着货币发行量的增加，擦板废液量也随之增大，加上环保部门对各企业的水处理要求也在提高，所以印钞企业都在不断探求改进处理擦板废液的方法。中科院上海原子核研究所与上海印钞厂、南昌印钞厂、西安印钞厂等合作，从 1993 年开始开展了板框式超滤器处理擦板废液的工作，同时对原有的 HPL-Ⅱ(A)型超滤器进行了全面改进，研制成功了适用于印钞擦板废液处理的 HPL-Ⅱ(B)型板框式超滤器。

四、重金属废水处理技术的发展

重金属废水的处理自 20 世纪 70 年代以来，在已有化学氧化法、酸碱中和法、化学沉淀法、硫化法、吸附法、离子交换法、萃取法、电渗析法、铁氧体法等的基础上不断发展。80 年代末、

90年代初，随着膜科学技术的发展，电展膜、微滤膜、超滤膜、纳滤膜、反渗透膜、气体分离膜开始广泛地用于电子与半导体用的纯水处理，并逐渐扩大到电力及其他工业部门，90年代起在饮用水处理方面获得普及，同时在工业废水处理开始试验研究并得到发展应用。

对于重金属废水的处理，传统的处理技术经多年应用，仍然是行之有效的，并不是弃而不用，而是要在原来的基础上改进提高、得以发展。同时对新的处理技术——膜法处理技术要大力发展，提高回收重金属量和提高废水的重复利用率，向国外技术先进国家看齐，将水的复用率提高到国际先进行列。

⊙本文作者：孙家乐，周国成

第三十七篇

高密度澄清池新工艺

一、概况

高密度澄清池(高效沉淀池)是平流式沉淀池、斜管(板)沉淀池和机械加速澄清池之后的新型澄清池，由法国德利满公司开发研制，在欧洲已应用多年，近几年开始进入中国市场。该工艺技术负荷高，沉淀效率高，占地面积小，适用性广泛。特别是在城市用地日益紧张的情况下，采用该工艺技术是一种明智的选择。在我国推广应用较早的是城市自来水厂的设计和建设，在乌鲁木齐市20万吨/天城市供水项目中取得了推广应用的范例。后来上海市政工程设计研究总院在城市污水处理领域设想推广应用，结合上海白龙港城市污水处理厂一级强化处理工艺，进行了化学一级强化处理的试验研究，对COD_{Cr}、SS、TP的去除率平均可达67%、85%、83%，取得了较好的设计效果。试验研究规模具有代表性、真实性和现实性。

设想将高密度澄清池工艺与纤维过滤进行组合，在原有先进工艺技术上加以拓展，处理城市污水与相近于城市污水的工业废水或者SS、COD_{Cr}、BOD_5等较高的非毒性的工业废水处理，出水能接近或达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)的一级标准。理由是一级强化处理的试验研究COD_{Cr}、SS、TP等去除率已能达到67%、85%、83%，再投加药品硫酸铝及三氯化铁，对污水中的有机物均有较好的去除效果。在三氯化铁(不含结晶水)投加量在60～80mg/L的情况下，可使原水COD_{Cr}在100～700mg/L的情况下，出水COD_{Cr}降至50～150mg/L，出水COD_{Cr}平均为99mg/L，COD_{Cr}的去除率为67%；试验期间进水PO_4^{3-}-P为2～9mg/L，出水基本小于1mg/L(0.2～1.1mg/L)，出水PO_4^{3-}-P去除率平均为83%；试验期间进水SS在50～350mg/L的情况下，出水SS平均为23mg/L，SS平均去除率为85%，表面负荷可达$25m^3/(m^2 \cdot h)$，大约是普通初沉池的8～10倍。可见明显地提高处理效果，减小占地面积，同时排出的沉淀污泥再经浓缩，还可减少污泥处理的规模，进一步降低工程造价。在此基础上再将高密度澄清地的出水进行纤维过滤，参考已有的生产运行数据，纤维过滤对SS的去除效率为50%～80%，对BOD_5为40%～60%，对COD_{Cr}为40%～50%，在投加聚凝剂的情况下TP去除率为60%～70%。如果按保险的去除率分别为50%、40%、40%、60%核算，选用组合工艺技术处理城市污水有可能使处理后的出水达到GB 8978—1996一级标准。$COD_{Cr} \leqslant 100mg/L$、$BOD_5 \leqslant 20mg/L$、

SS≤20mg/L、TP≤1mg/L、NH_3-N≤15mg/L。

2000年前后，国内一些研究院所、高等院校对城市污水一级强化处理进行了大量的试验研究，取得了不少成果，从而进入了实用和应用。上海市政工程设计研究总院的试验研究亦是立足于这一基点。针对上海白龙港城市污水处理厂的建设，结合白龙港城市污水处理厂的出水水质目标，选择一级强化处理工艺，首先控制磷的排放、同时达到大幅度削减有机污染物质总量的目的。

我国地域广阔，广大沿海地区的城市污水处理厂正在蓬勃发展，如将上海实施的示范工程供全国选用建设城市污水处理厂，将城市污水经纤维过滤组合工艺处理达到《生活杂用水水质标准》进行回用，将充分发挥污水资源的潜力，节约宝贵的水资源。

二、高密度澄清池简介

高密度澄清池是一种采用加药混凝、聚凝反应、斜管(板)沉淀及部分污泥循环方式的快速高效的澄清池，其工作原理基于：原始概念上的整体化混合聚凝反应；推流式反应池是沉淀池之间的慢速传输；污泥的外部再循环系统；斜管(板)沉淀处理；合成絮凝剂＋高分子助凝剂作用机理。

高密度澄清池的适用范围广，可以称得上是“万能”澄清池，可用于饮用水(澄清、除碳等)、工业用水(澄清、除碳等)、城市生活污水(物化初沉池、三次除磷)、工业废水(特殊处理)和污泥浓缩(滤池反冲洗废水)。

三、高密度澄清池构造类型

1. RL 型高密度澄清池

该池型是目前使用范围最广的一种高密度澄清池，多用于饮用水处理及生活污水处理。

采用该池型的高密度澄清池，泥水混合物流入澄清池的斜管下部，污泥在斜管下的沉淀区从水中分离出来，此时的沉淀为阻碍沉淀，剩余絮片被斜管截留，该分离作用是遵照斜管沉淀机理进行的。因此在同一构筑物内整个沉淀过程分为两个阶段进行，即深层阻碍沉淀和浅层斜管沉淀。其中阻碍沉淀区的分离过程是澄清池几何尺寸计算的基础。

该类型高密度澄清池的上升流速取决于斜管区所覆盖的面积。

2. RP 型高密度澄清池

当出水及污水排放标准不是很严格的情况下，采用此类型高密度澄清池，如效果较好在安装时可不带斜管。该澄清池较少采用(只用于滤池冲洗水兼排放上清液的浓缩及特殊浓缩要求等)。

3. RPL 型高密度澄清池

多用于城市污水处理工艺，工业废水处理工艺中。这一类型的高密度澄清池只有当必须集中贮泥并对处理无反作用时才采用。所以它仅用于除碳工艺(非饮用水)及工业废水处理中特殊的沉淀工艺。

四、工艺特点

高密度澄清池有五个重要特点：均质絮凝体及高密度矾花；沉淀速度快(15～40m/h)，采用密集型设计；有效地完成污泥浓缩；沉淀后出水质量较高，一般浊度在10NTU以内；抗冲击负荷能力强，不易受突发冲击负荷的变化影响。

此外，该池可在流速波动范围大的情况下运行。

五、组成

高密度澄清池由三个主要部分组成：一个“反应池”，一个“预沉池-浓缩池”及一个“斜管分离池”。

1. 反应池

得利满专利产品反应池是本工艺的根本特色。在该池中进行物理化学反应，或在池中进行聚凝沉淀反应。反应池分为两个部分，一个是快速混凝搅拌反应池，另一个是慢速混凝推流式反应池。

快速混凝搅拌反应池中原水(通常已经过预混凝)引入到反应池底板的中央。一个叶轮位于中心稳流型的圆筒内。该叶轮的作用是使反应池内水流均匀混合，并为絮凝和聚合电解质的形成和作用提供所需的能量。

混合反应池中悬浮絮状或晶格状固体颗粒的浓度保持在最佳状态。该状态取决于所采用的处理方式，通过来自污泥浓缩池的浓缩污泥的外部再循环系统使池中污泥浓度得以保障。

上升式推流反应池是一个慢速絮凝池，其作用就是连续不断地使矾花颗粒增大。因此，整个反应池(混合和推流式反应池)可获得大量高密度、均质的矾花，以达到最初设计的要求。沉淀区的速度应比其他系统的速度快得多，以获得高密度矾花。

2. 预沉池-浓缩池

矾花慢速地从一个大的预沉区进入澄清区，这样可避免损坏矾花或产生旋涡，使大量的悬浮固体颗粒在该区均匀沉积。

矾花在澄清池下部汇集成污泥并浓缩。浓缩区分两层，一层位于排泥斗上部，一层位于其下部。上层为再循环污泥的浓缩。污泥在该层的停留时间为几小时，然后排入排泥斗内。排泥斗上部的污泥入口处较大，无需开槽。为了更好地使污泥浓缩，刮泥机配有尖桩围栏，在某些特殊情况下(如流速不同或负荷不同等)，可调整再循环区的高度。高度的调整必会影响污泥停留时间及其浓度的变化。部分浓缩污泥自浓缩区用污泥泵排出，循环至反应池入口。下层是产生大量浓缩污泥的地方。浓缩污泥的浓度至少为 20g/L(澄清工艺)。

采用污泥泵从预沉池、浓缩池的底部抽出剩余污泥，送至污泥脱水间或现有的可接纳高浓度泥水的排水管网或排污管道、渠道等。

3. 斜管分离池

逆流式斜管分离池将剩余的矾花沉淀通过固定在清水收集槽下方的纵向板进行水力分布，这些板有效地将斜管分为独立的几组以使水流均匀分配。不必使用任何其他渠道即可使反应沉淀可在最佳状态下完成。

澄清水由一个集水槽系统回收。絮凝物堆积在澄清池的下部，形成的污泥也在该部分区域浓缩。污泥通过浓缩刮泥机收集起来，循环至反应池入口处，剩余污泥排放至污泥脱水工序。

六、运行条件

要使高密度澄清池工作状态良好，应考虑到几个重要事项：高效的混凝及聚凝过程；污泥层泥位界面的控制；高效的斜管节水、集水质量；连续的工况自动监控。

七、高密度混凝＋絮凝反应＋沉淀＋纤维过滤组合工艺

高密度混凝＋絮凝反应＋沉淀＋纤维过滤工艺技术，是建立在高密度混凝絮凝反应高效沉淀池的基础上，将沉淀出水再流入纤维滤池，由于两者的速度相近或相同，高密度澄清池的速度或

水力负荷达 20～25m³/(m²·h)，而纤维球或纤维丝、纤维束滤料滤池的流速一般可达 20～25m/h，最高可达 20～30m/h。国内应用纤维过滤已有多年历史，尤其近年来发展的是常规滤池的 2～3 倍。通过这种工艺，可将城市污水经深度处理后达到回用水的水质，在水资源的利用上发挥重大的作用。图 37-1 和图 37-2 是两种池型示意。

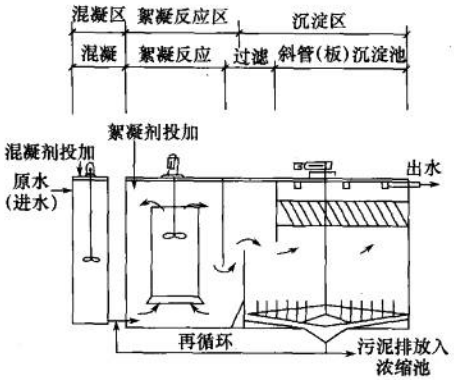


图 37-1　高密度混凝絮凝反应沉淀池

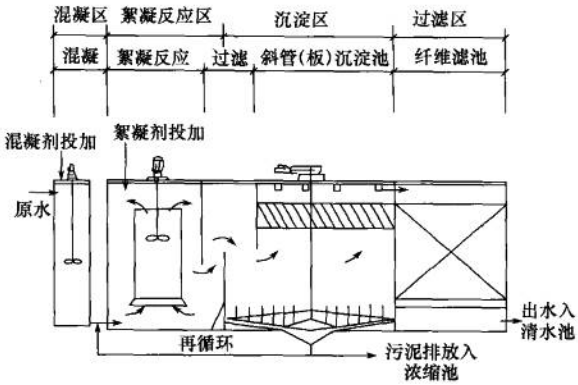


图 37-2　高密度混凝絮凝反应沉淀过滤组合池

⊙本文作者：周国成，姜达君，倪晓红，王盘君，夏卫红，张明非

第三十八篇

含油废水处理技术与工程实例

一、含油废水的来源与产生

1. 含油废水的来源

含油废水主要来源于工业生产与生活饮食和洗涤。餐饮中洗刷饭盒、碗筷器具的废水一般不会产生乳化油现象。工业生产中主要来自食品，制革，纺织工业的毛纺洗毛，化学纤维工业中的粘胶纤维生产，石油炼制与石化工业，冶金工业的炼钢、轧钢，煤炭工业的焦化造气、制气，金属制品加工，石油开发中的油田钻井，机械加工工业，涂料制造工业，油轮冲洗和油轮压舱水等。这类废水的含油量及其特征随着工业种类的不同而不同。同一种工业也因为工业设备、操作条件、生产过程等的不同相差较大。石油炼制与石化工业排出的废水中含油量常介于 100～1500mg/L，除含油外，还含有硫化物、酚、氢等毒性物质。机械加工废水中的含油主要为乳化液，由 80%～90%以上的水和 10%～20%的油所组成，在设备运行中有些润滑油也渗入乳化液中，使乳化液的含油量大为增加，最高可达数万毫克每升。轧钢厂的含油废水含油量一般在 30～1200mg/L。这种废水除含油外，还含有大量的氧化铁皮等杂质。

废水中的油类污染物质，除焦油的相对密度大于 1.1 外，其余都小于 1，比水轻，重焦油废水一般经沉淀回收重焦油，因此下面主要讨论相对密度小于 1 的含油废水处理技术与工艺。

2. 含油废水中的油类存在的状态

(1)浮上油　油滴粒径大于 100μm 的油粒能浮上水面，占废水中含油量的 60%～80%，是主要部分。

(2)分散油　油滴粒径介于 50～100μm 之间，悬浮于水中。

(3)乳化油　油滴粒径小于 10μm，一般为 0.1～10μm，能稳定均匀地分散于水中。

(4)溶解油　油滴以分子状分散于水中，油滴粒径<0.1μm，呈溶解状态。

3. 含油废水排出水体形成的污染

含油废水排入水体形成的污染是相当严重的，油类污染物主要是石油类和动植物油类有机化合物。水体中含油达 0.01mg/L 即可使鱼肉带有特殊气味而不能食用。当水体中含油 0.01～0.1mg/L 时对渔业和水生物就会产生影响。当水中含油类物质达 0.3～0.5mg/L 时，就会产生气味，而不能使用。油类污染物在水面上形成油膜层，隔绝了大气与水面的接触，破坏了空气中氧气对水体的充氧条件，破坏了正常的充氧环境，导致水体缺氧，油膜附着于鱼鳃上，使鱼类呼吸困难甚至造成窒息死亡。当鱼类产卵期时，在含油的水域中孵化鱼苗多数幼鱼生长畸形，生命力低，容易死亡。油类污染物还会附着于土壤颗粒表层和动植物体表面，影响养分吸收与废弃物的排泄，妨碍通风光合作用，使水稻、农作物、蔬菜减产，甚至严重到绝收。由于油膜浮在水层隔绝了空气，使水中的溶解氧减少，致使水生动植物缺氧而死亡，还妨碍了水生物的光合作用，使其腐烂，变质，引起水质变坏、变臭，不能使用。因此，含油废水必须经过妥善处理后才能排放。

二、含油废水处理技术与工艺概述

1. 含油废水的分类

含油废水一般可分为生活饮食形成的生活含油废水和工业生产形成的工业含油废水两类。

生活含油废水主要形成于餐饮行业的饭店酒楼、宾馆招待所等餐饮部门洗刷食用器具、清洁餐桌、地上冲洗等形成的含油废水，上浮一层动植物油，一般选用小型隔油池或小型气浮池(广州一带流行)，都有成套的环保产品可选用，可使餐饮含油废水处理到含油≤10mg/L。由于这些含油废水不易生成乳化液，因此处理效果较好。

工业含油废水成分十分复杂，含油废水中所含油类物质包括天然石油、石油产品、焦油及分馏物质，对水体的污染来说主要是石油类和焦油类。不同工业部门排出的废水中所含油类物质的浓度差异较大，如炼油过程中的石油污染废水含油量约 100～1500mg/L，焦化厂废水中的焦油含量约 500～800mg/L，煤气的发生站排出的废水中焦油含量可达 2000～3000mg/L，如表 38-1 所列。聚结过滤罐主要参数见表 38-2。

表 38-1　若干炼油厂粗粒化罐典型实例

炼油厂名	废水来源	聚结材料及滤罐	进水含油量/(mg/L)	出水含油量/(mg/L)	去除率/%
长岭炼油厂	原油源	超细纤维棉聚结材料	437	26	94.05
胜利炼油厂	减压塔顶油水分离器	ϕ800mm×1500mm	1468	340	76.8
燕山石化总公司	废水处理厂除油池	FY-201 聚结材料 80～100m³/h	21～40	4～15	63～81
东方炼油厂		FOB-206 聚结材料 106m³/h	111	32.7	70.5

表 38-2　聚结过滤罐主要参数

项目	参数数据
空罐(塔)流速	7～25m/h
充填高度	2～6m
运行周期	2～4d
反冲洗操作	吹风 3～15min，水洗 5～20min，水洗流速 15～30m/h
聚结材料	FOB-206
电耗	0.2kW·h/m³废水

2. 含油废水处理技术与工艺

以下列举一些含油废水处理的工艺流程。

含油废水→破乳→隔油池→气浮池→过滤池→膜过滤→回用和排放

含油废水→破乳→隔油池→斜板隔油池→一级气浮池→二级气浮池→滤池→曝气池或接触氧化池→斜板二沉池→出水

含油废水(加工低含硫原油)→格栅→沉沙池→隔油池→调节池→气浮池→生物处理池→滤池→出水

含油废水(加工高含磷油)→格栅→隔油池→pH 值调节池→破稳聚凝池→一级气浮池→二级气浮池→一级生物处理池→二级生物处理混凝沉淀池→活性炭过滤→出水

油田采油废水→pH 值调节池→破乳除油→絮凝沉淀池→砂滤→精密过滤→加成垢离子水质稳定→出水回注

油田采油废水→沉降除油→气浮浮选→混凝沉淀→核桃壳滤料过滤→一级过滤→二级过滤→出水回注

油田采油废水→沉降→微生物反应曝气池→絮凝沉淀→过滤→超滤膜过滤→出水回注

油田采油废水→采出水→三级油水分离器→六级水力旋流器→排放或进一步处理后回注

油田采油废水→采出水→微生物反应曝气池→石英砂过滤→消毒→出水回注

由于含油废水中含油类的种类、浓度、特性不同，处理要求也不尽相同，处理方法和工艺流程也随之而变化。不含乳化液的含油废水就不必进行破乳乳化工序，如所含油类的黏度不大，若经隔油池处理能达到预处理要求，再经气浮和过滤处理，也就达到了处理要求。因此上述流程中的油田采出废水若要将处理出水进行回注回用，实践说明最后用超滤膜进行把关能够达到甚至好于油田回用水的水质标准，是众多处理方法与工艺中较好的，宜在我国油田中推广应用。上述流程应根据含油废水的性质、水质含量、处理要求、工艺条件及其他因素进行分析研究，在确定处理方案时进行调整与组合。

(1)隔油　含油废水处理的重点是去除浮油和乳化油，浮油上浮可以通过隔油池进行处理和回收浮油加以利用，乳化油、悬浮油、溶解油不能上浮，要用浮选吸附、过滤粗粒化膜过滤等方法去除。

隔油池是用自然上浮法去除浮油等物质。目前常用的隔油池有平流式隔油池和斜板式隔油池两类。平流隔油池的构造与平流式沉淀池基本相似，斜板隔油池是应用浅层沉淀理论，在隔油池中设计了各种形式的斜板，以提高单位池容的处理能力、降低造价的生产池型。

(2)气浮　气浮的基本原理是向水中通入空气，使水产生大量的微细气泡并使其黏于杂质颗粒上，形成密度小于水的浮体上浮于水面，从而获得分离杂质的一种净化方法。为促进气浮黏附常要使用混凝剂，由于含油废水中的油一般相对密度小于 1，就更易与气泡黏附结合。气浮可去除水中的悬浮油、部分溶解油和浮上油。气浮本是一种物理净化法，但是可能伴随着十分复杂的物理化学过程，单从物理角度来看，黏附微气泡颗粒(简称带气颗粒)的上浮速度 v 服从于斯托克斯定律，即颗粒的上升速度取决于颗粒的粒径 d、密度(ρ_s)以及液体密度(ρ)和黏滞度 μ 等参数。

投加混凝剂而形成的絮凝体其整体密度(ρ_s)大大低于周围的液体密度 ρ，因而其上浮速度要比原絮凝体的下沉速度要快得多，这就使气浮法要比沉淀法的固体分离时间大为缩短。

气浮净水技术已开发出多种形式，按其产生气泡方式可分为：分散空气气浮法(如转子碎气法，微孔布气法)；电解气浮法；生化气浮法(如生物产气气浮法、化学产气气浮法)；溶气空气气浮法；真空气浮法；压力气浮法。压力气浮法又分为全溶气式、部分溶气式及部分回流溶气式。目前压力气浮法应用最为广泛，与其他方法相比，它具有以下优点。

①在加压条件下，空气的溶解度大，供气浮用的微气泡数量多，能够确保气浮效果。

②溶入的气体骤然减压释放产生的气泡不仅微细、粒度均匀、密集度大，而且上浮稳定，对液体扰动微小，因此特别适用于对疏松絮凝体、细小颗粒的固液分离。

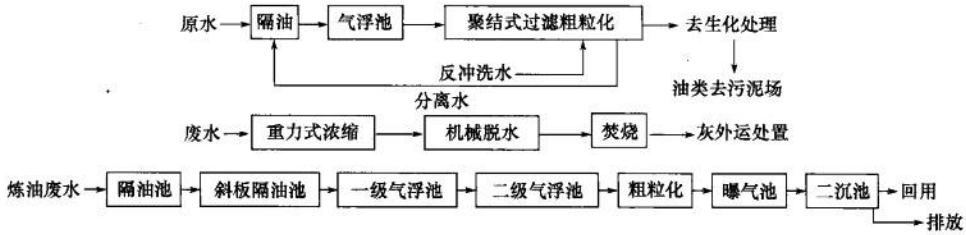
③工艺过程及设备较简单，便于管理维护。

④部分回流溶气式处理效果显著、稳定，并能节约能耗。

随着气浮的试验研究发展，可不用溶气空压机，而使用进水压力水泵吸空气同样达到溶气效果。这种方法比传统的溶气气浮既节省了设备，又降低了能耗，减少了成本和基本建设的投资，可推广应用。

(3)吸附法和浮动吸油装置　吸附法是利用比表面积较大的亲油疏水多孔吸油材料，从水面吸附浮油，然后利用吸附剂从吸油器中回收浮油、悬浮油、部分溶解油，而吸附剂、吸附器可多次反复利用。这种方法的关键是要选择和制备一种合适的吸附剂和吸附器。根据吸附剂的性能，可分为天然吸附剂、无机吸附剂和有机吸附剂三种，目前我国环保设备厂生产的大都是炭质吸附器和有机物吸附，如罐式除油吸油器、倾斜带式和垂直带式除油机及浮动式吸油机装置等。

(4)过滤　除油中代表性的过滤装置是粗粒化净化装置。为了进一步降低含油废水的油分，使出水中的含油量能达标排放，我国多家炼油厂采用了粗粒化法处理，工艺流程为：



(5)乳化油　一种或多种液体以微小的粒滴均匀地分散于另一种液体中形成的分散体多数为乳化液。细微的油珠分散于水中，形成水油乳化液，在一般情况下，水油乳化液中往往存在乳化剂，常见的乳化剂是一种表面活性物质，如皂类、高分子物质等，这些表面活性物质使乳化液趋于稳定状态。

由于乳化液的油珠极细，其表面的一层界膜常带有电荷，油珠外围形成双电层，使油珠相互排斥，极难聚结，因此要使油水分离，首先要破坏油珠的界膜，使油珠相互接近聚结成大滴油珠，从而浮升于水面，这种处理方法叫做破乳。常用的破乳化方法有电场法、药剂法、离心法、超滤法等。常用的破乳种类有四类，即机械破乳、物理破乳、化学破乳，现分述如下。

①机械破乳。通常采用离心分离，利用油、水的密度不同，经离心加热而使油层黏度降低而加快破乳。该法在乳化油废水的实际处理工程中应用较少。

②物理破乳。常用的物理法破乳有电场法、超滤法等。电场法主要用于油包水(W/O)型乳化液破乳。超声波破乳作用的强度不应太大，否则可能导致分散。过滤破乳是使乳状液通过多孔材料或过滤装置实现油水分离。物理法在乳化含油废水处理中的实际应用也较少。

高压电场法亦称电场法破乳，利用电场力对乳化油颗粒的吸引力或排斥作用，使微细油粒在运动中相互碰撞，破坏其表面界面膜及双电层结构，使微细油粒聚结成较大的油粒浮升于水面，达到油水分离的目的。电场可采用交流、直流或脉冲电流。这是一种新方法，还在试验研究中，尚未工业化。

粗粒化(亦称聚结)是使含油废水通过一种充填有粗粒化材料的装置，使废水中的微细油珠聚结成油膜，达到油水分离的目的。此法适用于处理分散油、乳化油和溶解油。

粗粒化材料应具有良好的亲油疏水性能。当含油废水通过这类材料时微细油珠便吸附在其表面上，经不断碰撞，油珠逐渐聚结扩大而形成油膜，最后在重力和水流推动下，脱离材料表面而

浮升于水面。粗粒化材料可分为无机和有机两类，外形可做成粒状、纤维状管状、罐状和胶结状。聚丙烯无烟煤、陶粒石英砂、焦炭、活性炭、沸石、珍珠岩、二氧化硅、硅藻土、膨润土、白土、电厂飞灰、石膏、细煤渣、炉渣等均可以做充填材料。粗粒化除油装置具有体积小、效率高、结构简单、不需加药、投资省等优点。缺点是填充料易堵塞，从而降低了除油效率。粗粒化油水分离器已形成环保产品，可以做到分离粒径 20μm 以下的油珠，一般出水含油小于 10mg/L，集油室废油浓度约 90%。

③化学破乳。化学破乳主要是改变乳化液的界面性质，使它变得不稳定而发生破乳，通常是通过投加药剂来实现这一过程，工程上应用较为广泛，工程上多用酸碱破乳法。

含油废水中细微的油滴表面往往覆盖着一层带有负电荷的双电层，通过酸将废水调至酸性(pH 值降至 2 左右)，产生的质子就会中和双电层，改变油滴表面带电情况，破坏其稳定性，促进油滴聚集，得到分离。pH 值调节多用硫酸、磷酸二氢钠或二氧化碳，通常伴随有加热升温过程，再用石灰或碱液中和，最终实现油水分离。这种方法的特点是工艺和设备较简单，效果稳定，但一般处理效率较低，出水含油量较高，常作为一种含油废水破乳化的预处理方法使用。采用酸碱破乳，对各种类型的乳化液均有效，只不过破乳效率高低而已。酸碱破乳适合于多种乳化液破乳场合。

药剂法破乳是向含油废水中投加破乳剂，破坏油珠的表面界膜，压缩双电层，使油珠聚结变大而与水分开。根据破乳的具体方法又分为凝聚法、盐析法和酸化法等。常用的是盐析法。盐析法就是向废水中投加盐类电解质，破坏乳化液油珠的表面界膜与双电层结构，使油珠凝聚析出，如果加入的电解质就是二、三价钙、镁、铝等盐类，还可置换表面活性剂中的钠、铵等，使之成为钙、镁、铝的金属皂，这个置换反应亦起到破乳、析油分层作用。盐析破乳后析出油的油质较好，但出水水质浑浊，还需加聚凝剂进行澄清处理。凝聚法是指向废水中投加絮凝剂，利用絮凝物质的聚结作用，使微粒油珠结合成聚合体。常用的絮凝剂有明矾、聚合氯化铝、活性硅胶、聚丙烯酸胺、硫酸亚铁、三氯化铁、镁矾土等。除硫酸亚铁、三氯化铁外，均有较好的效果，而且聚合氧化铝和明矾配合使用效果较显著。研究表明，当 pH=8.0～9.0 时，使用明矾处理溶解油是有效的，而 pH=8～10 时也可用硫酸亚铁。混合法即盐析法和凝聚法的结合，能够析出的油质比盐析法好，比单凝聚法投药量少。具体是先用少量的盐使乳化油珠初步脱稳，再投入少量的絮凝剂，使之凝聚分离。由于析出的油质好，便于再生利用。酸化法破乳是向乳化液废水中加酸，使乳化液中的脂肪酸分离出来，酸的投加量使 pH 值降至 2 以下为宜，乳化油从废水中分离后再用石灰乳中和，使水的 pH 值为 6～8。

三、含油废水处理工程实例

1. 某炼油厂废水处理

(1) 废水水质　某炼油厂排出的含油废水量 8640m³/h，含油浓度 13552.94 mg/L，硫化物浓度 44.19 mg/L，挥发水分浓度 92.5 mg/L，氯化物浓度 31.21 mg/L，pH=8.8。

(2) 工艺流程　该厂炼油废水处理工艺流程如下。

含油废水与脱硫处理后的含硫废水经格栅后进入平流隔油池，该池设有浮油刮油机和刮泥机，平流隔油池与调节池相通。当水量过大时则溢流注入调节池，高峰过后抽至斜板隔油池。隔油池出水加硫酸铝溶液混合后进入气浮池，气浮采用 50%回流水加压溶气气浮池出水(50%)，可直接到砂滤池，也可先经曝气池、二沉池再去砂滤池。过滤水供循环冷却水厂作补充水。

(3) 主要处理构筑物　上述工艺流程的主要处理构筑物及设计参数如下。

① 平流式隔油池停留时间 120min，水平流速 4.4 mm/s。

② 斜板隔油池板内流速 0.15min/s，污油上升速度 0.167mm/s，去除油粒直径≥60mm，出水含油≤50mg/L。

③ 气浮池分离池溶油时间 2.2h，水平流速 3.7mm/s。

④ 表层曝气池污泥负荷 0.5kgBOD_5/(kgMLSS·d)，污泥浓度 3g/L，澄清池上升流速 0.3mm/s，导流区下降流速 0.02m/s。

⑤ 砂滤池滤料为直径 1～2mm 的石英砂，反冲洗用热水加压缩空气。压缩空气反冲洗强度 $1m^3/(min \cdot m^2)$，反冲洗 3min，用热水反冲强度 $20L/(s \cdot m^2)$，反冲洗 5～8min。

(4) 处理效率及工艺评述　废水处理后达到国家排放标准。工程造价 391.77 万元，占地 $2.8km^2$，处理成本 $0.3/m^3$ 污水。

2. 西南矿区钻井的含油废水处理

(1) 废水水质　钻井废水来源于下钻时的废水、设备冷却水、设备工具冲洗水及特种作业废水。

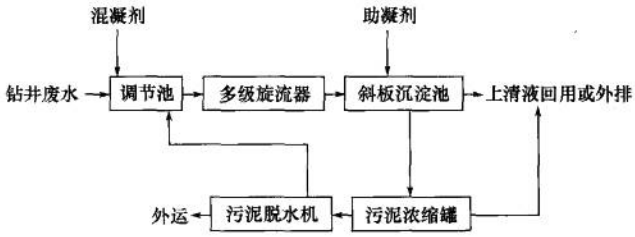
钻井废水的性质和水质视井场的位置和井深度而定。表 38-3 列出川西南矿区中七口井的废水水质监测结果。

表 38-3　钻井废水水质的监测结果

井号	井深/m	洗井液	色度	pH 值	废水组分/(mg/L)						
					悬浮物	酚	铬	铁	油	COD_{Cr}	硫化物
窨 10#	670	清水	71NTU	6.9	213	0.04	未检出		144.6	51.49	未检出
窨 10#	1094	PAM 钻井液	泥红色	8.1	574	0.62	0.78		86.57	164	
塔 9#	1474	泥浆(钻井)	褐黑色	7.3	364	0.034	0.36	1.08	49.231	192.1	
121#	2010	泥浆(钻井)	褐黑色	7.26	304	0.65	4.01		1220.9	81.9	
威 93#	2500	泥浆(钻井)	褐黑色	7.04	364	0.12	0.14		180.9	159.3	0.15
塔 12#	2910	泥浆(钻井)	褐黑色	7.3	17.56	0.16	0.2		49.4	106.4	0.57
塔 2#	8490	PAM 泥浆	100NTU	7.1	172	0.83	0.6		302	323	2.14
自深 1#	4657	深井泥浆	褐黑色	8.31	841	0.72	2.34	8.7	427	573	1.47

注：PAM 即聚丙烯酰胺，为一种高分子聚凝剂。

工艺流程如下。



钻井废水首先进入废水调节池调整废水的 pH 值使其保持在 7.5～8 之间，调整后的废水进入多级旋流反应器中，与混凝剂发生反应，多级旋流器的废水处理量以 6～8L/h 为宜。经多级旋流器处理后废水再进入斜板沉淀池进一步沉淀处理，在池中若发现沉渣上移至斜板区时要立即停机，用调整废水 pH 值和添加混凝剂办法使其恢复生产正常，经斜板沉淀池处理后的上清液出水，基本上以达到废水外排标准可以外排，也可进入集水槽，作为工业回用水。从斜板沉淀池下部排出的污泥进入浓缩罐，经一段时间的浓缩脱水，其上清液流入斜板沉淀池的外排系统和回用系统。浓缩液则进入污泥脱水机，脱水成含水率 80%的干污泥，其主要成分是岩石微粒和黏土，

可成型堆放。

(2) 主要处理构筑物　这套钻井废水治理工艺的关键处理物和设施是多级旋流反应器和斜板沉淀池。

多级旋流反应器均是圆柱形，废水从上部分切线方向进入一级旋流反应器并在反应器内部产生旋流旋转，由于油水密度不同，因此在旋流旋转时将油分逐渐分离。在反应过程中加入助凝剂，使反应完全彻底形成悬浮油、水、污泥三个相，经四级旋流反应后，钻井废水中的大部分悬浮物得到去除。

多级旋流反应器流出的废水进入斜板沉淀池，根据浅层沉淀原理逐渐分离成悬浮物、水、泥三相使废水处理进一步彻底，斜板沉淀池采用的是废水从下至上的流动方式，其污泥斗容积为 $1.3m^3$，污泥产量为 $0.8m^3/h$，水流通过时间为 27min。

(3)处理效率及工艺评述　这套装置每小时可处理 6～8t 钻井废水，经过治理后的废水水质达到了石油开采废水排放标准及工业用水要求，污泥含水率<80%，可成型堆放在特定的场所，处理前后的水质情况见表 38-4。由于钻井工程系野外作业，作业周期长(2～12 个月)，各项作业交叉进行且现场的贮水条件差，因此治理后的水回用率仅为 40%～60%，其余部分就地排放。

表 38-4　钻井废水治理前后的水质情况

分析项目	废水水质	治理后的水质	去除率/%	分析项目	废水水质	治理后的水质	去除率/%
pH 值	7.5	6.7		酚/(mg/L)	0.71	0.024	96
色度	褐黑色			油/(mg/L)	43	7.56	82.1
总铬/(mg/L)	0.64	0.1	84				
悬浮物/(mg/L)	3100	29	91	COD/(mg/L)	349	153	56

这套处理设备在工艺设计方面有以下优点。

① 处理工艺比较完善，不仅可以有效地去除悬浮物和油，而且可以处理污泥。

② 具有体积小、操作简单的特点，该装置的占地面积为 $8m^2$，只需一个人操作即可。

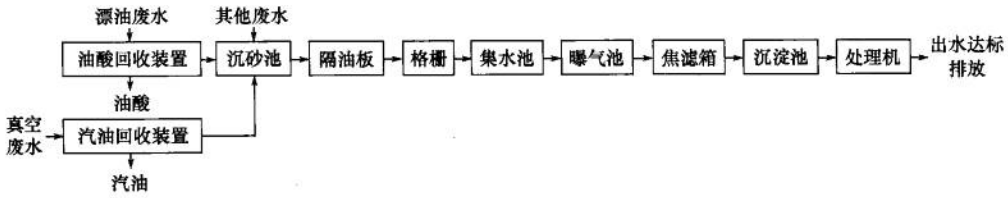
③ 这套设备属于组合式撬装结构，因此可以根据运输需要灵活地进行拆装，是野外流动作业时进行废水处理较为理想的处理设备。

④ 整套设备造价低廉，同日本同类设备相比，工艺流程相似，但造价仅为日本设备的 7%。

3. 山东某油漆厂的废水处理

(1)废水水质　山东某油漆厂废水的主要来源有：①正常开车中漂油、热炼、兑稀工艺排放的含油、皂、酯、碱等污染物质的废水；②洗涤设备或事故产生的含油、皂、酯、碱等污染物质的废水。该厂废水中主要含有植物油、石油类、皂、脂等有机物质与少量的无机物、碱、盐等。污染源排放口的 COD 高达 10000～1000000mg/L，废水排放量为 1500t/d。

(2)工艺流程　该厂废水处理工艺流程如下。



该处理流程中，将间接冷却水闭路循环，并将不能回收利用的间接冷却水与含油超标废水清污分流，漂油废水、真空废水分别回收油酸、汽油后与热炼工艺废水等混合流入装有隔油板和格栅的沉砂池、隔油池去除浮油沉砂与机械杂质，再溶入集水均衡池调节水质水量。通过自控水泵

将废水经射流真空溶气、曝气、气浮装置送入曝气池去除悬浮物和低沸物。再经溢流送入过滤装置，沉淀池进一步去除悬浮油与其他悬浮物后排放。经上述预处理装置仍不达标的含有乳化油和溶解性有机物的废水再经废水处理机加药破乳、絮凝混凝、加压气浮、溢流分离、砂滤、活性炭吸附等处理后达标排放。

该工艺流程的优缺点如下。

①对间接冷却水尽可能地闭路循环一水多用，减少了废水处理量与排放量。

②对废水中的有用物质尽可能回收利用，以废治废，不投入或少投入新的化学物质。

③对水质、水量、水温等变化适应性较强，出水水质较稳定。

④连续处理油漆生产废水，处理成本较低。

⑤工程结构紧凑，占地面积小。

(3)主要处理设备　见表 38-5。

表 38-5　油漆废水处理的主要设备

名称	数量	规格	材质
沉砂池	1	2m×2m×2m,8m³	钢筋混凝土
隔油板	1	1.4m×1m	碳钢
格栅	1	1.2m×0.8m	碳钢
集水池	1	3m×4m×3.5m,42m³	钢筋混凝土
曝气池	1	4m×4m×3m,48m³	钢筋混凝土
焦炭滤箱	3	0.15m×0.25m×1.2m	碳钢
焦炭滤箱	1	0.4m×0.5m×1.2m	碳钢
沉淀池	2	4m×4.5m×3m,54m³	钢筋混凝土
沉淀池	1	9m×4.5m×3m,121.5m³	钢筋混凝土
曝气渠	20	0.4m×0.4m	
污水处理机	1	JS-A5 型	

(4) 经济效益　按年产 8000t 油漆计每年回收油酸 2.4t，合计 5.28 万元，回收汽油 61t，合计 7.93 万元，回收植物油 15t，年节约合计 5.25 万元，节约用水 40 万吨，合计 14 万元。每年共获得经济效益 23.96 万元，少交排污费 2.5 万元。

(5) 处理效果　经处理外排废水各项指标均达到油漆工业废水排放标准，详见表 38-6。

表 38-6　处理效果

项目	COD	油	悬浮物	pH 值
处理前	100000mg/L	1000mg/L	800mg/L	7～9
处理后	<100mg/L	<10mg/L	<7mg/L	6～8
去除率	>99%	>99%	>99%	

4. 轧钢厂含油废水处理

某钢铁厂轧钢废水的污染物为油(润滑油)和悬浮物(氧化铁皮)。原水含油 2～54mg/L，悬浮固体 12.5～120 mg/L。为防止废水外排对水体的污染，提高水的重复利用率，该厂建成了如下废水处理系统。

轧钢厂废水 → 铁皮坑 → 旋流沉淀池 → 二次平流沉淀池一 → 二次平流沉淀池二 → 吸油池 → 陶粒滤池 → 净化水回用或外排

轧钢厂废水经铁皮坑和旋流沉淀池除去大部分悬浮固体，进入两个二次平流沉淀池分离出浮油和剩余的悬浮固体。浮油利用设在沉淀池尾部的垂直式带式除油机带出去除，收集于废油贮罐待进一步再生利用。二次平流沉淀池出水经 PP2 吸油纤维毛毡过滤再经陶粒滤池过滤，最后得到清澈的净化水。净化水经加压后输送，可回用于轧钢工业生产用水。

主要设备如下。

① 旋流沉淀池，1 台，直径 8.5m，深 9.5m，设计流量 $400m^3/h$。

② 二次平流沉淀池一，4 台，19m×4m×4m，尾端设有带式除油机。

③ 二次平流沉淀池二，4 台，每台 5m×2m，出水端设有带式除油机。

④ PP2 滤池，4 座，每座过滤面积 5m×2m，其中填有 PP2 纤维毛毡。毛毡每年更换一次，废毛毡用焚烧法处理。

⑤ 陶粒滤池，4 台，每台过滤面积 3m×3m，滤料为陶瓷颗粒。

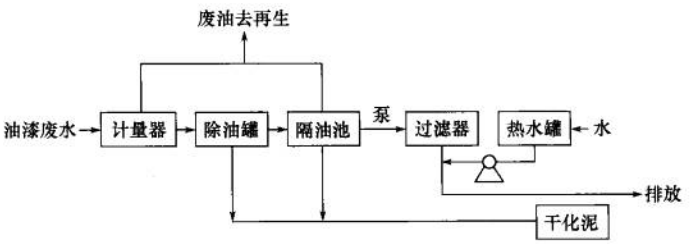
⑥ CQ-1 型 D0600 垂直带式除油机，6 台，最大除油量 120L/h。

主要设计参数如下。设计处理水量 $400m^3/h$。出水含油小于 1mg/L，净化效率分别为 97% 和 99%。

废水处理后可达到排放标准。工程总投资 130 万元，占地面积 $200m^3$，处理成本 0.18 元/m^2。

5. 油港废水处理实例

油港含油废水来自油轮排出的压舱水、洗舱水和机舱水。某油港废水处理工程设计处理流量 $20000m^3/d$，最大接受流量 $3000m^3/h$。工艺流程如下。



含油废水经除油罐(又称沉降罐、沉降槽)分离出粒径大于 1mm 的大粒浮油，然后流入隔油池分离出分散油，再用水泵压送到石英砂压力过滤器，除去微细油珠，过滤出水直接排入港区。除油罐和隔油池分离出的污油进污油池，经脱水罐脱水后进除油罐。用常压蒸馏法从污油中回收成品。含油污泥进干化场干化，作为燃料资源化。

主要处理构筑物如下。

① 除油罐，圆柱形拱顶钢罐，2 座，容积 $1000m^3$，设计污水流量 $1500m^3/h$，停留时间 40min，罐内水流速 4.3mm/s。

② 隔油池，由平板隔油(AP1)和斜板隔油(CP1)两部分组成，共 2 座。水平滤速 2.9mm/s。油粒浮升速度 0.63mm/s。

③ 压力过滤器，有 DG-3000 型过滤器 2 座，滤速 16m/h，运行 24～48h 后用 70～80℃热水进行反冲洗，反冲时间 10～20min。为提高反冲洗效果，反洗前气洗滤料，空气冲洗强度为 20L/(m^2 · s)。

④ 脱水罐，钢制罐，2 座，容积 $200m^3$，采用加热方式脱水。

⑤ 污泥处理装置，污泥池 100 m^3，污油池 200 m^3，干化场 $180m^2$。

⑥ 成品油回收装置，加工能力 15000t/年的常压蒸馏小型装量 1 套。

表 38-7　国内外油田油井回注水采油废水处理工艺性能效果比较

比较项目	国外物化法		国内物化法			国内生化与超滤膜法		
	科威特北部油田	北海油田	我国油田老三套工艺	中原油田	大庄油田采油五厂	华东油田台兴站	吐哈油田红连站	吉林腰英台
处理工艺流程	采出水→沉降罐除油→API隔油除油→CPI斜板隔油池→IGF气浮→回用	采出水→沉降罐除油→六级水力旋流除油→回用	采出水→大罐沉降除油→斜板沉淀除油、除悬浮物→过滤→回用	采出水→pH值调控→破乳除油→絮凝沉淀除SS→砂滤→精细过滤→水质稳定→两级过滤→回用	采出水→沉降罐除油→混凝沉淀除SS→核桃壳滤料过滤→两级过滤→回用	采出水→斜板沉降罐除油→两级验法除砂除SS→两级验法除油→纸质滤材过滤除乳化油→回用	采出水→沉降罐除油→生化反应池→沉淀池→过滤池→回用	采出水→沉降罐除油→生物反应池(曝气生物滤池)→膜处理(超滤膜)→回用
悬浮物含量/(mg/L)	≤3	≤5	≤10	≤1	≤10	≤1	≤1	≤1
水中油含量/(mg/L)	≤15	20～30	≤10	≤1	≤20	未检出	≤1	未检出
悬浮物粒径/μm	≤2	≤3	≤2	≤2	≤2	≤0.1	≤0.8	≤0.1
细菌/(个/mL)	$\leqslant n\times10^2$	$\leqslant n\times10^2$	≤100	≤100	≤100	≤10	≤10	
pH值	6.5～7.5	6.5～7.5	6.5～7.5	6.5～7.5	6.5～7.5	6.5～7.5	6.5～7.5	≤10
O_2/(mg/L)			≤0.5	≤0.5		≤0.5		6.5～7.5
硫化物/(mg/L)						未检出	未检出	未检出
出水水质指标要求	达到B3级	达到C3级	低于A级	达到A3级	低于C3级	优于A1级	优于A1级	优于A1级
工艺复杂程度	三阶段式	九阶段式	三阶段式	六阶段式	六阶段式	三阶段式	三阶段式	三阶段式
稳定性	不稳定	不稳定	较稳定	较稳定	较稳定	稳定18个月	稳定2年	稳定6个月
运行成本	中	高	一般	高	高	中	中	中
管理维护难易程度	简单	较复杂	较简单	较复杂	较复杂	较复杂	较复杂	较复杂
投资高低	较低	较高	较低	较高	较高	较高	较高	较高

该油港废水中含油浓度平均为3000mg/L左右，处理水含油量均低于排放标准。处理水经化验合格后直接排放到港口水域。工程总投资909万元，处理成本为0.26元/m^3。每年回收成品油5239t，总收入179.1万元。扣除污水处理费用(包括折旧费和维护维修费)后年净收入130.42万元，折合每处理1m^3废水可净收入0.70元。

四、油田开采含油废水处理

我国改革开放以来，经济建设飞速发展，用油量迅速增加，为提高油田产油量，由注水开采发展到注水注蒸汽注洗涤剂于油井下，洗涤附着在砂岩上及孔隙的原油，属于聚合物聚采，即复合砂岩聚采。由于回注用水量迅速增长，加上油田一般水资源不足，因此随开采原油的同时大量的注水伴随原油产生了含油废水，数量是开采原油量的数倍。为了进一步回用注水或满足排放环保要求，因此油田开采的含油废水必须进行处理利用或达标排放。随着开采原油注水注蒸汽、注洗涤剂愈来愈复杂，主要是大量乳化油的存在，处理方法由原来的老三套工艺发展到当前的膜处理阶段。国内外油田油井回注水采油废水处理工艺性能效果比较见表38-7。

碎屑岩油藏注水水质推荐指标(1998)见表38-8。建议含油污水的常规水质分析项目为pH值、油、COD_{Cr}、BOD_5、BOD_5/CD_{Cr}、悬浮物、矿化度、总溶解固体、电导率(20℃)、氯离子、硬度(以$CaCO_3$计)、碱度(以$CaCO_3$计)、硫化物、溶解氧、$Na^+ + K^+$、Ca^{2+}、Mg^{2+}、总碳、SO_4^{2-}、SiO_2、挥发百分比等。

表38-8 碎屑岩油藏注水水质推荐指标(1998)

项目	渗透率			项目	渗透率		
	<0.1 μm²	0.1~0.6 μm²	>0.6 μm²		<0.1 μm²	0.1~0.6 μm²	>0.6 μm²
悬浮物含量/(mg/L)	≤1.0	≤3.0	≤5.0	溶解氧浓度/(mg/L)	总矿化度>5000时≤0.05		
水中油含量/(mg/L)	≤5.0	≤10.0	≤10.0		总矿化度<5000时≤0.5		
悬浮物粒径/μm	≤2.0	≤3.0	≤5.0	总铁/(mg/L)	<0.5	<0.5	<0.5
腐生菌/(mg/L)	<100	<1000	<10000	平均腐蚀率/(mm/a)	≤0.076	≤0.076	≤0.076
硫酸盐还原菌/(mg/L)	<100	<100	<100	游离二氧化碳/(mg/L)	≤10	≤10	≤10
滤膜系数(MF值)	≥20	≥15	≥10	硫化物/(mg/L)	≤10	≤10	≤10

我国油田已进入高含水期开采阶段，每年产生约21亿吨采油水，90%以上要求回注，由于采油区含油废水具有成分复杂、含油含盐量及悬浮物浓度高、颗粒细小等特点，且不同油田环境地质状况存在区域性差异，采用常规处理技术难以实现处理后水质达到《油田回注水水质标准》。因此油田废水回注处理新技术、新工艺的开发对确保我国油田可持续开采发展，提高我国采油废水处理技术水平具有重要意义。我国的油田油藏大多属于特低渗透油田，随着常规油藏的逐渐老化，低渗透、特低渗透油藏的注水开采和开发以及低渗透油藏和蒸汽热采锅炉用水水质指标要求开发新技术新工艺，缓解采油废水处理问题。

⊙本文作者：邹家庆，徐传宁，王晓东，周国成

第三十九篇

轧钢厂及特钢厂废水处理技术与实例

一、轧钢厂废水处理

1. 轧钢厂生产工艺与废水的产生

轧钢有热轧和冷轧之分，热轧是以钢锭或钢坯为原料，在炉内加热到 1150～1250℃后，在热轧机上轧制成品或半成品的轧制工艺。冷轧通常是指不经加热的轧制，常以热钢板、卷板为原料，通过轧制而成机械性能优、表面光洁度高的薄规格板材卷板。

热轧带钢厂的生产工艺流程如图 39-1 所示。

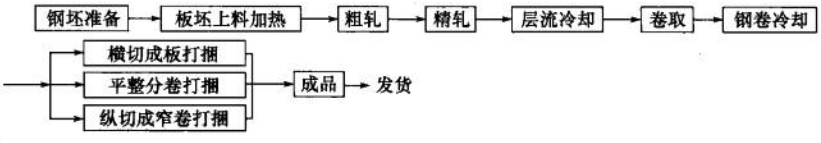


图 39-1　热轧带钢厂的生产工艺流程

冷轧厂（车间）的生产工艺流程如图 39-2 所示。

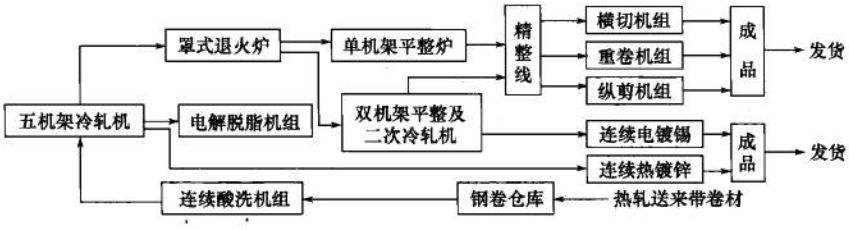


图 39-2　冷轧厂（车间）的生产工艺流程

由于热轧生产是对加热到 1000℃以上的钢锭或钢坯进行轧制，因而有关设备及在某些部位的轧件常直接冷却，热轧厂的废水主要就是这些轧制工程中的冷却水。热轧产品需经酸洗后方能作为冷轧生产原料，冷轧过程中需要用乳化液或棕榈油作润滑冷却剂，因此冷却生产过程中将产生酸、酸性废水及含油、含乳化液的废水。冷轧带钢在板卷退火及表面处理时，将产生含油碱性废水，在表面处理时还产生含酸、碱、油及含铬类废水。

2. 轧钢厂废水特性、水质、水量

热轧废水是直接冷却生产设备及轧件时产生的，其中还有大量的氧化铁皮和油，废水产生量大，水温较高。冷轧厂废水的特征是量大，成分复杂，废水变化大。冷轧废水的基本组成是酸性废水，含油及乳化液废水，碱性含油废水，有时还含有铬及氰。轧钢废水的水量和水质随轧机种类、生产能力、机组组成、工艺方式及操作水平等因素而异。

国外轧钢废水水量及水质情况见表 39-1。

表 39-1 国外轧钢废水水量及水质情况

产品品种		废水水量/(m^3/t 钢)	废水水质				备注
			pH 值	悬浮物/(mg/L)	油/(mg/L)	其他	
热轧钢坯		5～10	7.0～8.0	1500～4000 30～270	5～20		铁皮坑出水
热轧带钢	粗轧	25～45	6.8～8.0	1000～1500	25	水温 40～50℃	
	精轧		7.0	200～500	15		
	冷却		7.0	<50	10		
冷轧带钢	酸洗	1～2	2.0～4.0	20～80		总铁 200mg/L	盐酸再生及废气清洗废水，冷轧、平整、剪切废水，含油废水，酸性废水，含铬钝化废水
	冷轧	0.2～0.7	7.0～8.0	80～600	1000～8000		
	电解清洗	2～4	10.0～13.0	100～500	70～150		
	电镀锌	2～3	2.0～4.0	20～80	<5		
	电镀锡	5	2.0～7.0	10～20		40～800mg/L	

3. 轧钢废水处理技术

(1) 热轧钢厂废水处理技术　根据热轧废水的特点，处理时主要采用沉淀、机械除油、过滤、冷却等物理方法，即经过多级的净化与冷却，使处理后的废水满足循环使用的水质标准。废水中的氧化铁皮通过自然沉淀、絮凝沉淀并辅以过滤予以分离后加以利用。废水中的油主要在沉淀构筑物中分离并进行回收，剩余少量油再通过过滤器或除油器净化。对由沉淀的和过滤器分离的细颗粒氧化铁皮通常采用混凝沉淀→浓缩→脱水的方法，使其最终与水分离。对由轧钢浊循环水系统及地下油库排出的一定数量的浮油式含油废水，一般采用加药混凝气浮的方法进行处理。

(2) 冷轧厂废水处理技术

① 含油及乳化液废水处理技术。冷轧厂的含油系统乳化液废水是集中在一起处理的，处理的方法有化学法、物理法、加热法和机械法等。当前使用最多的是化学法和膜分离法。

a. 化学法。投加化学药品进行破乳，常以酸或酸性盐，如硫酸、硫酸亚铁、氯化亚铁、硫酸铝等破乳。常用的基本流程有混凝上浮和加酸加热处理。

b. 膜分离法。主要有超滤和反渗透两种。其中超滤法因其费用较低而受到欢迎，目前已逐步推广使用。超滤膜的种类很多，主要有醋酸纤维素膜和聚酰胺膜。国内宝钢 2030mm 冷轧厂已经在使用。

② 酸、碱废水处理。冷轧废水中的酸碱废水采用中和法予以处理。冷轧废水中和处理时常以石灰乳作碱性中和剂，为防止结垢和减少污泥量，大多采用盐酸作酸性中和剂。处理方式有间歇法和连续法两种。前者多用于中和小流量、高浓度的废酸或废碱液；后者则多用于处理连续生产的酸性或碱性漂洗水。

③ 含铬废水处理。冷轧厂排出的含铬废水既有高浓度的含铬废液，也有低浓度的含铬漂洗水。

含铬废水的处理方法有化学还原法、电解还原法、离子交换法等。国外大多采用化学还原法。由于冷轧厂存在大量的酸性废液，利用酸性废液中的二价铁离子和游离酸，将六价铬还原成三价铬的方法有较大的实用性。通过调整废水的 pH 值使三价铬最终以 $Cr(OH)_3 \cdot 3H_2O$ 的灰蓝色沉淀物形式在沉淀池中予以分离。

④ 污泥脱水方法。冷轧厂废水处理系统产生的污泥要进行脱水处理。脱水机械有真空滤机、

板框压滤机、带式压滤机和离心脱水机等。对冷轧废水处理系统而言，用板框压滤机为宜。国外多采用全自动操作方式，克服了该设备操作过程比较复杂的缺点。国内目前也具备生产同类产品的能力。脱水后泥饼的含水率一般为65%～70%。

4. 轧钢厂生产废水处理设计

(1) 热轧厂废水处理设计

① 处理技术方案的选择。热轧厂的直接冷却水通常构成浊循环水系统，根据轧机种类和用户的不同，一个热轧厂可能同时存在几个浊循环水系统。大型的热速轧带钢厂通常由三个以上的浊循环水系统组成。在确定处理方案时，应根据用户对水质要求的不同，分别采取粗处理和精处理两种不同的方法，来处理不同的浊循环水系统。常用的浊循环水系统有一次沉淀系统、二次沉淀冷却系统、二次旋流压力过滤冷却系统、旋流压力过滤冷却系统等。轧钢浊循环水系统应在满足工艺对水质、水温、水压的要求及环境保护要求的前提下，根据一次投资、运行费用及占地面积等因素进行选择。

② 热轧厂废水处理设计参数

a. 铁皮坑用以去除粗大颗粒，停留时间2min，平均流速0.05～1m/s，铁皮坑长宽比为1∶2～1∶5。

b. 沉淀池采用平流式沉淀池或旋流沉淀池。平流沉淀池停留时间30min，水平流速3～6mm/s，表面负荷一般采用0.5～0.7$m^3/(m^2 \cdot h)$，当采用磁凝聚和投加絮凝剂或后级有过滤处理时，可采用2.7～5.7$m^3/(m^2 \cdot h)$。旋流沉淀池的设计负荷应由试验确定，但一般用25～30$m^3/(m^2 \cdot h)$，停留时间可采用6～10min，作用水头为0.5～0.6m，进水管流速为1～1.2m/s，管嘴水平夹角采用50°～60°。

c. 压力式滤池滤速为40m/h，进水压力0.25～0.35MPa，过滤周期12h，压缩空气反冲洗时间8min，反冲洗压力70kPa；用水反冲洗14min，反冲洗强度40$m^3/(m^2 \cdot h)$，反冲洗压力50kPa。滤料级配是上层无烟煤，粒径4mm，填充高度1500mm；石英砂，粒径1.8mm，填充高度600mm；卵石垫层由上至下6～12mm、12～18mm、18～25mm、25～38mm四层，共400mm高。

③ 处理构筑物的设计计算。处理方案确定后，即可着手进行处理构筑物的设计计算。主要应计算的处理构筑物是铁皮坑和沉淀池，如有试验资料，则可按试验结果确定的参数进行设计计算。如无试验资料，可按上面给出的经验参数数据进行计算。压力滤池（器）一般有定型产品，可根据处理水量进行选用。

④ 总平面布置与高程布置。新建企业的废水处理系统应与主体生产工艺实行“三同时”，总图及高程布置应相互协调，水处理岗位可相对集中。原有企业的技术改造项目，可视具体的场地情况进行合理布置。

(2) 冷轧厂废水处理技术设计

① 处理技术方案的选择。目前国内有三套引进的冷轧带钢废水处理装置，其中两套由原西德引进，处理普通冷轧带钢厂的废水，另一套由日本引进，处理冷轧硅钢片厂的废水，这些装置可以代表国外20世纪70～80年代的处理工艺技术和装备水平。在确定冷轧厂废水处理技术方案时，上述几套处理装置可予以借鉴。对乳化液的处理，已倾向于采用超滤法，在方案选择时应给予考虑采用。

②冷轧厂废水处理技术设计参数。冷轧废水的水量和水质随轧机种类、生产能力、机组组成、工艺和操作水平等因素而异，采用同种轧机，在产量和产品品种相同的情况下，由于工艺方式的不同，用水量及废水水量和水质的差别也是很大的。目前冷轧废水的处理尚缺乏统一的技术设计参数，应根据试验资料确定相应的技术参数。

5. 沉淀除油冷过滤处理武钢1700mm热轧带钢厂废水

武钢热连轧带钢厂于1978年建成投产，年产钢轧板、卷310万吨，水处理设施由日本千代田公司设计。

(1) 废水来源、设计水量及水质

① 粗轧铁皮废水，来自加热炉冲铁皮、轧辊、水冲氧化铁皮沟等部位。设计水量65.6m^3/min，氧化铁皮含量1470mg/L及含油。

② 精轧铁皮废水，来自精轧机轧辊冷却、破磷机、卷取机。设计水量135.5m^3/min，氧化铁皮含量260mg/L及含油。

③ 热输出辊道废水，来自热输出辊道和带钢层流冷却。设计水量181.9m^3/min，含氧化铁皮。热输出辊道循环水出水温度为44℃。

④ 烟雾净化废水，来自排烟除尘机。设计水量2m^3/min，含细颗粒粉尘。

(2) 废水处理工艺流程　上述各类废水，经处理后又回用于生产，构成不同的浊循环水系统。

① 粗轧、精轧浊循环水系统。粗轧、精轧废水经去除氧化铁皮、除油和冷却处理后，用泵送回粗轧、精轧的高压、常压、除磷用水，并向快速过滤器提供反冲洗水，处理工艺流程分别如图39-3和图39-4所示。

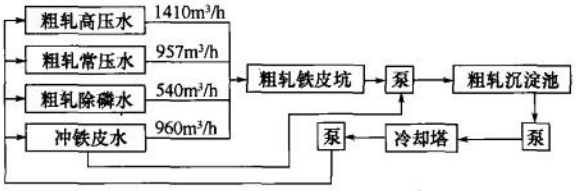


图39-3　粗轧浊循环水系统工艺流程

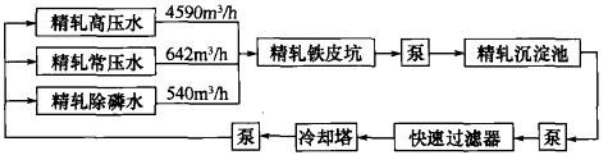


图39-4　精轧浊循环水系统工艺流程

② 热输出辊道和卷取机浊循环水系统。热输出辊道和卷取机浊循环水系统工艺流程分别如图39-5和图39-6所示。

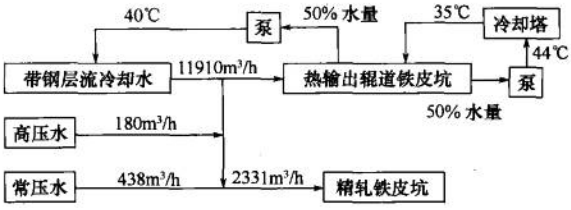


图39-5　热输出辊道浊循环水系统工艺流程

(3) 烟雾净化浊循环水系统　采用混凝沉淀方法通过浓缩池净化，与粗轧、精轧二次铁皮沉淀池的浓缩池出水一起排入吸水井后用泵送回排烟除尘机，如图39-7所示。

(4) 污泥脱水系统　浊循环水污泥脱水系统工艺流程如图39-8所示。

(5) 主要处理构筑物与设备　见表39-2。

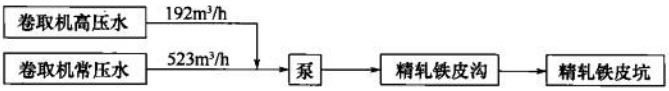


图 39-6　卷取机浊循环水处理工艺流程

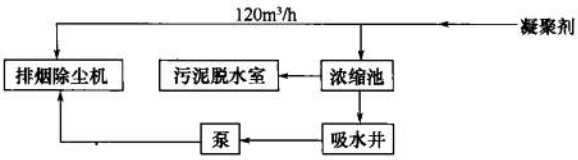


图 39-7　烟雾净化浊循环水系统工艺流程

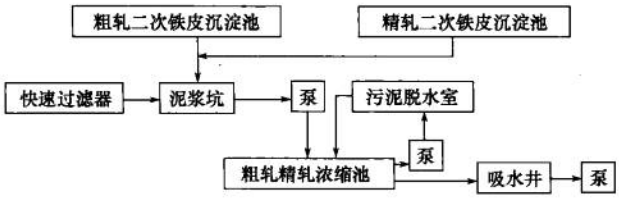


图 39-8　浊循环水污泥脱水系统工艺流程

表 39-2　主要处理构筑物与设备

名　称	单位	数量	形式及规格	主要工艺技术参数
粗轧铁皮坑	个	1	27m×12.5m×19.1m,有效容积 1000m³	停留时间 15min
精轧铁皮坑	个	1	40m×12.5m×16.1m,有效容积 1580m³	停留时间 12min
热输出辊道铁皮坑	个	1	46m×12.5m×11.2m,有效容积 1288m³	停留时间 10min
粗轧二沉池	座	1	12.5m×41m×4.5m,二格	表面负荷 3m³/(m²·h),停留时间 62min
精轧二沉池	座	1	12.5m×57m×4.5m,二格	表面负荷 6m³/(m²·h),停留时间 30min
快速过滤器	台	10	ϕ=5.2m,H=8.1m	反洗周期>12h,反洗时间 14min
二沉池污泥浓缩池	座	2	浓缩池面积 153.9m²	表面负荷 1m³/(m²·h),停留时间 3h
烟雾净化污泥浓缩池	座	1	浓缩池面积 153.9m²	表面负荷 0.8m³/(m²·h),停留时间 4h
真空过滤机	台	3	外滤式转鼓真空过滤机转鼓直径 Φ1.8m	每台处理能力 800kg(干料)/h,转速 1～0.1r/min

(6) 处理效果与主要技术经济指标　分别见表 39-3 和表 39-4。

表 39-3　处理效果

水质指标	粗轧				精轧					
	铁皮坑出水		二沉池出水		铁皮坑出水		二沉池出水		快滤器出水	
	设计	实测	设计	实测	设计	实测	设计	实测	设计	实测
油/(mg/L)	—	34.8	—	28.9	—	8.9	10～20	11.7	5～15	11.1
悬浮物/(mg/L)	300	73.5	30	10～50	250	92	80	10～50	10～30	1～30

表 39-4 主要技术经济指标

项目	单位	指标	项目	单位	指标
生产总用水量	m^3/h	最大 34680，平均 33786	占地面积	m^2	39000
循环水用水指标	m^3/t 钢	72			
装机容量	kW	21525	建筑面积	m^2	17300
电耗	$kW \cdot h/m^3$	按装机容量计为 0.637，按工作电容量计为 0.445	基建投资	万元	5200

(7) 工程设计特点和经验教训

① 水处理设施可满足热轧生产要求，有较高的自动化操作水平和较高的循环率。

② 水处理工艺偏于保守，如可用水力旋流沉淀池取代铁皮坑和二次铁皮沉淀池。

③ 除油设施不够完整，缺少移动式除油泵。

④ 原设计忽视了溶解氧的腐蚀影响，藻类繁殖迅速，增加水稳定措施并在冷却塔集水池顶设盖板后，取得缓蚀阻垢的效果，藻类的繁殖也明显减少。

⑤ 原设计的水处理岗位过于分散，不利于运行管理。

⑥ 原油设计快滤器出水含油偏高（5～15mg/L），实测出水含油率与二沉池出水相近，快滤器几乎对油没有去除作用，应强化除油净化工序。

6. 物化法综合处理上海宝钢总厂冷轧厂废水

宝钢 2030mm 冷轧厂生产线从国外引进，设计生产量 210 万吨，产品有普通钢、深冲钢及特深冲钢，其中冷轧带钢 160 万吨，热镀锌带钢 35 万吨，电镀锌带钢 15 万吨。

(1) 废水来源、设计水量及水质　宝钢冷轧厂生产废水主要有乳化液废水、含铬废水和硫氰化钠废水。

① 含油及乳化液废水。来自冷轧厂的连轧机、平整机、纵切横切机、重卷机、热镀锌、涂层、压形板、电镀锌、连续退火、磨辊等机组，含乳化液矿物油、油脂及固体物质。平均流量 $11.5m^3/h$，最大流量 $15.5m^3/h$。

② 含铬废水。电镀锌机组的封闭处理段产生的废水，包括高浓度含锌废液和稀铬漂洗水。前者流量 $0.2～0.3m^3/h$，含六价铬 2000mg/L；后者平均流量 $15m^3/h$，六价铬浓度 200mg/L。此外，热镀锌和涂层机组也有少量含铬废水排放。

③ 酸碱废水。来自捆带、酸洗、盐酸再生、电镀锌、连续退火等机组及保护气体发生站。此外，冷轧废水的铬酸还原处理，硫氰化钠处理水以及超滤渗透液和清洗液属于由废水治理机组产生的酸、碱废水。冷轧厂酸、碱废水总量为 $320m^3/h$。

④ 浓酸溶液。产生于酸洗机组，一般要再生回收。

⑤ 硫氰化钠废水。来自煤气清洗、加压机组，发生量每天确定 $1m^3$，含硫氰化钠 300g/L。

(2) 废水处理工艺流程　该废水处理系统工艺流程如图 39-9 所示。

乳化液废水收集于贮槽内，用蒸气间接加热，静止分离油与油泥，槽内设有刮泥机，进行机械刮泥并驱油。被驱于贮槽一端的浮油用带式除油机吸附分离，底部被刮泥机集中的污泥，用偏心螺杆泵打入污泥浓缩池。位于贮槽中部的乳化液，通过浮动吸水软管，由泵打入机械过滤器，过滤后进入油水分离槽，分离后进入压力式纸质滤器后流入工艺水槽，再用泵打入超滤装置，经两级超滤浓缩后，最终离心分离，得到浓度为 90%的废油，集于废油贮槽内，回收后利用酸洗机组产生的废酸液收集于贮槽内，作铬酸的还原利用。

电镀机组的高浓度含铬废液用阳离子交换器除去杂质后可再用。离子交换器的再生废液和其他含铬废水采用化学还原法处理，硫氰化钠废水由次氯酸钠进行氧化处理，反应时需加石灰乳及盐酸调节 pH 值。

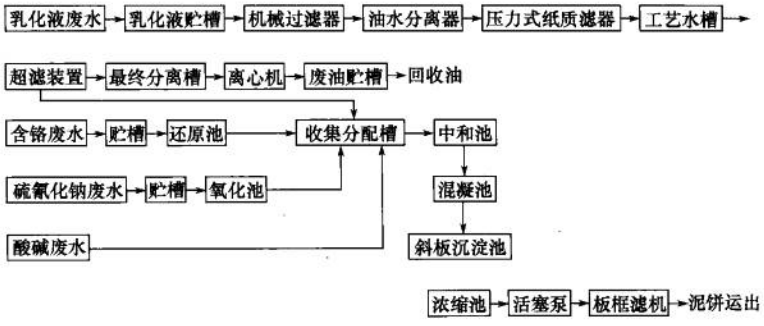


图 39-9　宝钢冷轧废水处理工艺流程

各种酸、碱等废水经氧化、还原处理后，连同超滤系统及浓缩池排水，板框压滤机的滤液等集中收集于分配槽，再经前后两级中和处理后进入混凝池，投加高分子絮凝剂后，流入异向斜板沉淀池（国外称兰美拉沉淀池）净化，净化后的废水经 pH 值最终控制槽排放。

(3) 主要构筑物和设备　见表 39-5。

表 39-5　主要构筑物和设备

处理系统	构筑物与设备	单位	数量	设计参数与规格尺寸
含油废水处理系统	含油废水贮槽	个	2	$V=500m^3$，$Q=16m^3/h$，以 $Q=20m^3/h$ 设计
	带式除油机	台	2	$Q=500L/h$，含油 24000～69000mg/L，COD 4700mg/L
	机械过滤器	台	3	ϕ1200mm
	油水分离槽	个	2	$V=20m^3$
	压力纸质过滤器	台	2	$Q=20m^3/h$，4500mm×1900mm×2500mm
	工艺水槽	个	1	$V=50m^3$
	一级超滤循环槽	个	1	$V=35m^3$
	一级超滤清洗槽	个	1	$V=16m^3$
	一级超滤装置	套	8	每套由 20 个超滤管组合
	二级超滤循环槽	个	1	$V=35m^3$
	二级超滤清洗槽	个	1	$V=10m^3$
	二级超滤装置	套	4	出水含油 5～10mg/L，COD 约 800～1000mg/L
	最终分离槽	个	1	$V=20m^3$
	离心分离机	台	1	$Q=4000L/h$
	废油贮槽	个	1	$V=20m^3$
浓铬酸处理系统	废铬酸槽	个	1	$V=4m^3$
	再生废液槽	个	1	$V=3m^3$
	阳离子交换器	个	2	$H=2.0m$，$\phi=1.0m$
	空压机	台	1	$Q=15.6m^3/h$，$P=0.2MPa$
	硫酸贮槽	个	1	$V=2m^3$
	再生酸槽	个	1	$V=1m^3$
	纯化铬酸槽	个	1	$V=4m^3$
	再生酸搅拌器	个	1	$N=0.55kW$
稀铬废水处理系统	含铬废水收集槽	个	1	$H=8.35m$，$\phi=2.80m$
	铬酸还原池	个	1	2.5m×2.5m×2.5m
	机械搅拌器	个	1	$N=3kW$

续表

处理系统	构筑物与设备	单位	数量	设计参数与规格尺寸
硫氰化钠废水处理系统	收集槽	个	1	$V=6m^3$
	氧化池	个	1	$V=12m^3$
	机械搅拌器	个	1	$N=3kW$
	次氯酸钠贮槽	个	1	$V=40m^3$
	抽气风机	台	1	$Q\leqslant1000m^3/h$
	废气清洗塔	个	1	$H=1.5m$，$\phi=0.4m$
中和及混凝处理系统	石灰贮仓	个	1	$V=100m^3$
	硝化装置	套	2	500kg/h CaO
	石灰乳槽	特	2	$V=5m^3$
	盐酸投加装置	个	1	
	收集分配槽	个	1	5.0m×2.0m×1.6m
	中和槽	个	4	4.0m×4.0m×2.5m
	混凝池	个	2	
	斜板沉淀池	个	2	2.73m×7.80m×3.50m
污泥浓缩脱水处理系统	板框压滤机	台	2	1200mm×1200mm，95 块
	浓缩池	个	1	$H=5m$，$\phi=10m$

（4）处理效果　外方对机组的保证值为：悬浮物 30mg/L；pH 值 6.5～9.0；总铬 0.5mg/L（还原槽出口）；铁 2mg/L；含油量 5mg/L；COD 400mg/L；BOD_5 25mg/L。

二、钢铁企业及特钢厂废水处理技术

这里所述的钢铁企业多指钢铁大中型企业，包括鞍钢、宝钢、包钢、首钢、济钢、太钢、昆钢、唐钢、武钢、攀钢、湘钢、沙钢、北钢、芜钢、萍钢、南钢等。特钢中有一种是真正的特种钢，如不锈钢、造船钢板型钢，机械加工中用的特种钢材，如高速钢、合金钢、镍铬钢、锰钢、钨钢等，还有一种是将钢锭或钢坯等加工成板材、线材、型钢等。特钢厂或称分厂其废水处理与大中型钢铁企业基本类同。

1. 首钢废水处理及回用技术

最近 10 多年来，我国钢铁工业飞速发展，钢产量连续多年名列世界第一。与此同时也带来了对水环境的污染，加重了水资源匮乏的危机，缺水已影响到某些企业的持续发展，因此有些企业积极开展废水的回收利用，把钢铁企业排放的废水经合理处理后，作为工业冷却水的补给水、锅炉用补给水，以替代新鲜水的用量。膜处理技术既有分离、浓缩纯化等功能，又有高效、节能分子及过滤的特性，已被广泛应用，是当今水处理技术中最重要的工艺之一。2006 年首钢动力厂采用了超滤（UF）-反渗透（RO）工艺回收污水处理厂的外排水，经处理后 $300m^3/h$ 初级脱盐水作为动力厂工业循环水的补给水。其处理工艺流程如图 39-10 所示。

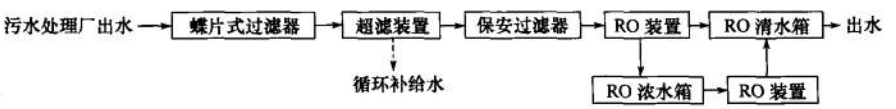


图 39-10　首钢回用水处理工艺流程

为了提高废水的回收利用率，工程将 RO 装置产生的浓水，经 RO 装置再处理后，将脱盐的淡水作为工业冷却循环水的补给水。超滤出水的浊度最高为 0.15NTU，最低为 0.10 NTU，去

除率为99.92%左右，污染指数SDI≤3；水的回收率达90%。RO脱盐率≥98%（三年内），RO水的回收率≥75%。近年的运行实践表明，基本上达到了原设计要求，每年回收250万吨淡水，在节能减排工作中取得了一定成就，出水主要水质指标见表39-6。2007年济钢也应用类似的双膜法工艺处理回收废水，回收水量约638万吨/年，作为全厂循环冷却水的补给水。该工程目前已投入运行。

表39-6　首钢污水处理厂的出水主要水质指标　　单位：mg/L

项目	数值	项目	数值	项目	数值	项目	数值
K^+	35.7	F^-	5.8	铁	0.0192	矿物油	2.2
Na^+	171	NO_3^-	33.9	锂	<0.01	SS	13
Ca^{2+}	84.2	S^{2-}	<0.05	锰	0.053	亚硫酸盐	4.6
Mg^{2+}	32.2	钡	0.098	铜	<0.0008	总硬度(以$CaCO_3$计)	343
NH_4^+	3.82	铝	0.124	锌	0.04	暂时硬度	190
HCO_3^-	232	锶	0.58	电导率/(μS/cm)	1260	永久硬度	153
SO_4^{2-}	196	PO_4^{3-}	0.3	pH值(无量纲)	7.64	总碱度	190
CO_3^{2-}	0	余氯	0.13	COD_{Cr}	11.5	溶解性总固体	1060
Cl^-	265	偏硅酸	19.1	BOD_5	5.3		

采用双膜工艺处理首钢污水，利用出水作为循环冷却水的补充水的各项指标中绝大部分指标能满足《城市污水再生利用 工业用水水质》（GB 19923—2005）的要求，甚至大大优于标准要求。但钢铁厂循环冷却用水的补给水是否都要采用双膜工艺处理呢？实际上单膜工艺即采用超滤就完全能满足要求。RO级膜可以省去不用，在技术上和经济上都很合理。如果要将其作为钢铁厂锅炉用水的补给水，则用双膜工艺处理是合理的，随着锅炉等级的不同和对水质要求的不同，单用双膜法处理可能还不能完全满足要求，用RO处理可能一级还不行，要两级RO，如洛阳石化厂；或者在RO一级出水后再辅以混床或EDI工序才能达到锅炉用水的补给水水质要求，这在国内已有实践可循，如内蒙托克托电厂、新疆独山子石化公司等都已成功应用。

应分别监测超滤膜出水水质与RO膜出水水质，列出单膜与双膜两种运行状况的出水水质，对系统进行分析研究做出可靠的结论，达到分质供水的合理效果。

2. 东北某特钢厂（新建钢铁企业）废水处理实例

该厂设计的主要产品是将钢锭、钢坯轧制加工成板材、线材、钢带、扁钢、型钢等产品。该企业废水处理的设计方案与工艺流程如图39-11所示。

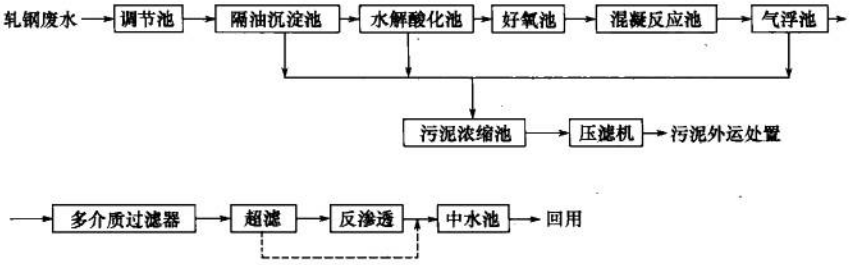


图39-11　东北某特钢厂废水处理工艺流程

轧钢综合废水首先进入调节池调节均质，之后流入隔油沉淀池进行除油和初次沉淀，然后进入水解酸化池进行水解酸化后流入好氧池，进行好氧氧化后，再流入混凝反应池投加混凝剂和助

凝剂进行混合反应后流入气浮池进行固液分离，分离水流入多介质过滤器过滤后入超滤、反渗透膜处理，最终流入中水池，回用主要作为循环冷却水的补给水利用。气浮池污泥浮渣、初沉池污泥及水解池污泥流入污泥浓缩池，污泥脱水后的干污泥（含水70%左右）外送处置。

作为循环冷却水的补充水水质要求也很不统一，按国家标准要求处理工艺中用到一级膜处理的水质完全可以达到循环冷却水补充水的水质要求，因此不一定要上两级膜处理，即所谓双膜法，这会给基本建设和运行费用增加较大的投入，又因膜管一般运行2～3年就要更换，也给经常维护带来麻烦和投入，除非有特殊要求，一般用一级膜处理效果就很好。上两级膜处理UF+RO的企业多数是为了给锅炉补给水的要求水质而设置，尤其是脱盐、除硬度等。有时在RO膜的使用上还要用到两级RO，RO膜后面还要增加混床或EDI才有保障，对高压和超高压锅炉的企业，如发电厂、大型企业的锅炉动力车间等，是应该这样考虑的。建议当上两级膜处理时，对循环冷却水的补充水由一级超滤引出，而当要作为锅炉补给用水时再经RO膜处理后增加混床或EDI，这样设计是比较合理、经济、可靠的。

3. 红河钢厂高炉煤气余能(2×25MW) 工程锅炉补给水处理系统实例

(1) 工程概况

① 红河钢厂高炉煤气余能发电工程装机容量为2×25MW机组。主要技术参数如下：锅炉型号JG-130/3.82-Q型煤气锅炉；额定蒸发量130t/h；最大蒸发量150t/h；额定蒸汽压力3.82MPa（过热器出口）；额定蒸汽温度450℃（过热器出口）；给水温度104℃；空气预热器进风温度20℃；发电机型号QF30-2型；额定功率25MW；最大功率28MW；额定进汽量108t/h；最大进汽量122t/h；主汽门前蒸汽压力3.43MPa；主汽门前蒸汽温度435℃。

② 锅炉补给水处理

a. 水源采用水库水，采用如下工艺处理。

聚合氯化铝　聚丙烯酰胺　　二氧化氯
↓　　↓　　↓
水库来水→斜板沉淀池→虹吸滤池→清水池

2008年1月2日红河钢厂净水站出水水质资料见表39-7。

表39-7　2008年1月2日红河钢厂净水站出水水质资料

序号	分析项目	数值	序号	分析项目	数值
1	外观	微黄浑浊	16	硅酸根/(mg/L)	1.50
2	浊度/NTU	10.30	17	腐殖酸盐/(mg/L)	0.32
3	pH值	7.97	18	二氧化碳/(mg/L)	未检出
4	硬度/(mmol/L)	3.64	19	电导率(25℃)/(μS/cm)	311.00
5	钙硬度/(mmol/L)	2.22	20	溶解固形物/(mg/L)	307.00
6	镁硬度/(mmol/L)	1.42	21	悬浮固形物/(mg/L)	5.00
7	酚酞碱度/(mmol/L)	未检出	22	全固形物/(mg/L)	312.00
8	全碱度/(mmol/L)	2.10	23	灼烧减量/(mg/L)	122.00
9	COD/(mg/L)	3.92	24	Cu^{2+}/(μg/L)	未检出
10	Ca^{2+}/(mg/L)	44.49	25	Na^{+}/(mg/L)	17.08
11	Mg^{2+}/(mg/L)	17.25	26	K^{+}/(mg/L)	2.44
12	全铁/(μg/L)	990.22	27	CO_3^{2-}/(mmol/L)	未检出
13	Cl^{-}/(mg/L)	29.00	28	HCO_3^{-}/(mmol/L)	2.10
14	PO_4^{3-}/(mg/L)	3.00	29	OH^{-}/(mmol/L)	未检出
15	SO_4^{2-}/(mg/L)	未检出			

注：最好应按生活饮用水系统用水水源的水质要求项目全面检测。

b. 锅炉补给水处理流程。预处理系统（混凝、澄清、过滤）→ 软化 → 膜处理系统（超滤UF+两级反渗透）→ 室外成品水箱 → 室内成品水泵 → 主厂房

预处理系统采用以下工艺流程：净水站来水 → 直流凝聚 → 无阀滤池（2×50t/h）→ 清水箱（1 台 150m³）→双滤料过滤器（2 台 *DN* 2800mm）

预处理系统出水浊度≤2NTU，COD_{Mn}≤2mg/L。经膜处理后最终产品水的质量，应符合《火力发电机组及蒸汽动力设备水汽质量》（GB/T 12145—2008）中的一级除盐加混床系统出水水质要求：电导率（25℃）<0.3μS/cm；二氧化硅<0.02mg/L；硬度≈0。

c. 系统要求。膜处理系统设计成两列，每列设计出力为 20t/h，两列设备同时运行，总处理能力应达到 40t/h。

膜处理系统、双滤料过滤器、软水器、水泵、加药装置等设备布置于室内，房间尺寸为 43.2m×18.5m；无阀滤池、水箱布置在室外。

（2）技术条件

① 膜处理器件

a. 膜处理系统由超滤、反渗透两部分组成，每部分设两台相应的膜器件。

b. 各级膜器件应能保证：当膜系统进水满足出水浊度≤2FTU，COD_{Mn}≤2mg/L 时，其出水水质符合一级进水的要求，系统最终产水符合出水水质要求。

c. 考虑到各种运行因素及膜寿命期间透过能力的正常衰减，各级膜器件应能保证单台串联运行时的最终纯水产量稳定达到 20t/h，且回收水率不低于担保值。

d. 在正常进水质量、运行参数和清洗保养的前提下，各级膜器件应能保证实际运行寿命不低于担保值，膜器件的结构应能满足快速更换、组装的要求。

e. 超滤膜采用 KOCH 产品。

f. 反渗透系统采用二级反渗透：一级反渗透产水（回收率按 75%设计）进入二级反渗透，一级反渗透浓水收集至浓水箱，用于过滤器反洗；二级反渗透浓水返回至超滤出水箱；一级反渗透和二级反渗透之间设中间水箱及二级提升泵；二级反渗透回收率按 85%设计，水通量不大于 36L/h，一级反渗透回收率按 75%设计，水通量不大于 21L/h。反渗透膜选用 KOCH 进口产品。

g. 超滤膜正常使用寿命：不低于 4 年。超滤系统出水水质：SDI 小于 3（三年内），浊度小于 0.1NTU，TSS 小于 1mg/L。超滤系统平均水回收率：92%。

h. 反渗透膜正常使用寿命不低于 4 年。反渗透脱盐率，第一年大于 98%，第二年大于 96%。

② 要保证膜处理出水达到电导率<0.3μS/cm，SiO_2<0.02mg/L，硬度≈0，稳定出水水质，采用混床或 EDI 是必要的，因为电导率要达到<0.3μS/cm，相当于在混床前为一级除盐，而用混床作为二级除盐，混床出水的电导率为 0.2μS/cm 以下，SiO_2 含量小于 20μg/L，可制取获得纯度更高的水。

混床是将一定比例的阳、阴离子交换树脂置于同一交换器中，混合均匀后运行。混床作为二级除盐，由于进水的水质较好，同时运行周期较长，失效终点一般以测定出水水质（电导率或 SiO_2）来控制，也可以在周期制水量达到设定值时进行再生。

⊙本文作者：王晓东，姚奋进，陈东升，毛永译，周国成

第四十篇

矿业稀土冶炼工业生产废水处理技术与升级改造实例

一、处理技术与升级改造概述

稀土冶炼厂是稀土分离的专业企业，产品主要是稀土物氧化物和稀土氯化物，主要生产原料是稀土精矿、草酸、盐酸、液酸、碱、萃取剂等，生产工艺如下。

HCl　液碱（原工艺为氨水）草酸　P507/煤油　草酸（原工艺为尿素）、纯碱

↓　↓　↓　↓　↓

矿土→溶解→过滤→料液→皂化→调 pH 值→萃取分离→沉淀→离心→焙烧→成品

早期生产过程中皂化阶段使用的原料是氨水，沉淀阶段使用的原料是尿素，产生的废水不但水量大，而且排放的生产废水中氨氮、COD_{Cr}等污染物也较高，给废水处理带来难度。以徐光宪院士为首的我国科学家经长期的试验研究改进了稀土分离的生产工艺，因此我国的稀土生产企业都进行了技术改造，将原料中的部分碳酸矿全部用氧化物矿代替，工艺生产中的皂化阶段用液碱代替氨水，沉淀阶段用草酸代替尿素，使生产废水水量减少 1/3，而且污染物浓度也降低了，尤其是解决了废水处理长期存在的氨氮超标问题。

二、项目概况

1. 企业概况

宜兴市长江稀土冶炼厂是稀土分离的专业工厂，是和桥镇的重点骨干福利企业；创建于 1989 年 6 月，现有稀土分离生产线两条，年分离离子型精矿 500t 和北方氯化稀土 1400t。

2. 项目介绍

该厂有完善的污水处理设施，包括日处理 720t 的工业废水治理设施 1 套，环保总投资 850 万元，其中有 650m³ 的中和调节池 2 座，澄清物化曝气池 2 座，每座 800m³，锅炉顺风除尘器 1 台，煤气发生炉 2 个，焙烧高档产品电窑（炉）3 个，工业废渣暂存库 800m³，新增不锈钢带式压滤机 1 台，中和搅拌器 4 台，排水电泵 4 台，美国进口 NH_3-N 测定仪 1 台和 pH 测定仪 1 台。

该厂在 2007 年环保整治过程中做了大量的实质性工作，2007 年 6 月至 2008 年 5 月提标升级工程改造投资 383 万元，具体如下。

· 对生产工艺进行了彻底改造，把原来的液氨皂化改为液碱皂化，将碳铵沉淀产品更改为纯碱或草酸沉淀产品，杜绝氨氮，全年增加生产成本 1487 万元。

· 增加环保设施、设备，增加第一中和池 2 座，搅拌器 2 台，带式压缩机 1 台和美国进口的 NH_3-N 监测仪，总投资 80 万元。

· 从原料上进行控制，原来可以进碳酸矿，现在一律不进，全部进氧化物矿，彻底从进矿方面进行控制，全年增加进矿成本 150 万元。

· 全方位整治整个厂区，虽然该厂是一个老企业，厂房硬件条件不好，但是该厂进行统筹规划和安排，对沟渠进行全方位修复及调整，新建废渣库房，对污水沟进行重新防腐，对两污水管

道进行规划施工。现已对污水沟 1285m 重新防腐，建成雨水沟 1860m，总投资 35 万元。

· 新增监测仪器和中控设备，投入资金 85 万元。

· 对酸雾装置进行维修，增加引风机 5 台，对原来的设施全部检修一次，投资 8 万元。

· 对煤场进行重新布局，彻底改变原来的露天堆放，重建浇水泥 1000m² 场地和建 1000m² 煤场库房，投资 36 万元。

· 对生活污水处理设施进行彻底改造，更改为地埋式，总投资 15 万元。

· 对全厂人员进行培训，从思想上彻底认识环保工作的重要性，杜绝了原来的脏、乱、差现象，对整个厂区的管道也进行了修整，并派员到其他企业学习，取长补短，吸取精华。

· 整个流水线进行业务培训，做好各类台账和原始记录，做到有账可查。

· 规范整个厂区的物料堆放，杜绝乱堆放和管道乱拖乱拉，对进来的物料全部堆放入库，还准备重新建库房 800m²，杜绝软管使用，做到规范化管理和运作，使整个厂区做到整洁、卫生，工作环境有较大的改观。

· 搞好厂区的硬件设施和绿化工作，对厂门和绿化工作进行大手笔改造，总投资 80 万元，使整个厂区的面貌焕然一新。

3. 节能减排量

该厂 2007 年工业废水排放量为 26 万吨，COD_{Cr} 排放量 26t，5 月完成提标工程，平均排放浓度从 100mg/L 提标到 80mg/L，按 7 个月计算排放量，工程 COD_{Cr} 减排量＝污水排放量×提标前后排放浓度差×7/12＝26×（100－80）×7×12＝3.03t。

2008 年以来，该厂继续加强管理，按江苏省《太湖水污染物排放标准》（DB 32/T 1072—2007）执行，并向《城镇污水处理厂污染物排放标准》（GB 18918—2002）一级 A 标准看齐，努力符合国家对太湖流域全面治理的目标和要求。

由于厂址处于太湖二级水源保护区，太湖应作为重点环境保护目标。水环境现状监测评价因子中增加非离子氨，总磷，废水监测评价因子中应增加氨氮、总氮、总磷。

三、稀土冶炼废水处理工艺技术与实例

长江稀土冶炼厂地处太湖流域，生产废水的处理要求与排放标准要求很高，要求严格执行《太湖地区城镇污水处理厂及重点工业企业主要水污染物排放限值》（DB 32/T 1072—2007）表 3 中的标准，其中 pH 值 6～9，COD_{Cr}≤80mg/L，氨氮≤5mg/L，总磷≤0.5mg/L，总氮≤15mg/L，这 5 个指标是环保部门要求的监测项目。

1. 废水处理工艺流程

图 40-1 是该厂废水处理工艺流程。生产废水从各车间汇集通过排水管道排入第一中和调节池，由于综合废水 pH 值一般在 4 左右，在第一中和调节池投加石灰乳液进行石灰乳液酸碱中和反应，在中和池设置搅拌机一台，通过搅拌均匀混合反应。第一中和调节池中酸碱反应完全彻底，此时 pH 值为 6～7，然后流入第二中和调节池再投加微量的石灰乳液，pH 值维持 7～8，再流入中

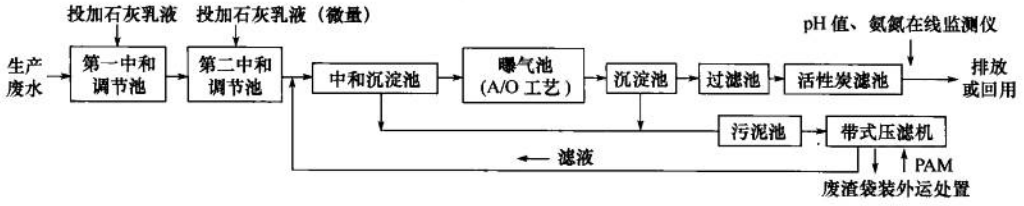


图 40-1　长江稀土冶炼厂废水处理工艺流程

和沉淀池，进行初级沉淀，沉淀出水流入 A/O 工艺的曝气池，进行好氧生化处理后再流入沉淀池进行泥水分离。后流入深度处理的过滤器，经活性炭滤池把关处理后，出水排放或回用。前级中和沉淀池污泥和后级沉淀池污泥排入污泥池，经带式压滤机脱水的泥渣装袋外运处置。

2. 主要处理设施、设备情况

表 40-1 是主要处理设施、设备情况。

表 40-1 主要处理设施、设备情况

设施设备、材料名称	数量	单位	规格及型号	材 质	费用/万元
石灰乳溶解池	2	台	$40m^3$	混凝土结构/FRP	8
高位塔	2	台	$30m^3$	混凝土结构/FRP	10
第一中和调节池	3	座	$40m^3$	混凝土结构/FRP	12
第二中和调节池	2	座	$750m^2$	混凝土结构/FRP	40
沉淀箱	2	座	$DN5000\times9000$ $100m^3$	碳钢衬胶	36
曝气池	2	座	$1000m^3$	混凝土结构/FRP	80
深度处理器	3	座	$DN5000\times7500$ $80m^3$	碳钢衬胶	30
碳乳加药泵	3	台	3kW	过流材质耐腐蚀	6
废水泵	2	台	3kW	过流材质耐腐蚀	4
提升泵	4	台	7.5kW	过流材质耐腐蚀	16
第一中和调节池搅拌器	2	台	5.5kW	液下部分防腐	6
第二中和调节池搅拌器	2	台	7.5kW	液下部分防腐	6
罗茨板机	2	台	7.5kW		10
板推压滤机	1	套	处理能力 5t/d	不锈钢	20
NH_3-N 测试仪	1	台		美国进口	22
合计					306

3. 废水处理投资额

设备投资 306 万元，管道及附件 32 万元，设计费用 20 万元，施工费用 25 万元，合计 383 万元。

4. 处理水量

年产稀土氧化物和稀土氯化物设计能力分别为 500t/年和 1400t/年，污水处理设计能力为 $1200m^3/d$，监测期间稀土氯化物是稀土氧化物实际产量分别为 1.5t/d 和 3.5t/d，产生废水量为 $1000m^3/d$，排放量为 $800m^3/d$。

5. 监测结果

表 40-2 是环境监测站水质检测报告。

表 40-2 某环境监测站水质检测报告 单位：mg/L

样品号及标准	pH 值（无量纲）	COD_{Cr}	氨氮	总磷	总氮	SS	动植物油	石油类	阴离子洗涤剂	色度/倍	大肠菌群/(个/mL)	BOD_5
原水 1	4.35	275	18.7	0.39	22.0							
原水 2	4.02	382	24.7	0.35	27.2							
原水 3	4.10	408	21.8	0.53	25.8							

续表

样品号及标准	pH 值（无量纲）	COD_{Cr}	氨氮	总磷	总氮	SS	动植物油	石油类	阴离子洗涤剂	色度/倍	大肠菌群/(个/mL)	BOD_5
原水平均值	4.16	355	21.7	0.42	25.0							
排放口 1	7.20	45	1.64	0.11	6.53							
排放口 2	7.33	48	1.43	0.15	4.17							
排放口 3	7.29	49	0.91	0.16	2.57							
排放口平均值	7.27	47	1.33	0.14	4.42							
《太湖地区城镇污水处理厂及重点工业行业主要水污染物排放限值》(DB 32/T 1072—2007)表 3 中的标准	6～9	≤80	≤5	≤0.5	≤15							
《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)												
一级 A 标准	6～9	≤50	5(8)	≤0.5	≤15	≤10	≤1	≤1	≤0.5	≤30	$\leq 10^3$	≤10
一级 B 标准	6～9	≤60	8(15)	≤1.0	≤20	≤20	≤3	≤3	≤1.0	≤30	$\leq 10^4$	≤20

注：DB 32/T1072—2007 表 3 中的标准；总 α 放射性为 1.0Ba/L；总 β 放射性 10Ba/L。

该稀土冶炼厂原水水质平均 pH 值为 4.16，COD_{Cr} 355mg/L，氨氮 21.7mg/L，总磷 0.42mg/L，总氮 25mg/L；排放口水质平均 pH 值为 7.27，COD_{Cr} 47mg/L，氨氮 1.33mg/L，总磷 0.14mg/L，总氮 4.42mg/L，这 5 项水质均达到 DB 32/T 1072—2007 表 3 中的标准，实际水质优于标准值。

四、讨论与评论

早期稀土冶炼企业由于采用碳酸矿原料及在皂化工序中采用氨水，沉淀工艺中采用尿素，而使生产废水水量大，污染浓度高，尤其是氨氮含量，现生产工艺进行了改造，生产原料中一律不用碳酸矿而使用氧化物矿，皂化工序改用液碱，沉淀工序改用草酸纯碱，使产生的废水减少，污染浓度大为降低，同时使处理出水水质良好，达到了 GB 18918—2002 一级 A 标准，完全符合国家对太湖流域全面治理的目标和要求，其中多项指标优于一级 A 标准。说明工艺改造从源头抓起，是非常有效的，太湖流域的水污染防治治理的基点，应该由治标彻底转向治本，该厂在这方面开了一个好头。如果太湖流域的工业企业和城市乡镇都这样去做，相信太湖水域水质变清，恢复到昔日美好的境界不会太久。

⊙本文作者：谬新中，周国成

第四十一篇

SBR 工艺含氨氮废水脱氮的研究

大量氨氮废水排入水体不仅引起水体富营养化、造成水体黑臭，而且将增加给水处理的难度和成本，甚至对人群及生物产生毒害作用。氨氮废水对环境的影响已引起环保领域和全球范围的重视，近 20 年来，国内外对氨氮废水处理方面开展了较多的研究。其研究范围涉及生物法、物化法的各种处理工艺，如生物方法有硝化及藻类养殖；物理方法有反渗透、蒸馏、土壤灌溉；化学法有离子交换法、氨吹脱、化学沉淀法、折点氯化、电化学处理、催化裂解等。新的技术不断出现，在氨氮废水的处理方面展现出诱人的前景。

生物法主要利用硝化菌和反硝化菌的硝化和反硝化作用达到脱氮的效果，其中主要有 A/O 工艺、A/B 工艺、氧化沟工艺、SBR 工艺等。其中 SBR 工艺是一种高效、经济、可靠、适合中小水量污水处理的工艺，符合我国的国情；尤其是 SBR 工艺对于污水中氮、磷的去除，有其独到的优势，所以 SBR 工艺及其新工艺在我国有着广阔的应用前景。

本文通过试验介绍 SBR 工艺对氨氮废水处理的技术特点及研究应用。

一、试验

1. 试验原理

废水生物脱氮的基本原理是先将废水中的有机氮转化为氨氮，然后通过硝化反应将氨氮转化为硝态氮，再通过反硝化反应将硝态氮转化为气态的氮从水中逸出，达到脱氮的目的。

SBR 工艺有进水期、曝气反应期、停曝搅拌期、静置沉淀期、排水期。废水中的有机氮在上述各个时期内进行生物转化，直至生成氮气逸出。

2. 试验装置及试验分析

SBR 反应器：$V=0.192m^3$，材质 PVC。

进水提升泵：iwaki metering pump c35。

3. 试验方法

为了研究对含氨氮废水去除率影响的因素，本试验采用经过物化预处理后的苯胺类废水作为研究对象。通过进水提升泵，废水泵入 SBR 反应器，经过进水期、曝气反应期、停曝搅拌期、静置沉淀期、排水期。出水检测各项指标。

4. 试验数据分析方法

COD 的测定采用《重铬酸钾法》（GB/T 11914—89）；TN 的测定采用《碱性过硫酸钾消解紫外分光光度法》（GB/T 11894—1989）；NH_3-N 的测定采用《钠式试剂比色法》（GB/T 7479—1987）。

二、结果与讨论

1. 静置时间的影响

下面探讨不同的静置时间对氨氮的去除影响。试验条件为进水 COD 为 513.6mg/L，氨氮为

75.95mg/L，总氮为 521mg/L。pH 值为 7.8，温度为 30℃，进水期时间为 4h；曝气反应时间为 8h，停曝搅拌时间为 4h、8h、12h、24h，去除率结果见表 41-1、图 41-1 和图 41-2。

表 41-1　进水 COD 为 513.6mg/L、不同停曝搅拌时间时的进水指标　　单位：mg/L

进水指标			停曝搅拌 4h			停曝搅拌 8h			停曝搅拌 12h			停曝搅拌 24h		
COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN
513.6	75.95	521	49	10.21	450	15	9.21	423	10	10.11	421	10	9.75	428

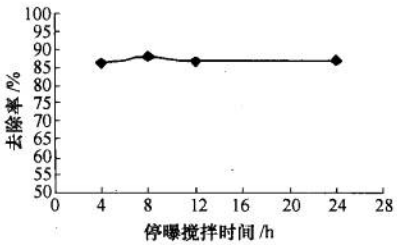


图 41-1　停曝搅拌时间对氨氮去除率的影响

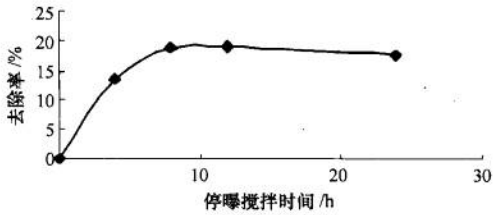


图 41-2　停曝搅拌时间对总氮去除率的影响

试验结果显示，当停曝搅拌时间为 8h 后，反硝化脱氮的效率已基本达到最大。

2. C/N 比的影响

以甲醇为补充碳源，试验条件为进水 COD 为 2513.8mg/L，氨氮为 75.95mg/L，总氮为 521mg/L。pH 值为 7.8，温度为 30℃，停曝搅拌期为 4h、8h、12h、24h，去除率结果见表 41-2、图 41-3 和图 41-4。

表 41-2　进水 COD 为 2513.8mg/L、不同停曝搅拌时间时的进水指标　　单位：mg/L

进水指标			停曝搅拌 4h			停曝搅拌 8h			停曝搅拌 12h			停曝搅拌 24h		
COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN
2513.8	75.95	521	250.8	13.21	471	203.4	13.21	343	103.5	11.12	271	100.5	11.22	268

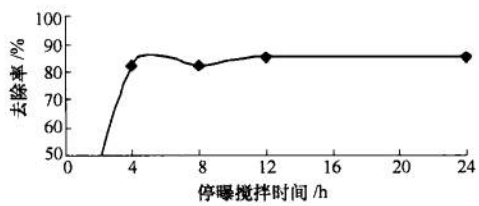


图 41-3　适宜 C/N 比停曝搅拌时间对氨氮去除率的影响

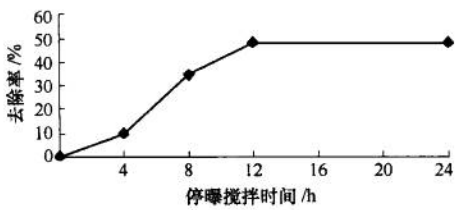


图 41-4　适宜 C/N 比停曝搅拌时间对总氮去除率的影响

试验结果显示，补充碳源后，总氮的去除率明显提高，但是停曝搅拌时间延长到 12h 后，总氮的去除率接近最高。氨氮的去除率略有降低，主要是在好氧条件下，有机负荷适宜，异养菌为优势菌群，抑制了自养菌硝化细菌的代谢，导致氨氮的去除率稍微降低。

3. 补加碳源种类的影响

表 41-3 是不同碳源下不同停曝搅拌时间的试验结果。试验条件为进水 COD 为 2500mg/L 左右，氨氮为 75.95mg/L，总氮为 521mg/L。pH 值为 7.8，温度为 30℃，停曝搅拌期为 11h、12h、13h。试验结果见图 41-5～图 41-7。

表 41-3　不同碳源下不同停曝搅拌时间的试验结果　　单位：mg/L

补加碳源种类	进水指标			停曝搅拌 11h			停曝搅拌 12h			停曝搅拌 13h			停曝搅拌 14h			停曝搅拌 16h		
	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN	COD	NH_3-N	TN
甲醇	2513.8	75.95	521	100.4	11.21	292	103.5	11.12	271	92.5	11.08	268						
葡萄糖	2543.2	74.25	505	113.3	12.33	332	103.2	12.22	289	101.3	12.64	282						
有机废水（有机物较多）	2494.6	70.22	513										247.6	10.52	328	256.3	10.23	288

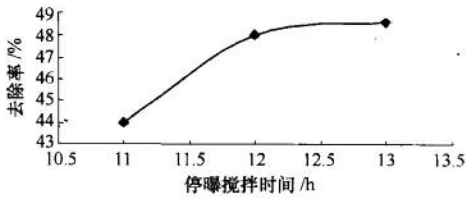


图 41-5　碳源为甲醇时搅拌时间对总氮去除率的影响

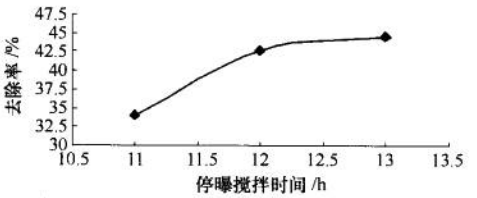


图 41-6　碳源为葡萄糖时搅拌时间对总氮去除率的影响

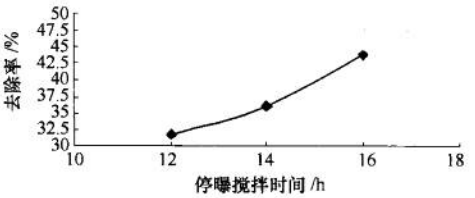


图 41-7　碳源为有机废水时搅拌时间对总氮去除率的影响

试验结果显示，补充不同种类的碳源，总氮的去除率也不同，所需要的停曝搅拌时间也不同。当补加碳源为甲醇时，所需停曝搅拌时间最短为 12h，脱氮的效果也最好。补加碳源为葡萄糖时，所需停曝搅拌时间为 13h，脱氮的效果其次。补加碳源为有机废水时，所需停曝搅拌时间至少要 16h，脱氮的效果最差。

三、SBR 工艺条件对含氨氮废水的脱氮作用

综合上述讨论：试验废水 COD 为 513.6mg/L，氨氮为 75.95mg/L，总氮为 521mg/L。C/N 比失调时，脱氮效果差 20%不到，但所需停曝搅拌时间短，只需要 8h。当补加碳源，调整适当的 C/N 比，脱氮的去除效率明显提高，在 40%以上，但所需停曝搅拌时间延长。根据所加碳源种类，所需停曝搅拌时间各不同，其中补加 B/C 比高，易生物降解的甲醇，所需停曝搅拌时间最短，脱氮效率最高。

⊙ 本文作者：蒋伟群，高峰

第四十二篇

桑坡村3万吨/天皮毛废水治理改扩建工程

一、概述

皮毛废水治理属于皮革和毛绒共存的废水项目，一般来说也属于中高浓度的废水，处理难度较大，国内报道此类实例尚属少见。本文介绍通过改扩建手段将桑坡村规模较大的皮毛废水3万吨/天治理工程，本工程经过环境监测部门的详细监测验证，证明改扩建是成功的。采用预处理—厌氧处理—两级生物好氧处理的主体工艺，皮毛废水原水的COD_{Cr} 3000～3500mg/L、BOD_5 1000～1200mg/L、SS 1500～2000mg/L、NH_3-N 30～50mg/L、色度500～600倍，处理后能达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996)一级排放标准。改扩建工程的重点是加强厌氧和两级好氧处理工序，通过调试、试运行、运行取得了较好的处理效果。

桑坡村位于河南省焦作市南庄镇，是全国特色民族区域经济发展的典范，全村有5300余人，皮毛加工是该村的传统产业。目前全村有127家皮毛加工企业，每年加工羊皮1500万张，主要产品为羊剪绒、羊裘皮等，年出口创汇8000多万美元。目前桑坡村皮毛废水采用“分散排污，集中治理”的模式，平均日排放废水23328t，统一收集到污水处理厂进行处理，由桑坡村村委会统一管理。

二、竣工验收检测背景

按照《焦作市2006年环境污染整治方案》(焦政办［2006］4号)要求对桑坡皮毛废水开展深度治理，规范建设治理设施，COD排放浓度≤100mg/L，NH_3-N排放浓度≤15mg/L。

桑坡皮毛废水由桑坡村村委会委托凌志环保股份有限公司对该厂废水进行深度治理。在原有废水治理基础上又投资3800万元进行了扩建改造，改造后的废水处理规模为30000m^3/d。工程于2005年11月18日动工，2007年3月8日竣工并开始调试，经过近一年的试运行，业主认为废水治理设施运转正常，废水治理效果符合设计要求，委托焦作市环境检测站对该治理工程进行竣工验收监测。下面介绍改扩建工程的生产运行和验收检测情况。

三、皮毛加工生产工艺

皮毛加工生产工艺流程如图42-1所示。

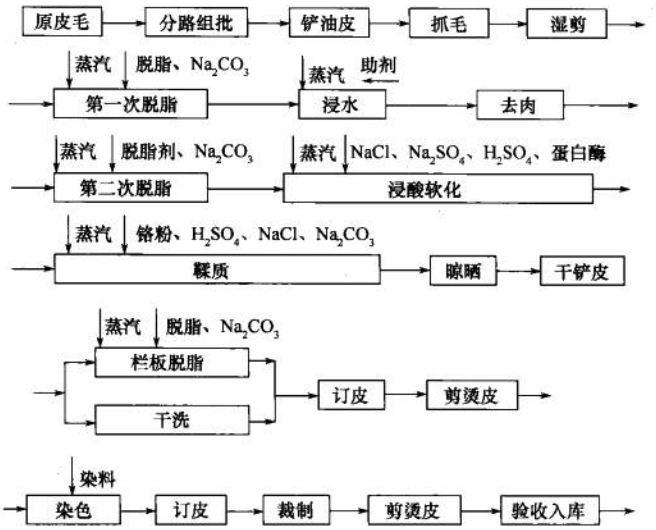


图 42-1　皮毛加工生产工艺流程

四、污染因素分析

桑坡村皮毛加工主要以澳洲绵羊皮为原料，经化学处理和机械加工而完成，主要废水来自鞣前准备工序、鞣质工序、鞣后湿整饰工序。鞣前准备工序废水主要来源于抓毛、浸水、脱脂等工序，主要污染物为污血、泥浆、蛋白质、油脂、表面活性剂、脱脂剂等有机物，Na_2CO_3等无机盐类。鞣质工序废水主要来自水洗、浸酸软化、鞣质等工序，主要污染物为无机盐、重金属铬等；鞣后湿整饰工序废水主要来自水洗、染色等工序，主要污染物为染料、油脂、表面活性剂、有机溶剂等。皮毛加工过程中的产污环节见图 42-2。

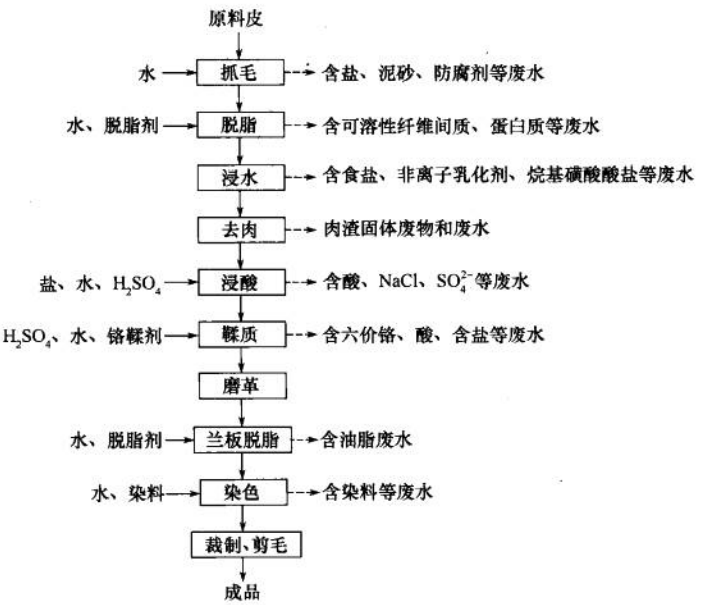


图 42-2　皮毛加工过程中的产污环节示意

五、水污染治理工程调研与分析

1. 工艺流程

皮毛废水通过格栅拦截水中的悬浮物和细毛等杂物，进入调节池调节水质水量，然后通过提升泵将污水提升至厌氧池进行厌氧反应，再依次进入曝气池和奥贝尔（Orbal）氧化沟进行二次好氧生物处理，最后经二沉池处理后排放。详细流程见图42-3。

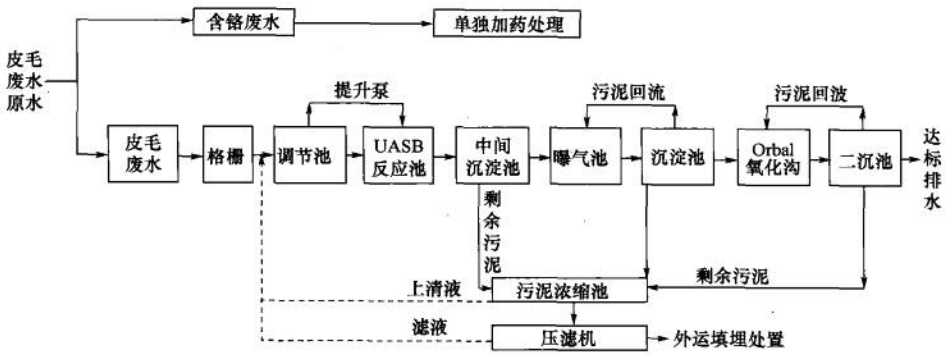


图42-3　皮毛废水处理工艺流程

2. 水污染治理工程分析

本工程处理工艺为厌氧与二级生化处理工艺——厌氧＋曝气＋Orbal氧化沟。Orbal氧化沟是本次改扩建工程的主要工序，其技术特点如下。

①每座氧化沟由三个椭圆形沟道组成，污水由外沟道进入池内，然后依次进入中间沟道和内沟道，最后经内沟道出水堰出水至二次沉淀池。外沟道容积占整个氧化沟容积的50%～55%，主要生物氧化过程和80%的脱氮过程在外沟道完成。

②在各沟道上安装有曝气转碟，控制外沟道溶解氧为0～0.5mg/L，中间沟道溶解氧为1.0mg/L，起过渡区的作用，内沟道溶解氧为2.0mg/L，保证BOD的去除率和最终的除碳除氮。

③曝气转碟表面密布凸起的三角形齿结，使其在与水体接触时可将污水打成细密水花，提高了充氧能力和混合能力。通过改变转碟的旋转方向、浸没深度、转速和数量，可以调整其供氧能力和电耗水平。

④根据停留时间的长短，污水在外沟道流动后进入中间沟道，经过有氧、无氧区的交换次数达500～1000次（次数多少取决于沟道上的设置了多少道转盘），从而完成了有氧、无氧的快速交换。由于外沟道溶解氧平均值很低甚至为零，所以氧传递作用是在亏氧条件下进行的，故提高了氧传递效率，达到了节约能耗的目的。

⑤由于快速的循环交换，污水在外沟道进行硝化反硝化的同时，又不断与刚刚进入的原污水混合，保证了充足的碳源。

3. 本工艺的主要优点

①处理流程简单、构筑物少，处理效果好而且稳定，对一般污染物质具有高效去除效果。

②采用机械设备少，运行管理简单，不要求具有高技术水平的管理人员，在运行中不必频繁进行进水、出水和曝气等设备的切换。

③缓冲能力强，能承受水量、水质的冲击负荷。

④氧化沟中污泥泥龄长，污泥量少，可不建污泥消化系统。

⑤由于曝气设备的改进，氧化沟水深加大，占地面积较小。

4. 治理工程主要构筑物及设备

表 42-1 是本工程主要构筑物及设备。

表 42-1 本工程主要构筑物及设备

分类	名称	规格	数量
构筑物	调节池	有效容积 10000m³，水力停留时间 12h	1
	UASB 反应池	7 个 11m×11m×7m 和 10 个 ϕ12.8m×8m，容积 14250m³，水力停留时间 9.5h	17
	中间沉淀池	1 个 11m×11m×7m 和 2 个 ϕ12.8m×8m，水力停留时间 2h	3
	曝气池	ϕ30m×6m，水力停留时间 11.3h	4
	辐流式沉淀池	D=36m，有效水深 3.5m，水力停留时间 2.4h	1
	氧化沟	有效容积 26640m³，水力停留时间 18h	1
	辐流式二沉淀池	池体半径 25m，有效水深 4m，水力停留时间 15h	1
	污泥浓缩池	池体半径 7.5m，有效水深 4.5m，水力停留时间 12h	1
	压滤机房	16m×9m×6m	1
设备	提升泵	Q=140m³/h，P=15kW	9 台（7 用 2 备）
		Q=250m³/h，P=18.5kW	3
	SFL-320 螺旋输送机	P=3.0kW	1 台
	SHG 型行车式泵吸排泥机	P=3.0kW	1 台
	ϕ235 曝气器	1～3.5m³/套	2864 套
	风机	Q=40m³/min，P=75kW	5 台（4 用 1 备）
	单周边传动刮泥机	P=1.1kW 1 台，P=2.2kW 1 台	各 1 台
	污泥回流泵	Q=600m³/h，P=30kW，扬程 9m	3 台（2 用 1 备）
		Q=840m³/h，P=37kW，扬程 9m	3 台（2 用 1 备）
	剩余污泥泵	Q=40m³/h，P=2.2kW，扬程 7m	2 台
	曝气设备	ϕ1800mm 转碟曝气器，P=45kW	4 台
		ϕ1800mm 转碟曝气器，P=37kW	9 台
	空气压缩机	P=3kW	2 台
	带式压滤机	P=1.5kW	2 台
	加药搅拌机	P=1.1kW	2 台
	反冲洗泵	Q=70m³/h，P=3kW，扬程 7m	1 台
	COD 总量在线监测仪	SHZ-1 型	1 台

5. 废水治理设计指标

治理工程主要设计指标如下：设计处理规模 30000m³/d；pH 值 6～9；SS≤70mg/L；COD_{Cr}≤100mg/L；BOD_5≤30mg/L。

6. 主要处理单元设计指标

表 42-2 是工程处理单元设计指标。

表 42-2　工程处理单元设计指标

名称	指　标	COD	名称	指　标	COD
调节池	进水	3000mg/L	氧化沟	进水	684～722mg/L
	出水	2700～2850mg/L		出水	103～109mg/L
	去除率	5%～10%		去除率	85%
厌氧水解酸化池	进水	2700～2850mg/L	二沉池	进水	103～109mg/L
	出水	1796～1890mg/L		出水	≤100mg/L
	去除率	33%		去除率	5%
曝气池、沉淀池	进水	1796～1890mg/L	总去除率		96.7%
	出水	684～722mg/L			
	去除率	62%			

六、验收监测

1. 执行标准

根据有关规定，该污水处理厂排水执行《污水综合排放标准》（GB 8978—1996），其中COD、NH_3-N执行《焦作市2006年环境污染整治方案》中要求的标准。

排放要求是：排水量$15m^3/t$，pH值6～9，SS≤150mg/L，BOD_5≤100mg/L，色度≤80倍，COD_{Cr}≤100mg/L，NH_3-N≤15mg/L，阴离子洗涤剂≤10mg/L，Cr^{6+}≤0..5mg/L，动植物油≤15mg/L。

2. 监测的治理设施单元处理效果分析

治理设施各单元处理效果统计见表42-3。

表 42-3　治理设施各单元处理效果统计

处理单元		设计指标	实测结果				
		COD_{Cr}	SS	COD_{Cr}	BOD_5	NH_3-N	色度
调节池	进水	3000mg/L	1585	3410mg/L	1146mg/L	37.7mg/L	512倍
	出水	2700～2850mg/L	1435	3220mg/L	1006mg/L	34.2mg/L	512倍
	去除率	5%～10%	9.5%	5.6%	12.2%	9.3%	0
老厌氧水解酸化池	进水	2700～2850mg/L	1435	3220mg/L	1006mg/L	34.2mg/L	512倍
	出水	1796～1890mg/L	927	1510mg/L	503mg/L	36mg/L	64倍
	去除率	33%	35.4%	53.1%	50.0%		87.5%
沉淀池	进水	2700～2850mg/L	1435	3220mg/L	1006mg/L	34.2mg/L	512倍
	出水	1796～1890mg/L	814	1250mg/L	437mg/L	40.7mg/L	32倍
	去除率	33%	43.3%	61.2%	56.5%		93.8%
沉淀池	进水	1796～1890mg/L	880	1400mg/L	476mg/L	40.0mg/L	50倍
	出水	684～722mg/L	433	628mg/L	183mg/L	26.6mg/L	32倍
	去除率	62%	50.8%	55.1%	61.6%	33.5%	36.0%
氧化沟	进水	684～722mg/L	433	628mg/L	183mg/L	26.6mg/L	32倍
	出水	103～109mg/L	605	765mg/L	219mg/L	17.0mg/L	128倍
	去除率	85%				36.1%	

续表

处理单元		设计指标	实测结果				
		COD_{Cr}	SS	COD_{Cr}	BOD_5	NH_3-N	色度
二沉池	进水	103～109mg/L	605mg/L	765mg/L	219mg/L	17.0mg/L	128 倍
	出水	≤100mg/L	125mg/L	95.5mg/L	32.6mg/L	11.6mg/L	8 倍
	去除率	5%	79.3%	87.5%	85.1%	56.4%	93.8%
	进水	3000mg/L	1585mg/L	3410mg/L	1146mg/L	37.7mg/L	512 倍
	出水	≤100mg/L	125mg/L	95.5	32.6mg/L	11.6mg/L	8 倍
	去除率	96.7%	92.1%	97.2%	97.2%	69.2%	98.4%

注：1. 调节池进新、老厌氧池水量的比例大致为 1∶1.4，以此来核算曝气池进水口各污染因子浓度。
2. 与设计指标相比，废水进水的 COD 大于设计要求。
3. 对 COD 而言，调节池、厌氧水解酸化池、氧化沟二沉池单元的去除率均达到设计要求。曝气池低于设计要求。
4. 从废水处理全系统来看，COD 的去除率达到设计要求。其他污染因子均有不同程度的削减。

七、水污染治理运行费用核算

运行费用由药剂费、电耗费、人工费、折旧费、维修费等部分组成，以吨水处理费用计。

1. 药剂费

药剂采用聚丙烯酰胺（污染处理使用），市场价格 29059 元/t，投加量 6.0g/t 水，年用量 47.6t，药剂费折合吨水处理费为 0.174 元。

2. 电费

各种设备电耗情况见表 42-4。

表 42-4 设备电耗情况

名　称	数量	单机功率/kW	总功率/kW	常开功率/kW	工作时间/h
螺旋输送机	1 台	3.0	3.0	3.0	24
SHG 泵吸行车式排泥机	1 台	3.0	3.0	3.0	24
提升泵（调节池）	3 台	18.5	55.5	55.5	24
	9 台	15	135	105	24
风机	5 台	75	375	300	24
回流污泥泵	3 台	30	90	60	24
	3 台	37	111	74	24
剩余污泥提升泵	2 台	2.2	4.4	4.4	16
单周边传动刮泥机	1 台	1.1	1.1	1.1	24
	1 台	2.2	2.2	2.2	24
空气压缩机	2 台	3	6	6	16
反冲洗泵	1 台	3	3	3	16
加药搅拌减速机	2 台	1.1	2.2	2.2	16
带式压滤机	2 台	1.5	3	3	16
合计	—	—	794.4	622.4	—

工程总装机容量 794.4kW，运行功率 622.4kW，每天运行电耗 14788.8W·h，电费为 0.60

元/(kW·h)，折吨水耗电为：14788.8×0.60/23328=0.38元。

3. 人工费

污水处理劳动定员16人，三班制，人均工资25元/日，则

人工费=16×25÷233328=0.02元/t水。

4. 折旧费与维修费

折旧费为20万元，维修费1.0万元/年，二者合计为0.03元/t水。

5. 总运行费用

总运行费用=0.17+0.38+0.02+0.03=0.60元/t水

经计算，工程废水处理运行费用为0.60元/t水，详见表42-5。

表42-5　污水处理系统运行费用情况

项目	费用/（元/t水）	项目	费用/（元/t水）
药剂费	0.17	折旧费	0.03
电费	0.38	合计	0.60
人工费	0.02		

在污水处理设施正常运行情况下，吨水处理成本为0.60元，污水处理年运行费用为475.9万元。

八、水污染治理及废水排放结果总体评价

1. 外排废水能够实现达标排放

验收监测期间，总排口水质的各项指标中：pH值在7.15～7.33之间，满足GB 8978—1996要求；SS、BOD_5、动植物油、阴离子洗涤剂、六价铬、色度日均值分别为118～137mg/L、29.8～35.4mg/L、2.0～2.2mg/L、1.02～1.27mg/L、0.042～0.057mg/L、8～16倍，满足GB 8978—1996的要求；COD、NH_3-N日均值为92.4～98.7mg/L、10.8～12.7mg/L，满足《焦作市2006年环境污染整治方案》的要求。

2. 废水治理工程对主要污染物去除效果

验收监测期间，废水处理系统对SS、COD、BOD_5、NH_3-N的去除率分别达到92.1%、97.2%、69.2%，系统对主要污染物的去除率较高，去除效果明显。

3. COD、NH_3-N的削减

验收监测期间，生产过程中每天产生的废水中COD总量为82.56t，处理后排放量为2.31t，削减量为80.25t，削减率达到97.2%。生产过程中每天产生的废水中NH_3-N总量为0.91t，处理后排放量为0.28t，削减量为0.63t，削减率达到69.2%。

4. 污泥处置

验收监测期间，污泥经带式压滤机处理，每天产生污泥35.4t（干重）。全年产生污泥量为12044t（干重）。处理后的污泥运往当地垃圾填埋厂。

5. 运行费用

吨水处理成本为0.60元，污水处理年运行费用为475.9万元。

该验收监测结论是在验收监测期间生产工况及环保治理设施正常运转的情况下得出的，如生产工况及环保治理设施发生变化需重新监测核实。

九、存在的问题及建议

① 没有对厌氧水解酸化池产生的沼气进行收集，造成能源浪费。

② COD 在线监测仪运行不稳定，在线监控的作用未能充分发挥。

③ 建议该污水处理站处理后的出水进行回用，可用于制皮毛工艺中的浸水、抓毛、脱脂工序等，尽量节约水资源。

十、结论

桑坡村皮毛废水治理改扩建工程经调试运行取得了成功，各项指标均达到了设计标准，投资和运行费用比较低，该工程的实施对我国皮毛废水的治理提供了一个行之有效的经验，同时该工程的环境、社会、经济效益是显著的，为桑坡村周围自然环境和水域环境的改善提供了强有力的保障，为我国皮毛加工废水的治理积累了一定的经验。

⊙本文作者：凌建军，蒋薇，蒋爱亚，周国成

第四十三篇

Orbal 氧化沟工艺及设备

一、Orbal 氧化沟的历史及优特点

1. 概述

氧化沟又名氧化渠（Ovidation Ditch，简写 OD），因其构筑物呈封闭的沟渠形状而得名，实际上它是活性污泥法的一种变型，可以理解成一种无终端的曝气系统。

氧化沟最早的形式是氧化塘，起源于 20 世纪 20 年代的英国。现在的氧化沟工艺处理废水大体分以下几种：Carrousel 型氧化沟，Orbal 型氧化沟，单沟式氧化沟，双沟式氧化沟，三沟式氧化沟，五沟式氧化沟，一体化形式沉淀氧化沟，T 形氧化沟和其他改良型氧化沟。

世界各地及目前国内应用广泛且日趋成熟有代表性的氧化沟形式是 Orbal 氧化沟。Orbal 氧化沟是 20 世纪 70 年初由南非的 Huisman 等人发明的专利，此项技术由美国 Envirex 公司进行开发推广。Orbal 是圆形英文俚语的缩写，即圆形的意思。

Orbal 氧化沟工艺已日趋变化成二沟、三沟、四沟、五沟及中间设二沉池的多种 Orbal 氧化沟。Orbal 氧化沟主要优点就在其沟本身意义上，即是圆形的，是设备推流阻力最小的一种工艺。

2. Orbal 氧化沟的优点

Orbal 氧化沟工艺与其他氧化沟工艺相比，其优点如下。

① 曝气池是圆形或椭圆形的，曝气设备推流阻力最小，运行费用低，曝气设备计算方便。

② 曝气池分二沟、三沟、四沟，中间墙可用钢筋圈梁和砖墙组合结构，节省基建造价。

③ 水深大于一般形式的氧化沟，污泥状况运行良好，氧化沟污泥沉淀较小。

④ 有明显的好氧沟、厌氧沟、兼氧沟，其脱氮除磷和总氮去除率较高。

⑤ 二沉池可设在中间，节省占地面积和基建费用。圆形池的钢筋混凝土配筋量少，可节省造价。

⑥ 由于使用表面曝气转盘，其检修率是较低的，容易维护。

⑦ 由于有明显的好氧厌氧区域，其污泥产量较小且稳定，不容易产生污泥膨胀阻碍。

⑧ 由于采用典型的 Orbal 转盘，其推流和充氧的矛盾是最小的，所以耗电量是氧化沟工艺中最小的一种。

⑨ 外沟、中沟、内沟三沟独立。进水管可超越，在暴雨期间，进水管可以超越外沟直接进入中沟道和内沟道。由此外沟可保留大部分活性污泥利于恢复。

⑩ Orbal 氧化沟具有良好的艺术平面美感，并具备壮观的运行动力模式，容易让人感觉到视觉的运动性，并且在运动中体现出实用性。所有的各种污水处理厂工艺中，只有 Orbal 氧化沟兼具建筑的美观性、工程的壮观性、曝气运行的实用性。

⑪ 技术适应性强。Orbal 氧化沟处理工艺不必在设计上加大保险系数就能适应未来的需要，没有任何其他系统能有这样的适应性。该系统采取单池设计而具有双池的能力，对高浓度及大水量的冲击依然能保持正常运行。

⑫ 使用方便。Orbal 氧化沟系统可以在流入液悬浮物含量很高的情况下工作，其处理范围很广，温度过高或过低都不会干扰处理过程。冲击荷载能够很快得到消散，并能自行对付昼夜、季节的大幅度涨落变化。三个氧化槽串联工作，从而能降低 SVI（污泥指数），防止污泥膨胀和扰动。

⑬ 节省能源。根据经验，搅拌 760m^3 的废水有时只需要 1 马力（745.7kW）的功率，三个槽都不需要清理。

⑭ 原始成本低，寿命同期成本低。Orbal 氧化沟工艺在这两方面都很优越，由于氧化池中溶解分层均匀并且始终保持较强的反硝化作用，因此其连续氧化效率很高。

⑮ 施工费用降低。由于采用共用槽壁，结构紧凑，所以施工极简便，且花费较少。

⑯ 节省投资的厌氧水解酸化系统。为确保总氮的排放目标，设计时可在 Orbal 氧化沟中心岛增加厌氧水解面美化系统，很多 Orbal 氧化沟中心岛没有利用起来，浪费了基建投资及容积。可适当增大中心岛的圆弧直径，增大厌氧反应推流区，节省投资，达到处理目的。

Orbal 氧化沟最大的两个特点，其一是采用曝气盘。由于曝气盘上有大量的曝气孔和三角形凸出物，用以充氧和推进混合液。盘片尽管很薄（盘厚 12.5mm），但具备良好的混合功能。在设计中可以用于较深的氧化沟（3.5～4.5m）。同时可以借助配置在各槽中曝气盘数目的不同，变化输入每一槽的供氧量。其二是其反应器的形式为独特的同心圆形的多沟槽系统，因为几个串联的完全混合槽与单槽的动力学是不同的。Orbal 系统中的每一圆形沟渠均表现单个反应器的特性，例如，对氧的吸收率进水槽最高，最后一槽最低，槽与槽之间有相当大的变化。用这种方法，Orbal 系统具有接近推流反应器的特性，可以达到快速去除有机物和氨氮的效果。

Orbal 氧化沟工艺属于活性污泥法处理工艺，也可与膜处理工艺相结合；是一种特为脱氮除磷而研发的氧化沟工艺；耐冲击能力强，适用于雨污合流制体制的污水处理工程。自 1978 年经过不断的工艺发展及设备改良，现在已有 300 多个城市的污水处理采用，效果显著。

3. 氧化沟的先进性与经济性

氧化沟是北美与欧洲最常用的生物处理构筑物之一。它具有基建投资省，操作管理方便，运转费用低，剩余污泥产量少，出流水质好，可以脱氮等显著特点。在美国，目前已有 500 座以上采用氧化沟的污水处理厂，其中 200 座为 Orbal 系统。

美国环境保护署（EPA）曾对氧化沟工艺与其他生物处理的运行效果进行过比较，参见表 43-1～表 43-3。该比较可以说基本上是以 Orbal 工艺为基准，表中数据说明，氧化沟的出水水质要比其他生物处理法高出一筹；同时，运转稳定性与可靠性均优于其他生物处理法，特别是要求控制出水指标越高，这种工艺的优越性尤为突出。

先进的工艺除了科学性与技术可靠性之外，经济性也是最重要的考察指标之一。EPA 的比较分析说明，当处理厂规模分别为 3785m^3/d 和 37850m^3/d 时，在基建投资上，氧化沟法仅分别

为传统活性污泥法的60%和80%；运转费用比较亦表明，在处理水量为3785m³/d时，年运转费用约为传统活性污泥法的77%，为接触稳定法的66%。但是，规模达4×10⁴m³/d以上时，运转费用将略有增加，应该说这种增加可以从节省的基建投资与剩余污泥处理费用中得到足够的补偿。如果考虑到脱氮功能，无论规模大小，其基建投资与运转费用均比对比的工艺省得多（见表43-4）。因此，氧化沟工艺的先进性与经济性是完全可以确认的。

表 43-1　EPA 调查的 29 个氧化沟污水厂的运行数据

项目		出水浓度/(mg/L)			去除率/%		
		冬季	夏季	年平均	冬季	夏季	年平均
BOD_5	大厂	55.0	34.0	41.0	87	86	87
	一般厂	15.2	1.2	12.3	92	94	93
	小厂	1.9	1.0	1.5	99	99	99
悬浮固体	大厂	26.6	19.4	22.4	81	82	82
	一般厂	13.6	9.3	10.5	93	94	94
	小厂	3.1	1.9	2.4	98	98	98

表 43-2　其他生物处理法的运行效果

项　　目	出水浓度/(mg/L)		去除率/%	
	TSS	BOD_5	TSS	BOD_5
活性污泥法(水量 3785m³/d)	31.0	26.0	81	84
接触稳定法一体化厂	28.0	18.0	—	—

表 43-3　各种生物处理法运行可靠性的比较

二级处理方法		出水浓度小于下列数值的时间百分数/%					
		10mg/L		20mg/L		30mg/L	
		TSS	BOD_5	TSS	BOD_5	TSS	BOD_5
氧化沟法	最好的厂	99	99	99	99	99	99
	平均水平的厂	65	65	85	90	94	96
	最差的厂	25	20	55	55	80	72
活性污泥法	水量 3785m³/d	40	25	75	70	90	85
	一体化厂	15	39	35	65	50	80
生物滤池		—	2	—	3	—	15
生物转盘		22	30	45	60	70	90

表 43-4　各种不同脱氮流程的经济比较

要求脱氮的污水处理流程	基本投资费		运行费用	
	3785m³/d	37850m³/d	3785m³/d	37850m³/d
氧化沟	100	100	100	100
一级活性污泥法＋混合反硝化池	291	221	210	137
二级活性污泥法＋混合反硝化池	331	241	232	146
一级活性污泥法＋固定膜反硝化池	308	221	208	123
二级活性污泥法＋固定膜反硝化池	347	248	228	135
传统活性污泥法＋折点加氯法	193	144	271	152
传统活性污泥法＋选择性离子交换	248	204	189	123
传统活性污泥法＋氨吹脱	215	182	147	105

4. Orbal 工艺的高脱氮性能

随着受纳水体富营养化的日益突出，在污水处理过程中，脱氮的重要性也与日俱增，采用生物学方法脱氮，是目前最经济而又现实的可供选择途径。但是在许多工艺资料中，往往只提到氨氮的去除率这个概念，这不能等于脱氮。氨氮的去除，只能说明氨氮已不成为耗氧污染物，而氮源的污染仍然存在。由于氨氮去除的硝化过程所需氧量远高于碳源 BOD 去除的需氧量，同时伴随有一定量碱度的损失，这种能耗及碱度损失，可以从反硝化过程中得到补偿。因此，评价一种处理工艺的脱氮性能，必须以硝化与反硝化的联合功能，以及控制这种联合功能的难易程度为依据。如果这种工艺的硝化能力远高于反硝化能力，或者两者关系极难平衡，那么可以肯定难以保证生物脱氮的经济性。现试比较如下。

假定以下列反应为依据：

（甲）有机物质的异养氧化（好氧）

$$C_5H_9ON+3O_2+0.4H^+ \longrightarrow 2CO_2+0.6C_6H_7O_2N+0.4NH_4^+ +1.8H_2O$$

（乙）氨氮的自养氧化（好氧）

$$NH_4^+ +1.24O_2+0.2CO_2 \longrightarrow 0.96NO_2^- +0.04C_5H_7O_2N+1.96H^+ +0.88H_2O$$

（丙）有机物的异养反硝化（缺氧）

$$C_5H_9ON+3.36NO_3^- +4H^+ \longrightarrow 1.68N_2+0.36\ C_5H_7O_2N+3.2CO_2+3.96H_2O+0.64NH_4^+$$

根据上述反应，并参照有关文献所提出硝化/反硝化过程中的动力学参数，可以归纳出，在各种泥龄下，BOD_L 和 NH_4^+-N 氧化过程中，O_2 和 NO_3^--N 典型的需要量，见表 43-5。

表 43-5　在 BOD_L 和 NH_4^+-N 氧化中 O_2 和 NO_3^--N 典型的需要量及 N_2 的产生量

污泥龄/d	氧化 BOD_L 的需 O_2 量/($kgO_2/kgBOD_L$)	氧化 NH_4^+-N 的需 O_2 量/($kgNH_4^+$-N/kgO_2)	氧化 BOD_L 的产 N_2 量/($kgN_2/kgBOD_L$)	氧化 BOD_L 需要的 NO_3^--N 量/($kgNO_3^-$-N/$kgBOD_L$)
0	0.40	4.00	0.22	0.25
5	0.64	4.15	0.24	0.26
10	0.72	4.20	0.25	0.27
15	0.76	4.30	0.26	0.28
20	0.78	4.30	0.20	0.29
30	0.81	4.30	0.28	0.30
50	0.84	4.40	0.29	0.31
—	0.88	4.50	0.32	0.33

现假定以表 43-5 中的 30d 泥龄为例，数据表明氧化 1kgBOD_L 需氧 0.81kg，而氧化 1kgNH_4^+-N 则需氧 4.3kg。因此，硝化反应所需氧量数倍于碳源 BOD 的去除，而当以 NO_3^- 作为有机物氧化的受氢体时，每氧化 1kgBOD_L 会消耗 0.30kgNO_3^--N。换言之，在反硝化过程中，脱除 1kgNO_3^--N，将相应去除掉 3.33kgBOD_L。这些 BOD 如果采用好氧处理，在同样条件下，将耗氧 2.67kg。由于反硝化作用的结果导致 BOD 的去除，并不另加曝气量，实际节省一倍于该数量级的有机物氧化需氧量。这充分说明在氧化沟工艺系统中，如果硝化/反硝化联合功能不佳，则其经济性将受到影响，反之则不然。

5. Orbal 氧化沟与表曝氧化沟对比

（1）流态　表曝氧化沟可呈单槽式或多槽式，但这种多槽的概念与 Orbal 系统有实质上的差别。前者当多槽平面展开时，仍然是单槽式，而后者是真正的多槽式。因此，表曝氧化沟的流态，以完全混合为主，不能区分出明显的硝化与反硝化区段。

(2) 微生物活动环境　在表曝氧化沟中，也允许有反硝化区段的存在，但是如在其多槽系统中，往往反复经受好氧-厌氧过程，对微生物的生长不利；而 Orbal 系统各槽功能明确，缺氧或厌氧只发生在第一槽中，对微生物活动有利，因此硝化与反硝化联合作用充分协调。

(3) 充氧调节灵活性　一座新设计的污水处理厂，设计参数往往与实际情况有出入，这样在工艺的选用上，尽可能今后有调整余地，而 Orbal 工艺开发中，已充分考虑这一因素，并在工艺与设备设计中，着重考虑到给以灵活应变的措施。例如，在充氧调节上，可以采取五种措施，如果万一设计与实际情况不符时，亦极容易调整。而使用表曝机虽也有调节余地，但幅度甚小，不足以应付不测局面，特别在新建城市或经济开发区中，往往有时会出现水量与水质较大幅度超出原设计的现象，或者在发展中，水量逐渐增加，当新修污水厂还不可能时，表曝氧化沟将无所适从；而在 Orbal 系统中，只需方便地增添若干组转盘，即可解决燃眉之急，足以保证不污染环境。

(4) 运转的灵活性　在污水厂运转过程中，发生负荷冲击是最经常出现的难题。从工艺设计角度讲，完全混合式对解决这一问题有利，但如产生短流，则出水效果将受影响，这是表曝氧化沟的特点。利用 Orbal 系统，可以与任何改良活性污泥法一样，在设计中考虑分段进水的措施，因此足以应付水质和水量的冲击负荷。

(5) 占地面积　表曝氧化沟深度可达 4.5m，而 Orbal 系统现在可最深到 6.5m，从占地面积上略比前者优势。

(6) 充氧效率　表曝机的充氧效率目前仍略高于旋转转盘，但是如果后者系统硝化/反硝化平衡得好，能耗几乎相当。

(7) 运转维护　Orbal 系统中的充氧混合旋转转盘是采用半法兰连接方式，无论装卸均十分方便，也无复杂的传动组件，因此运转或维护均十分方便。

当基建投资的来源十分有限时，当要求出水水质标准十分严格时，当要求脱氮时，当进水水量、水质变化大时，当缺乏高水平管理人员时，采用氧化沟或 Orbal 氧化沟最能显示出其特有的优越性。

二、Orbal 氧化沟工艺设计的误区

由于没有标准的 Orbal 氧化沟设计规范出台，设计人员在设计 Orbal 氧化沟时存在较多误区，主要突出的几点如下。

1. 认为一定要加导流板，导流板提高充氧能力和底部流速

早期由于一些厂家和一些科研单位基于科研需要，侧重于对导流板的研究，特别是用在曝气池上。美国 US Filter Envirex 公司早期在美国近百座 Orbal 氧化沟工艺上均不设导流板，而且美国很多城市污水处理厂曝气转盘安装间距有时跨距 36m，水深在 3.9m 时仍无导流板。导流板史源于 20 世纪 70 年代的转刷曝气机，由于转刷曝气工作方式转速高达近 80r/min，直径在 ϕ700～1000mm 不等，刷片进水深度≤350mm，所以高速转动。表面水流速度高达 5m/s，而底部流速接近 0，为使表面流速减少，底部流速增强，在下游 1～2.5m 处设 60°倾角、宽约近 1m 的压水板，目的是提高底部流速。由于国内邯郸污水处理厂、平顶山污水处理厂、许昌污水处理厂、南通污水处理厂、唐山污水处理厂、慈溪污水处理厂、合肥王小郢污水处理厂等较具代表性的氧化沟转刷曝气机均设有导流板，国内早期氧化沟是采用转刷曝气机，而且转刷曝气机功率一般是转盘曝气机配用功率的 2 倍多。但是如把转刷使用导流板的概念借鉴到转盘上来，还有待讨论。

首先从配用功率来论述。以 9m 转刷为例，配用功率为 30kW，最少为 22kW，和国内同类型的转刷功率 45kW，最多 55kW，相差接近 1 倍，而转刷的设计水深≤3.5m，转盘≤4.2m 为标准，根据一些权威资料显示，用导流板和不用导流板能耗损失相差近 30%，那么 45kW 转刷如

果用导流板，目的为使表面和底部流速均衡，所浪费的能耗高达 30%即 13.5kW，有效能耗也只有 31.5kW，其动力效率是明显降低了，况且转刷的刷片与水的接触面是随着直面接触，其阻力是最大的。而很多刷片与水的接触面是弯曲状的，由此可见弯曲状的弧形面与水的接触面是最小的，有用功不至于浪费。不能因为受转刷的影响而对 Orbal 转盘下游也设导流板，这就违背了最初设计者的构想。最早的专利文献中阐明，设计人员由于考虑到要增加有效水深和表、底流速的均衡，才考虑到用加大直径的盘片并且盘片的进水深度增加，表面有突出的三角形楔块，予以推流。如果再设导流板，那么转盘的有用功进一步削弱，势必造成推流的不均能耗的损失。

山西临汾污水处理厂（7 万吨/天）、无锡市城北污水处理厂（一期 5 万吨/天）及珠海香洲污水处理厂（5 万吨/天），由于采用了导流板，造成了污泥沉降，最后通过导流板全部拆除的方案，效果明显上升，很好地解决了污泥沉降问题。由于转盘的工作方式和转刷的工作方式完全不同，对于流速问题，转刷务必采用导流板，转盘不应该采用导流板。

对于导流板是否提高充氧量的探讨，根据中国市政工程西北设计院的一些实测报告，认为加设导流板以后对盘片的充氧提高了 8%。测试的体积不到 200m³，其数据只能作为参考。即使是非常准确的，考虑到加了导流板削弱了 30%的推流能量，也就是说整个曝气系统削弱了 30%的能量，平均流速势必减弱 30%，整体曝气池的曝气停留时间也势必减弱，那么实际曝气的充氧量也相对减弱。从“共曝共振”（同样的转速，同样的距离，转盘同时开始开启的情况下，其推流时水的峰谷和峰底一样，相当于共振现象，其推流能力最强，称之为“共曝共振”）的角度来看，加设导流板以后总体影响推流效果能高达 60%。显而易见，氧化沟池内充氧能力并未增加，转盘的表面和底部流速在水深 4m 状况下也并未明显区分，如需底部流速需增大，可使转盘转速提高至 72r/min，盘片淹没水深可达 530mm（仅指 Φ1400）。

2. 认为一定要加推进器

很多污水处理厂都采用推进器，推进器的主要目的是提高底部流速，在厌氧条件下保持流速进行硝化和反硝化。由于目前国内水下推进器的技术还没有达到发达国家的水平，水下机械密封存在着技术问题，如果特殊设计势必增加投资费用。以珠海某排水公司为例，该单位全部采用了国外某知名厂家生产的水下推进器，但每年维护量需更换一次机械密封。以 4kW 推进器为例，每年更换机械密封的维护费用为 8500 元，污水处理厂仅维护推进器的费用就达到 10 余万元，所以使用推进器后的维护费用是很高的。国内一些厂家的推进器大部分不连续使用，经常悬挂在池上，没有实质性的使用价值，维护量更加高。国内最早的河南安阳某氧化沟污水处理厂采用推进器，已经过多次改造，现在已完全不用，且推进器基础有时会影响氧化沟的流速，并经常振动，难以维护。

关于水下推进器与转盘的结合方式，国内采用 Orbal 氧化沟工艺的污水处理厂由于担心推流不足和厌氧及反硝化的需要均在每个沟道内增设水下推进器。首先我们分析 Orbal 氧化沟系统是否适合推进器与转盘的结合。最早在美国使用的 250 多个 Orbal 氧化沟处理系统均采用转盘，无一例报道使用水下推进器和导流板的案例，这更加说明 Orbal 氧化沟系统硝化与反硝化不需要通过增加水下推进器来解决，只需要关停转盘的数量就能达到硝化与反硝化的作用。据国外文献记载，Orbal 氧化沟在负荷极度不足的情况下外沟内的溶解氧仍保持为 0，而流速仍足够使固体呈悬浮状态，故外沟内不需另设独立混合设备去维持缺氧状态。这也可理解成靠近曝气设备区域的为好氧区，远离曝气区域的为厌氧区，实际硝化与反硝化的作用在好氧—厌氧—好氧……这种连续反复交替的过程中完成。

水下推进器是一种局部推流设备，主要作用在于使一个小范围的作用区域水流得到定向推动（根据流体力学分析实际上是涡流），因此主要作用是搅拌该区域水体。涡流搅拌产生强烈的紊流消耗了大部分能量，所以像 Orbal 氧化沟这样的大体积池体要使用推流器这样的设备来形成一定的环流速度根本不经济实用。

推进器的工作方式与转碟的工作方式完全不同。两种设备混合使用并列开启的状况下对水流的推力影响是很大的，两种推流水的能力不是叠加的，也存在着抵消区域，势必浪费能耗。由于Orbal氧化沟圆形轨道较多，推进器能耗损失更大，在没有更多试验和案例的基础上，对是否需要选择采用推进器需要谨慎对待。如在Orbal氧化沟曝气区域不必使用推进器，在增设的卡鲁塞尔厌氧池内可以根据工艺需要采用。

无锡城北污水处理厂增设了厌氧系统，设在中央岛下面，用了水下推进器，这种方法是完全可行的，没有干扰Orbal氧化沟转盘的使用，节省了占地面积和投资，取得了令人满意的效果。有时如果推进器不放在曝气设备附近区域，而放在两曝气机中间时，更容易出现故障。

3. 认为氧化沟越深越好，占地面积越少越好

关于占地面积的问题，随着我国经济的发展，用地越来越紧张，我们不必回到是否采用深井曝气工艺减少占地面积的问题上，因为深井曝气工艺在国内已接近淘汰使用，任何工艺都是因地制宜。由于我国政府对环保的重视，污水处理厂的占地面积并不是想象中那么引人注目，很多中原地带由于地方政府给予支持，都是很低廉的价格出让土地，再说绝大部分污水处理厂都建造在城市的郊区，占地费用并不是想象中的那么昂贵。以CASS法和Orbal氧化沟工艺的比较为例，Orbal氧化沟的占地面积仅比CASS法多20%，如以一体化Orbal氧化沟为例，两者的面积是相同的。Orbal氧化沟工作水深以3.8～5.5m之间，不宜超过6m，从基建的角度考虑，不超过5.5m的钢筋混凝土的造价是最经济的。有些地质条件较好的地方完全可以采用斜坡的氧化塘式的形式（有人称之为“土法氧化沟”），在不影响地下水源的状态下，水深2m左右是最经济的。过深的氧化沟对污泥的回流和处理也是极不经济的。安徽某工业废水污水处理厂采用卡鲁塞尔氧化沟的有效水深6.5m，曝气方式采用转盘和推进器结合，对基建和运行费用并没有取得良好的经济效果。水深应该因地制宜，而不是滥用设计数据，如果不是在土地资源很紧张的城市中建造污水处理厂，完全可以采用水深不超过4.5m的数据。

4. 认为氧化沟停留时间越长越好

Orbal氧化沟工艺也是延时曝气法，如果常规曝气法的曝气时间为8h，那么氧化沟曝气时间不宜超过普通曝气时间的两倍（即16h），极限是24h。特别适合我国的城市污水工艺，对于城市污水处理厂来说氧化沟的体积除考虑BOD、COD的容积负荷外，还应考虑污泥回流、脱氮除磷所需的体积，并不是时间越长越好，太长的停留时间势必增加相应的曝气设备数量及其他辅助措施。有的设计人员在设计某些工业废水处理时把氧化沟的停留时间延长到30h以上，而曝气设备并没有显著增加（可能是设计时考虑运行费用的问题），这样的设计会带来严重的后果，即污泥沉降增加，处理效果反而降低。即使在处理某些工业废水时氧化沟的好氧部分停留时间也不宜超过24h，应该把负荷减除在预处理中，Orbal氧化沟工艺中在处理一些中高浓度废水时应增设短历时水解酸化池，更有利于后面氧化沟段去除污染物。山东青岛某污水处理厂三期扩建采用初沉池（既有物理沉淀、又有水解酸化作用），取得了令人满意的经济运行效果。无锡城北污水处理厂二期工程，增加了一组停留时间较短的水解池，改变了污水的B/C比，使污水更易于生物降解。

5. 认为好氧区和厌氧区要明显区分设计，厌氧区最好不用曝气设备

目前国内应用在Orbal氧化沟工艺中应用的设备主要是转碟曝气机，现在国内成熟产品有Φ1400、Φ1500、Φ1600和Φ1800四种规格，Φ1400、Φ1800应用在新建项目较多，Φ1500、Φ1600应用在老池改造项目中较多。

在Orbal氧化沟工艺中增加推进器与区分厌氧好氧段是不可取的，可采用Φ1400和Φ1800相结合的方法，即在Orbal氧化沟第一段增设几台Φ1800转碟曝气机，功率是普通Φ1400的两倍，推动力是Φ1400的3～4倍，充氧能力是Φ1400的1～2倍。平时运行时可首先使用Φ1800，根据

工艺的条件开启 Φ1400，Φ1800 的最远推动距离可达 200m，这样就有了明显的好氧厌氧区，对总氮的处理效果有明显提高。

即使在不区分明显的好氧厌氧区的情况下，靠近曝气区的下游区域菌种是活跃的，属好氧最高峰。远离曝气区的上游区域属厌氧区，循环的好氧厌氧能达到硝化与反硝化的作用，没必要使用推进器。

6. 认为氧化沟不适合太热太冷的地方，必要的时候需要保温

Orbal 氧化沟工艺最早始于南非，最高温达 70℃；Orbal 氧化沟工艺也曾成功应用于美国的阿拉斯加，最低温度达－20℃。国内 Orbal 氧化沟工艺应用温度最高的地方在海南三亚，最低的在东北抚顺和新疆塔城，所以不必担心温差对 Orbal 氧化沟工艺的影响。即使有影响也是微乎其微，不必增加投资费用进行保温。

7. 采用其他表面曝气方式替代传统的转盘曝气机

Orbal 氧化沟利用水流的惯性，即圆形的流水线，达到经济的处理效果，圆形转盘在水中的工作原理是最科学的，符合 Orbal 氧化沟水流惯性。如果用转刷、倒伞形表曝气、射流和微孔曝气加推进器等方式都不是最经济的，特别是小于等于 4 万吨/天的规模，转盘曝气机的表曝气方式是最经济最科学的，目前没有其他设备可比拟。美国对过去建设的 300 多座 Orbal 氧化沟，包括目前新建扩建的 Orbal 氧化沟仍以转盘曝气设计为主，可见其成熟可靠性毋须置疑。其他设备只能适合其他工艺，不适合 Orbal 氧化沟工艺，其他设备在 Orbal 氧化沟工艺运用中无成功的报道，更无类似设备在 Orbal 氧化沟的鉴定学术会议。所以 Orbal 氧化沟只能以 Orbal 氧化沟转盘设计，其他设计的替代是冒险行为。

8. 套用其他Orbal 氧化沟运用在本工艺中

即使是在城市污水处理厂，也应该考虑南北方污水构成差异，以及排放指标影响，不能死搬硬套。

如河北辛集污水处理厂设计的进水 COD_{Cr}≤400mg/L，实际上进水 COD_{Cr}平均 800mg/L，最高峰超过 1000mg/L；无锡城北污水处理厂设计进水 COD_{Cr}500mg/L，实际上是 600mg/L。虽然 Orbal 氧化沟工艺还能正常发挥效益，有时仍需要进行工艺的改造。实际上很多城市污水处理厂，当污水管网健全时，工业废水的处理并没有想象中那样按规定达到处理要求再并入城市管网，很多城市污水处理实际上还肩负着处理工业废水的使命。设计时也着重考虑当地工业废水进网的成分，可按最坏进水标准考虑以适合我国的国情，所以确定原水水质是非常重要的。

9. 认为Orbal 氧化沟运行费用高，耗电量高，要比SBR 法工艺高

这种观点是建立在“鼓风机的风机功率小，而氧化沟转盘曝气机数量多功率大”的基础上的，有计算说明小于等于 4 万吨/天规模的 Orbal 氧化沟工艺污水处理厂是非常经济的，污水处理厂除耗电外，还有预处理、管理费用、维护费用、污泥处理、加药消毒等多种费用，Orbal 氧化沟除配用曝气设备电机功率大以外，其设备的维护量及耗电是相当省的。河南济源污水处理厂运行费用不超过 0.20 元/t，无锡城北污水处理厂为 0.4 元/t，河南平顶山污水处理厂为 0.25 元/t,香洲污水处理厂 0.35 元/t（不考虑设备折旧和银行利息），所以 Orbal 氧化沟运行费用并不高，在小于等于 4 万吨/天规模的污水厂运行费用比 SBR 小得多，即使是在 10 万吨/天 Orbal 氧化沟工艺应用中也与其他常规鼓风曝气活性污泥法的运行费用相当，有时还会更少。

三、Orbal 氧化沟充氧能力及其构筑物尺寸和设备的设计计算

Orbal 氧化沟充氧量的计算方法与普通氧化沟一样，可分为需氧量计算及折算标准需氧量两个步骤，结合 Orbal 氧化沟的工艺特点，应对三条沟道分别计算。

1. 需氧量(AOR) 计算

对于硝化/反硝化完全的氧化沟系统，需氧量（AOR）包括碳源氧化需氧量及硝化需氧量两部分，并考虑扣除剩余活性污泥排放减少的有机物耗氧量及反硝化过程可利用的氧量。

（1）碳源氧化需氧量　碳源氧化需氧量以降解的 BOD 值来计算，根据 BOD 的定义，降解 1kgBOD 需消耗 1kgO_2。通常情况下，污水中有机物浓度是以 BOD_5 来表示的，在 20℃时，BOD 与 BOD_5 的比值为 1.47，故碳源氧化需氧量为 $1.47QS_{BOD_5}$，其中 Q 为设计进水流量（m^3/d），S_{BOD_5} 为设计 BOD_5 去除浓度（kg/m^3）。

（2）剩余活性污泥排放减少的有机物耗氧量　如果系统中每日排放的剩余活性污泥为 ΔX_{VSS}（kg/d），那么该部分有机物不参与耗氧，则减少的需氧量为 $1.42\Delta X_{VSS}$(kg/d)。

（3）硝化需氧量　从硝化反应的反应式可知，每硝化 1g 氨氮需 4.57gO_2，若每日所需硝化的氨氮量为 ΔN_{NH_4}(kg/d)，则硝化需氧量为 $4.57\Delta N_{NH_4}$(kg/d)。

（4）反硝化过程可利用的氧量　在脱硝过程中，每还原 1gNO_3^- 可提供 2.86gO_2，若每日所进行反硝化的硝态氮量为 ΔN_{NO_3}(kg/d)，则反硝化过程可利用的氧量为 $2.86\Delta N_{NO_3}$(kg/d)。

（5）总需氧量　对上面 4 项求和，则总需氧量为：

$$AOR=1.47QS_{BOD_5}-1.42\Delta X_{VSS}+4.57\Delta N_{NH_4}-2.86\Delta N_{NO_3} \tag{43-1}$$

如果认为 Orbal 氧化沟中挥发性悬浮固体（MLVSS）及污泥龄（θ_c）在三条沟道一致，氧化沟总容积为 V，则式（43-1）可改写为：

$$AOR=1.47QS_{BOD_5}-1.42V\times MLVSS/\theta_c+4.57\Delta N_{NH_4}-2.86\Delta N_{NO_3} \tag{43-2}$$

前面已经论述，Orbal 氧化沟可看作是由外沟、中沟和内沟串联的多级氧化沟，三条沟道功能不同，进行碳源氧化、硝化、反硝化的程度不同，设定在外、中、内三条沟道中：对 BOD 的去除比例为 a_1、a_2、a_3；三沟容积比为 b_1、b_2、b_3；硝化反应的发生比例为 c_1、c_2、c_3；反硝化反应的发生比例为 d_1、d_2、d_3，则式（43-2）可改写为：

$$AOR=1.47(a_1+a_2+a_3)QS_{BOD_5}-1.42(b_1+b_2+b_3)V\times MLVSS/\theta_c+4.57(c_1+c_2+c_3)\Delta N_{NH_4}-2.86(d_1+d_2+d_3)\Delta N_{NO_3} \tag{43-3}$$

（6）各沟需氧量　拆分式（43-3），可得各沟需氧量分别为：

$$AOR_{外}=1.47a_1QS_{BOD_5}-1.42b_1V\times MLVSS/\theta_c+4.57c_1\Delta N_{NH_4}-2.86d_1\Delta N_{NO_3} \tag{43-4}$$

$$AOR_{中}=1.47a_2QS_{BOD_5}-1.42b_2V\times MLVSS/\theta_c+4.57c_2\Delta N_{NH_4}-2.86d_2\Delta N_{NO_3} \tag{43-5}$$

$$AOR_{内}=1.47a_3QS_{BOD_5}-1.42b_3V\times MLVSS/\theta_c+4.57c_3\Delta N_{NH_4}-2.86d_3\Delta N_{NO_3} \tag{43-6}$$

2. 折算标准需氧量(SOR)

由于氧转移速率受水质、水温、大气压力、水中溶解氧浓度等因素的影响，因此对前面计算的需氧量（AOR）应乘以一个系数进行修正，折算为标准需氧量（SOR）。对于 Orbal 系统，计算公式为：

$$SOR=AOR\times C_{s20}/\alpha\times1.024^{(t-20)}(\beta\rho C_{s,Tmax}-C_1) \tag{43-7}$$

式中，C_{s20} 为标准大气压下水温 20℃时饱和溶解氧浓度，9.17mg/L；$C_{s,Tmax}$ 为设计最高水温时饱和溶解氧浓度，mg/L；α 为污水中氧转移系数的修正系数，一般取 0.8～0.85；β 为污水中饱和溶解氧浓度的修正系数，一般取 0.9～0.97；ρ 为气压修正系数，一般取 1；C_1 为混合液溶解氧浓度，mg/L。

根据式（43-7）可分别计算各沟的标准需氧量 $SOR_{外}$、$SOR_{中}$、$SOR_{内}$。

3. 计算实例

下面以 1 座处理规模 2.5 万吨/天的 Orbal 氧化沟为例，设计时考虑灵活使用方便，采用 2 个 Orbal 系统，每个单元处理 1.25 万吨/天计算所需充氧量。

（1）基础条件　$S_{BOD_5}=194mg/L$，氧化沟容积 $V=8360m^3$，氧化沟停留时间 16.05h，外、

中、内三沟容积比 b_1、b_2、b_3 分别为 51%、31%、18%（标准 Orbal 系统的体积比是50∶33∶17），每日所需硝化的氨氮量 $\Delta N_{NO_3}=296kg/d$，反硝化的硝态氮量 $\Delta N_{NO_3}=171kg/d$。

相关参数选择分别为 MLVSS=3000mg/L，$\theta_c=30d$，$\alpha=0.85$，$\beta=0.90$，$\rho=1$，设计最高水温 $T_{max}=25℃$，混合液溶解氧浓度分别为 0、1mg/L、2mg/L。

结合 Orbal 氧化沟的工艺特点，可以认为所有的反硝化反应发生在缺氧段，即外沟，则三沟中反硝化反应的发生比例 d_1、d_2、d_3 分别为 100%、0、0；根据本例出水氨氮及总氮要求，三沟中硝化反应的发生比例 c_1、c_2、c_3 可确定为 60%、30%、10%；对于 BOD 的去除，参照 AB 法，外沟与 AB 法 A 段较类似，外沟有机物去除率约 70%，结合 Orbal 三沟的功能特点，a_1、a_2、a_3 可设定为 70%、20%、10%。

根据上述条件计算，外沟、中沟、内沟的需氧量分别为：$AOR_{外}=2213kg/d$，$AOR_{中}=751kg/d$，$AOR_{内}=278kg/d$。

根据式（43-7），计算外沟、中沟、内沟的标准需氧量分别为：$SOR_{外}=2988kg/d$，$SOR_{中}=1172kg/d$，$SOR_{内}=512kg/d$。

三条沟道的充氧比例大致为 64%、25%、11%，与典型 Orbal 氧化沟要求的设计充氧比（65%、25%、10%）基本一致。

以上述计算的各沟标准需氧量，换算成小时需氧量，再乘以一定的安全系数，进行曝气设备选型。

按本例的处理要求，若采用普通氧化沟工艺，总标准需氧量约为 5965kg/d，而本例 Orbal 氧化沟总标准需氧量仅为 4672kg/d，比普通氧化沟约减少 22%。

（2）Orbal 氧化沟主要构筑物沟宽与水深的确定　首先假设（按经验）有效水深取 4.5m，外墙厚 300mm（或 350mm），中间墙厚 250mm，中心岛宽 2.5m，初步可根据已有的体积求出一个单元的 Orbal 氧化沟平面面积。

由于外沟、中沟、内沟有关联，此次二沉池是单独另建，排除了全部圆形的设计概念，应是直段加圆形弯头常规 Orbal 氧化沟。由于转盘曝气机 9m、8m、7m、6m、5m、4m 是常用的，那么按照经验可取 9、8、7 或 8、7、6 或 6、5、4 或者 5、4、3 或者 4、3、2 等几种形式（实际计算时应准确确定沟宽，充氧能力和推动力及配用功率可参考常规）。

$$S_{总}=\frac{V_{氧化沟}}{H} \tag{43-8}$$

式中，$S_{总}$ 为氧化沟平面面积；$V_{氧化沟}$ 为一个 Orbal 氧化沟的有效容积；H 为氧化沟的有效水深。

前面已知 $V_{氧化沟}$ 为 $8360m^3$，H 为 4.5m，故 $S_{总}=\frac{8360}{4.5}=1858m^2$。

按面积比例 $S_{外}:S_{中}:S_{内}=51\%:31\%:18\%=51:31:18$，$S_{外}+S_{中}+S_{内}=1858m^2$，求得：$S_{外}=948m^2$，$S_{中}=576m^2$，$S_{内}=334m^2$。

假设直段有效长度为 20m（一般此数据为经验取值，刚好是两组转盘之间的最小距离，如假设不协调，还可进一步修正数据，如 22m、23m、24m、25m），设内沟宽距为 X_1，中沟宽、距为 X_2，外沟宽距为 X_3，则：

$$X_1\times20\times2+\pi(X_1+1.25)^2=S_{内}+S_{弧形墙}$$

$$40X_1+3.14(X_1+1.25)^2=334+\pi\times1.25^2$$

式中，$S_{弧形墙}$ 为中心岛两头半圆面积（也指中间墙两头半圆墙体所占面积）。

代入数据求解得：$X_1=5.23m$。同理根据公式得出：$X_2=5.73m$，$X_3=6.73m$。

注意：有些人在计算时并未考虑墙壁厚度的问题，这是不足取的。

另外，计算各沟宽度时应考虑从内到外计算，并可假设从中心岛半圆圆心处到中沟墙壁外壁

的距离为 X，先求得 X 的值，然后减去内沟宽度 X_1(5.23m)和内沟与中沟间墙壁的墙壁厚度250mm，得出 X_2；同理可计算得出 X_3。如果采用其他近似法计算，比例误差比较大，会影响标准的 Orbal 氧化沟容积比和充氧性能比，所以会进一步影响效果。当然有些设计人员为了考虑施工方便和选型方便，采用 7m、6m、5m 近似方法，再求得氧化沟直段距离，这种近似算法也是不足取的。Orbal 氧化沟的关键要在氧化沟曝气区域精益求精，切勿近似计算。

已知水量为 25000m³/d，两个 Orbal 系统，氧化沟内停留时间为 16.05h，有效水深 4.5m（已设），超高 0.5m（国家标准），中心岛宽 2.5m（已设），中心岛长 20m（已设），氧化沟内所有中间隔墙宽为 250mm（已设），外沟墙宽为 300mm（已设），求得内沟宽为 5.23m，中沟宽为 5.73m，外沟宽为 6.73m，则可画出 Orbal 氧化沟平面布置图（见图 43-1）。

(3) 曝气设备的选择和布置　根据图 43-1 进行设计曝气设备的台数和布置，可参照 YHG1400、YHG1500、YHG1600、YHG1800 中的 5m、6m、7m 曝气机样本数据。

由于此次全部有效水深选择的是 4.5m，那么所选转盘只能是 YHG1500、YHG1600、YHG1800。

计算方法如下。本次计算以 Φ1800 转盘曝气机为例。已知各沟容积 $V_{内}=1503m^3$，$V_{中}=2592m^3$，$V_{外}=4266m^3$，各沟需氧量 $SOR_{内}=512kg/d=21.338kgO_2/h$，$SOR_{中}=1172kg/d=48.83kgO_2/h$，$SOR_{外}=2988kg/d=124.5kgO_2/h$。

由于此次水深对于 Φ1800 转盘曝气机来说，有三种淹没水深，盘片工作水深是 4.5m，并且盘片凸条是弧状形，推流效果明显，所以宜选择淹没水深为 530mm，盘片在此水深工作时动力效率和充氧能力是最高的，适合设计应用在中沟和内沟。外沟采用 Φ1800 淹没水深为 630mm，起硝化与反硝化作用，选用 Φ1800 另外一个优点是能使轴承座和减速机不受水的浸泡，延长使用寿命，方便操作。根据 Φ1800 转盘的充氧性能每盘为 2.5kg/h(530mm)，计算得：$n_{内}=9$ 片，$n_{中}=20$ 片，$n_{外}=50$ 片。

考虑 40%的最大余量实际选用最大片数，得：$n_{内}=12$ 片，$n_{中}=28$ 片，$n_{外}=70$ 片。

根据单盘里推动力是 93.5m³（530mm），计算推动力各沟所需的盘片数为：$n_{内推}=\frac{1503}{93.5}=16$ 片，$n_{中推}=\frac{2592}{93.5}=28$ 片，$n_{外推}=\frac{4266}{93.5}=46$ 片。

综上所述，盘片台数最终确定按上述三个因素进行综合计算校核。

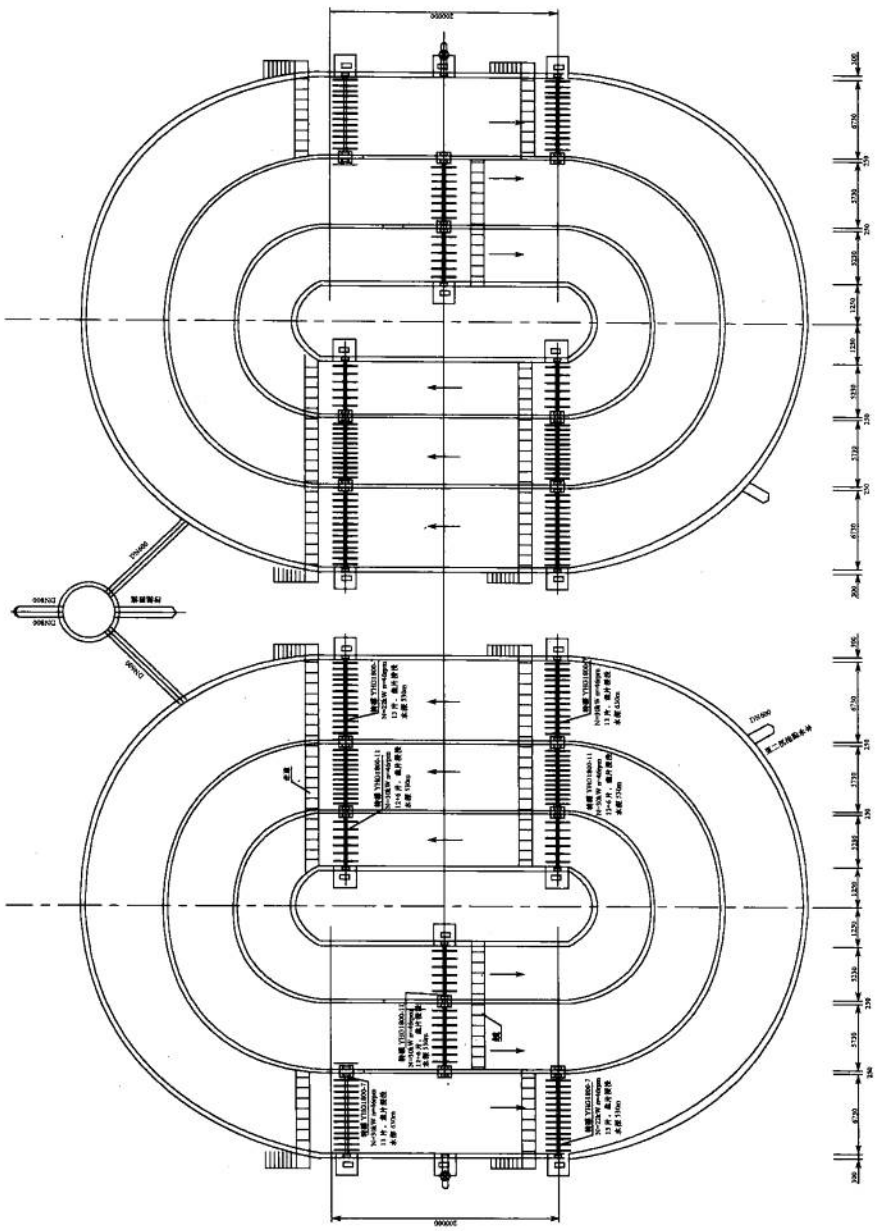
外沟选择：① YHG1800-30kW，盘片淹没深度为 680mm，数量 2 台，沟宽为 6730mm，每组盘片 13 片，设计在对称最大距离图 43-1，转速 46r/min，每组充氧能力为 $51kgO_2/h$；② YHG1800-22kW，盘片淹没深度为 530mm，数量 2 台，沟宽为 6730mm，每组盘片 13 片，转速 46r/min，每组充氧能力为 $32.5kgO_2/h$。

中沟、内沟转盘数量相同，考虑到减速机安放位置，而且内沟连续运行的特征采用中内沟相连。取值 30kW/组，共计 3 组，按 530mm 浸没，每个盘片以 1.65kW 计算，得出 18 个盘片，内沟采用 6 个盘片，中沟采用 12 个盘片，二用一备。即双轴 5.23＋6.73＝11.96m，配用功率 30kW，选用盘片为 6＋12＝18 片。

注意：在设计选型设备时，除考虑充氧能力外，还应考虑设备制造及安装的可能性，并要考虑备用运行设备的安全性，这些经验是非常重要的。

(4) 选型设备时要考虑的方面

① 电机功率是否满足常规，如 11kW、15kW、18.5kW、22kW、30kW、37kW、45kW、55kW，一般 Orbal 氧化沟中这些功率是经常使用的配用功率。计算出的非标准功率必须与这些功率相同。



设备材料表

序号	名　称	规格和型号	功率	单位	数量	备注
1	转碟曝气机	YHG1800-11	30kW	套	6	6+12 片，盘片浸没水深 530mm
2	转碟曝气机	YHG1800-7	30kW	套	2	13 片，盘片浸没水深 630mm
3	转碟曝气机	YHG1800-7	26kW	套	2	13 片，盘片浸没水深 530mm

说明：1. 尺寸以 mm 计。
2. 本栋奥贝尔氧化沟规模为 25000t/d。
3. 本栋奥贝尔氧化沟停留时间为 16.05h。
4. 氧化沟有效水深为 4.5m。

图 43-1　Orbal 氧化沟平面布置图

② 设计应考虑设备中外沟结合或中内沟相连，一般建议采用外沟独立，可起厌氧作用，中内沟相连较适宜。

③ 外沟应考虑设备的硝化与反硝化的原理，使其效果更加具备厌氧的作用，使其推流距离延长。在反硝化时，只需开启大功率的转盘（630～680mm 浸没），当需氧量高时，方可开启小功率的 Φ1800 转盘。

④ 每组氧化沟系统中，每个外沟中沟和内沟均要考虑设备的备用性。

⑤ 由于盘片是表面曝气，故应尽量减轻污水对轴承座、联轴器 、减速机的腐蚀。

⑥ 目前转盘曝气机充氧能力调节过程中有多种方法，如增加减少盘片数量、采用变频调速、改变转盘旋转方向、提高或降低曝气机的安装高度和出水堰的水位调节，实际上真正实用方便可行的只有出水堰的水位调节。设计时应着重考虑调节水位的加长距离，适应盘片的淹没水深的变化，出水堰的宽度不宜少于 5m，其流量不宜少于设计流量的 4 倍。

⑦ 要充分考虑 Orbal 转盘的实际充氧能力，很多公司及测试单位为了突出其产品性能，人为地增加转盘的充氧及推动数据。根据目前运行的污水处理厂和实测的一些报告，Φ1400 转盘的充氧能力最大按 530mm 浸没，50r/min，其充氧能力为 1.1kgO_2/h，推动力为 36 m^3/片，配用 0.72kW/片；Φ1500 转盘的充氧能力最大按 550mm 浸没，55r/min，其充氧能力为 1.68kgO_2/h，推动力为 68m^3/片，配用 1.5kW/片；Φ1800 转盘的充氧能力最大按 680mm 浸没，46r/min，其充氧能力为 3.94kgO_2/h，推动力为 140m^3/片，配用 2.3kW/片；Φ1800 转盘的充氧能力最大按 600mm 浸没，46r/min，其充氧能力为 3.18kgO_2/h，推动力为 117m^3/片，配用 2kW/片；Φ1800 转盘的充氧能力最大按 530mm 浸没，46r/min，其充氧能力为 2.5kgO_2/h，推动力为 94m^3/片，配用 1.5kW/片。

(5) 设计结果　综上所述，最终确定 $2.5\times10^4 m^3$/d 污水处理厂要用的转盘为：

① 30kW，共计 6 台，沟宽为 5.23m＋5.73m，盘片为 6 片＋12 片，盘片浸没水深为 530mm。

② 30kW，共计 4 台，沟宽为 6.73m，盘片 13 片，盘片浸没水深为 630～680mm。

③ 22kW，共计 4 台，沟宽为 6.73m，盘片 13 片，盘片浸没水深为 530mm。

说明：以上每组独立的池内计算时已各含一组备用转盘。

本例也可以把二沉池设计成圆形放置在氧化沟中，共用二沉池墙壁，节省基建投资和占地面积，并且圆形外环道、中环道、内环道配筋是最少的，基建投资比上述案例同比至少下浮 20%，值得推广。四川南川污水处理厂、山东某矿务局污水处理厂、烟台龙大集团污水处理厂均采用此工艺。

如果设计时二沉池太小或比例不当，可在中间增设一个或两个中间二沉池，二沉池数量不受单池氧化沟影响。

四、Orbal 氧化沟转盘曝气机设备的强度设计及性能参数

1. 基本要求

① 表面曝气机的传动部分应保证在正常情况下连续安全运转。

② 为降低污水处理耗电量，表面曝气机的传动效率要高，以节省能源。

③ 满足污水处理对于表面曝气机转速调节和浸没度调节要求。

④ 应考虑设备的安装检修及维护的方便性。

根据曝气池或氧化沟对曝气机运行要求，转速调节有下列三种。

① 无级调速。曝气机可在设计范围内做无级调速，适用于污水处理要求较高，水质水量不稳定的场合。

② 高低调速。曝气机的转速按两个定值调节，此种方式适用于污水处理要求稍低的条件。

③ 恒速。曝气机只能以一种速度运转。用于污水处理比较成熟及负荷条件较稳定的情况。

2. 电动机选择

(1) 电动机功率计算　电动机功率按下式计算：

$$N=\frac{\kappa N_{轴}}{\eta} \tag{43-9}$$

式中，N 为电动机输出计算功率，kW；κ 为电动机的功率备用系数；$N_{轴}$ 为曝气机功率，kW，根据曝气转盘的不同机型、性能特性曲线和计算公式确定（对要求变速的表面曝气机，应按确定的最大线速度运转时轴功率进行计算）；η 为机械传动总效率。

Orbal 氧化沟转盘所选电动机的功率配用系数 1.10～1.05。

如果已有同类型表面曝气机投入运行，可根据实测资料分析决定电动机的额定功率，选择应接近或略大于计算 N 值。

(2) 选用电动机类型

① 恒速电动机。一般选用封闭式鼠笼型电动机。对于工作环境恶劣、湿度较大、置露天使用的表曝机，应选择 Y-W（户外型）、Y-F（防腐型）、Y-WF（户外防腐型）三相异步电动机。在一般户外环境下，电动机不需要任何防护条件可直接安装使用。

② 高低调速电动机。可选用 YD 系列变极多速三相异步电动机。与表曝机匹配使用时，转速出现跳跃式间隔，无平滑过渡区，但对污水曝气处理有一定的灵活性。因电动机性能优良，运行可靠，控制系统简单，因而常作为曝气机驱动使用。

③ 无级调速

a. 可选用 YCTD 系列低电阻端环电磁调速三相异步电动机。该电机结构简单，控制装置容量小，价格便宜，易于掌握，适用于中小容量表曝机调速。由于离合器本身有转差存在，使输出轴最高转速仅为同步转速 90%左右，速度损失大，转差功率以热能形式损耗，因而低速运转时效率低。

虽然该电机存在一定的欠缺，但比其他类型无级调速电动机性能仍具优越性，与表曝机配套使用，可使输出转速调节平滑，运行控制方便。

b. 高效无级调速系统，即笼型异步电动机变频调速，是在电动机与输入电源间，设置电力电子变频装置，改变输入电源的频率，从而平滑地调节异步电动机的同步转速，实现曝气机输出转速无级变速。由于变频调速效率高，对节能有一定意义，因而为表曝机实现无级调速所采用，但价格昂贵应考虑性价比。

3. 机械传动装置

(1) 减速机的设计与选用　表面曝气装置无论垂直轴负载还是水平轴负载，转速都不高。目前所应用要求均低于 72r/min，在电动机和负载之间应进行减速，因而设置减速器（机）。应尽量选用通用标准减速器配套，例如二合一式的标准型带电机行星摆线针轮减速机等类机型，其电动机和减速器之间直连，整体性强，体积小，安装方便。

对于输入轴与输出轴呈 90°变向传动的表曝减速机，宜采用圆锥-圆柱齿轮组合转动，其中圆锥齿轮应置于首级以减小组合尺寸。圆锥齿轮尤以弧齿锥齿轮承载能力高，运转平稳，噪声小。齿轮材质宜采用优质合金钢，加工后经氮化处理成硬齿面，以保减速机连续安全运转。

当采用专业制造时，应针对污水处理特殊要求，生产安装形式多样的减速器，以满足曝气机的需求，其设计制造基本要求如下：① 减速器传动齿轮精度要高，传动效率不低于 0.94；② 在全速、满载连续运转时，有足够的强度和寿命；③ 构造简单，便于维护；④ 为减少机械传动损失，传动级数不宜超过两级；⑤ 尽量减少对环境的二次污染，运行噪声小，密封性能好，不漏油。

(2) 立轴式表面曝气机转盘轴的连接形式

① 减速器输出轴与转盘轴通过刚性联轴器直连，转盘轴轴端不设轴承。这种形式构造简单，但安装、检修较困难。

② 转盘轴与减速器输出轴通过浮动盘联轴器传递转矩，另设轴承以支承转盘。这种形式构造较复杂，但安装、检修方便。由于转盘轴和减速器轴间以过渡联合器连接，在检修减速器时，可不涉及转盘，因而减少了在臭气较大的现场维修的工作量。

为节约电能，简化传动机构，提高机械传动效率，立轴式表面曝气机多采用定速电动机拖动和无转盘升降装置的立式减速器的传动形式。

(3) 水平轴式表面曝气机传动轴的设计

① 轴的强度计算。转盘安装于传动轴上推动混合液在渠道内以一定流速流动，轴主要承受扭矩而受弯扭矩较小。传动轴按扭矩强度计算确定轴径。其计算公式为

实心轴
$$d=17.2\sqrt[3]{\frac{T}{[\tau]}}=A_0\sqrt[3]{\frac{N_{轴}}{n}} \tag{43-10}$$

空心轴
$$d=17.2\sqrt[3]{\frac{T}{[\tau]\ (1-\beta^4)}}=A_0\sqrt[3]{\frac{N_{轴}}{n\ (1-\beta^4)}} \tag{43-11}$$

$$T=9550\frac{N_{轴}}{n}$$

$$\beta=\frac{d_1}{d}$$

式中，d 为轴的直径，mm；T 为轴所传递的扭矩，N·m；$N_{轴}$ 为轴所传递的功率，kW；n 为轴的工作转速，r/min；$[\tau]$ 为许用扭转剪应力，N/mm²，按表 43-6 选用；A_0 为系数，按表 43-6 选取；β 为空心轴内径 d_1 与外径 d 比值。

表 43-6 几种常用轴材料的 $[\tau]$ 及 A_0 值

轴的材料	Q235-A、20	Q275、35 (1Cr18Ni9Ti)	45#钢	40Cr、35SiMn、42SiMn 40MnB、38SiMnMo、3Cr13
$[\tau]$/(N/mm²)	15～25	20～35	25～45	35～45
A_0	149～126	135～112	126～103	112～97

注：1. 表中所给出的 $[\tau]$ 值是考虑了弯曲影响降低了许用扭转剪应力。

2. 在下列情况下 $[\tau]$ 取较大值、A_0 取较小值：弯矩较小或只受扭矩作用，载荷较平稳，无轴向载荷或只有较小的轴向载荷，减速器低速轴，轴单向旋转。反之，$[\tau]$ 取较小值、A_0 取较大值。

② 为了减轻整机质量，一般应采用厚壁无缝钢管加工，并进行防腐处理。许用最大挠度 $[f]=0.01\%$。

③ 考虑氧化沟宽度因素，传动有一定长度，由于温度造成的涨缩现象，设计中应采取补偿措施。

④ 对于多支点、分段的传动轴，轴间联轴器宜采用结构简单，外形尺寸及转动惯量均小，具有一定补偿两轴相对偏移、减振和缓冲性能的联轴器。

(4) 计算实例：设计曝气转盘装置中装有转盘的传动轴

① 条件。氧化沟净宽为 7000mm，轴承座间距离 $L=6818$mm，转盘单盘轴功率 0.6kW（浸没水深 530mm），转速 $n_{max}=55$r/min，单盘质量 30kg（按最重考虑一般为 25kg），每段转盘数量为轴Ⅰ25、轴Ⅱ25、轴Ⅲ25，转盘直径 $D=1400$mm。

② 设计计算

a. 轴功率及电动机功率确定

ⅰ. 转盘总数量为 25×3=75，所需轴功率为

$$N_{轴}=0.63\times75=47.25\text{kW}$$

ⅱ. 考虑传动效率及负载因素，所需轴功率为

$$N=\frac{\kappa N_{轴}}{\eta}=\frac{1.05\times47.25}{0.9}=55\text{kW}$$

取 $\kappa=1.05$；对于一轴式、二轴式、三轴式结构 η 分别取 0.95、0.92、0.90。选用 Y280M-6 型电动机，其 $N_{额}=55\text{kW}$，转速 $n_1=980\text{r/min}$。

b. 减速机的确定。当转盘最大转速为 55r/min，电动机 $n_1=980\text{r/min}$ 时，传动比 i 为

$$i=\frac{n_1}{n_{\max}}=\frac{980}{55}=17.8$$

选用标准减速机 ZLY180D，传动比为 18。

轴实际转速为 $$n=\frac{n_1}{i}=\frac{980}{18}=54.4\text{r/min}$$

c. 轴径计算。轴径应根据电动机所传递的扭矩来确定，按水平轴式曝气机传动轴设计制定要求，轴采用标准无缝钢管加工，以节省费用。

根据式（43-10）有：

$$d=A_0\sqrt[3]{\frac{N_{轴}}{n\ (1-\beta^4)}}=149\sqrt[3]{\frac{47.25}{54.4\ (1-0.85^4)}}\approx182\text{mm}$$

式中查表 43-6 取 $A_0=149$；查型材标准，选无缝钢管 Φ215×18，去除钢管的壁厚误差 2mm 后计算得

$$\beta=\frac{d_1}{d}=\frac{219-2\times18}{219-2\times2}=\frac{183}{215}=0.85$$

d. 轴的强度校核。轴径校核尺寸为 Φ215×16，对于三轴机构，轴Ⅲ靠近联轴器端所受应力最大，应对该截面进行校核。

ⅰ. 疲劳强度安全系数校核

$$S=\frac{\sigma_{-1}}{\sqrt{\left(\lambda_\sigma\frac{M}{Z}\right)^2+0.75\left[(\lambda_\tau+\Phi_\tau)\ \frac{T}{Z_p}\right]^2}}\geqslant[S] \tag{43-12}$$

式中，σ_{-1} 为材料弯曲疲劳极限，载荷平稳、无冲击，选 20 号钢，其 $\sigma_{-1}=170\text{N/mm}^2$；$\lambda_\sigma$、$\lambda_\tau$ 为换算系数，取 $\lambda_\sigma=2.95$，$\lambda_\tau=2.17$；Φ_τ 为等效系数，取 $\Phi_\tau=0.1$；Z 为抗扭截面模数；Z_p 为抗扭截面模数；T 为轴所传递的最大扭矩；$[S]$ 为疲劳强度许用安全系数，取 $[S]=1.5\sim1.8$。

$$Z=\frac{\pi d^3}{32}\ (1-\beta^4)\ =\frac{\pi\times21.5^3}{32}\ (1-0.85^4)\ =466\text{cm}^3$$

$$Z_p=2Z=2\times466=932\text{cm}^3$$

$$T=9550\ \frac{N}{n}=9550\times\frac{55}{54.4}=9655\text{N}\cdot\text{m}$$

为了简化计算，将转盘所传递的扭矩转化为集中力 P，为保证转盘设备的充氧能力和设计上安全，力臂的取值略大于转盘中心到浸没深度的一般距离。对于不同尺寸的转盘，需要具体采用试验或其他方法确定。

单盘片： $$P_1=\frac{M_1}{L}=\frac{9550\times\frac{0.63}{54.4}}{0.45}=246\text{N}$$

式中，M_1 为单盘工作时扭矩，N·m；L 为力臂，m。

转盘总集中力：$P=25P_1=25\times246=6150\text{N}$

轴自重力：$G_1=6080\text{N}$

转盘重力：$G_2=25\times300=7500\text{N}$

合力：$F=\sqrt{P^2+(G_1+G_2)^2}=\sqrt{6150^2+(6080+7500)^2}=14908\text{N}$

轴Ⅲ单位载荷：
$$W=\frac{F}{L}=\frac{14908}{6.818}=2187\text{N/m}$$

轴Ⅲ的扭矩：
$$M=\frac{WL^2}{8}=\frac{2187\times6.818^2}{8}=12708\text{N}\cdot\text{m}$$

将以上结果代入式（43-11）得

$$S=\frac{170}{\sqrt{\left(2.95\times\frac{12708}{466}\right)^2+0.75\left[(2.17+0.1)\times\frac{9655}{932}\right]^2}}\approx2.05>[S]$$

轴疲劳强度合格。

ⅱ. 刚度校核

（ⅰ）扭转刚度校核。扭转角按下式计算：

$$\Phi=7350\times\frac{T}{d^4(1-\beta^4)}=7350\times\frac{9655}{215^4(1-0.85^4)}=0.069\ (°)/\text{m}<[\Phi] \tag{43-13}$$

对于一般传动轴 $[\Phi]=0.5\sim1\ (°)/\text{m}$，按式（43-13）计算结果，轴扭转刚度合格。

（ⅱ）轴惯性矩：$I=\frac{\pi}{64}(d^4-d_1^4)$

$$=\frac{\pi}{64}(21.5^4-18.3^4)=4984\text{cm}^4$$

轴上单位载荷 $W=21.87\text{N/cm}$，材料弹性模量取 $E=206\text{GPa}=206\times10^5\text{N/cm}^2$，故

$$f_{max}=\frac{5WL^4}{384EI}=\frac{5\times21.87\times681.8^4}{384\times206\times10^5\times4984}\approx0.60\text{cm} \tag{43-14}$$

$$f_{max}/L=0.60/681.8\approx9\times10^{-4}<0.1\%$$

按最大跨度考虑，轴的弯曲刚度合格。

ⅲ. 轴在支承处偏离转角计算

$$\theta=\frac{WL^3}{24EL}\times\frac{180}{\pi}=\frac{21.87\times681.8^3\times180}{24\times206\times10^5\times4984\times3.1416}=0.16°<[\theta]$$

对于调心滚子传动轴对外圈的偏转角 $[\theta]=0.5°\sim2°$，偏离角也小于浮动联轴器的许用补偿量（≤0.5°），所以偏转角合格。

4. 经验取值

实际上 10m、9m、8m、7m、6m、5m、4m、3m、2m、1m 都是成熟产品，Φ219×(10～20mm)适合用于 1～6m 沟宽；Φ245×(10～20mm)适合用于 7～8m 沟宽；Φ325×(10～20mm)，适合用于 9～10m 沟宽。一般来说钢管宜采用 45# 钢或 16Mn，钢管的厚度一般根据盘片的数量进行静负荷计算。由于转盘曝气少于 72r/min，钢管回转直径较小，不必进行动平衡计算和校核。对于减速机的选型是非常重要的，其公式为

$$\text{实际安全系数 } f_b=\frac{\text{减速机生产样本提供的安全系数}\times\text{许用扭矩}}{\text{规定转速及浸没深度下的单片扭矩}\times\text{盘片数}} \tag{43-15}$$

减速机选型应首先考虑相配备的电机是否满足盘片数量的要求，一般在确定的电机功率下求得盘片数量，各盘片的功率计算见前文，或者先有盘片数再得出功率。得出盘片数以后，再确定淹没水深和规定转速下及每米配用盘片的数量，得出横扭矩，参见表 43-7～表 43-9。选用减速机的实际安全系数 $f_b\geqslant2$。在选用减速机型号时不能参照减速机厂家提供的减速机本身的安全系数，由于转碟曝气机工作时属特殊工况，应参照上述公式进行最终计算，求得带负荷运行时的安全系数。

表 43-7　Φ1400 碟片扭矩　　单位：N·m

浸没水深 / 碟片数 / 转速/(r/min)	460mm				510mm				530mm			
	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
43	68	67	66	65	69	68	67	66	72	71	70	69
44	71	70	69	68	73	72	71	70	76	75	74	73
45	74	73	72	71	77	76	75	74	80	79	78	77
46	77	76	75	74	81	80	79	78	84	83	82	81
47	80	79	78	77	85	84	83	82	88	87	86	85
48	83	82	81	80	89	88	87	86	92	91	90	89
49	86	85	84	83	93	92	91	90	96	95	94	93
50	89	88	87	86	97	96	95	94	100	99	98	97
51	92	91	90	89	101	100	99	98	104	103	102	101
52	95	94	93	92	105	104	103	102	108	107	106	105
53	98	97	96	95	109	108	107	106	112	111	110	109
54	101	100	99	98	113	112	111	110	116	115	114	113
55	104	103	102	101	117	116	115	114	120	119	118	117
56	107	106	105	104	121	120	119	118	124	123	122	121
57	110	109	108	107	125	124	123	122	128	127	126	125
58	113	112	111	110	129	128	127	126	132	131	130	129
59	116	115	114	113	133	132	131	130	136	135	134	133
60	119	118	117	116	139	138	137	136	140	139	138	137
61	122	121	120	119	143	142	141	140	144	143	142	141
62	125	124	123	122	147	146	145	144	148	147	146	145
63	128	127	126	125	151	150	149	148	152	151	150	149
64	131	130	129	128	155	154	153	152	156	155	154	153
65	134	133	132	131	159	158	157	156	160	159	158	157
66	137	136	135	134	164	163	162	161	164	163	162	161
67	141	140	139	138	168	167	166	165	168	167	166	165
68	144	143	142	141	172	171	170	169	172	171	170	169
69	147	146	145	144	176	175	174	173	176	175	174	173
70	150	149	148	147	180	179	178	177	180	179	178	177
71	153	152	151	150	184	183	182	181	184	183	182	181
72	156	155	154	153	187	186	185	184	188	187	186	185

注：1. 选用减速机安全系数 $f_b \geqslant 2.0$。

2. 选用减速机按式（43-15）计算。

表 43-8　Φ1500 碟片扭矩　　单位：N·m

浸没水深 / 碟片数 / 转速/(r/min)	460mm				500mm				550mm			
	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
43	109	108	107	106	116	115	114	113	121	120	119	118
44	114	113	112	111	123	122	121	120	128	127	126	125
45	119	118	117	116	130	129	128	127	135	134	133	132
46	124	123	122	121	137	136	135	134	142	141	140	139

续表

浸没水深 / 碟片数 / 转速/(r/min)	460mm				500mm				550mm			
	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
47	129	128	127	126	144	143	142	141	149	148	147	146
48	134	133	132	131	151	150	149	148	156	155	154	153
49	139	138	137	136	158	157	156	155	163	162	161	160
50	144	143	142	141	165	164	163	162	170	169	168	167
51	149	148	147	146	172	171	170	169	177	176	175	174
52	154	153	152	151	179	178	177	176	184	183	182	181
53	159	158	157	156	186	185	184	183	191	190	189	188
54	164	163	162	161	193	192	191	190	198	197	196	195
55	169	168	167	166	200	199	198	197	205	204	203	202
56	174	173	172	171	207	206	205	204	212	211	210	209

注：1. 选用减速机安全系数 $f_b \geqslant 2.0$

2. 选用减速机按式（43-15）计算。

表 43-9　Φ1800 碟片扭矩　　单位：N·m

浸没水深 / 碟片数 / 转速/(r/min)	530mm			600mm			680mm		
	1	2	3	1	2	3	1	2	3
43	172	170	168	232.5	230	227.5	268.8	266	263.2
44	178	176	174	242.5	240	237.5	280	277.2	274.4
45	184	182	180	252.5	250	247.5	291.2	288.4	285.6
46	190	188	186	262.5	260	257.5	302.4	299.6	296.8
47	196	194	192	272.5	270	267.5	313.6	310.8	308
48	202	200	198	282.5	280	277.5	324.8	322	319.2
49	208	206	204	292.5	290	287.5	336	333.2	330.4
50	214	212	210	302.5	300	297.5	347.2	344.4	341.6
51	220	218	216	312.5	310	307.5	358.4	355.6	352.8
52	226	224	222	322.5	320	317.5	369.6	366.8	364
53	232	230	228	332.5	330	327.5	380.8	378	375.2
54	238	236	234	342.5	345	342.5	392	389.2	386.4

注：1. 选用减速机安全系数 $f_b \geqslant 2.0$

2. 选用减速机按式（43-15）计算。

5. Orbal 氧化沟Φ1400、Φ1500、Φ1600、Φ1800 转碟曝气机设备机械性能及主要技术参数

（1）转碟曝气机型号标记说明

YHG-1400、1500、1600、1800

转碟直径(mm)

氧化沟

（2）转碟曝气机概述　Orbal 氧化沟转碟曝气机属转碟类水平推流式及表面曝气机，由曝气转碟、水平轴及其两端的轴承、轴承座、弹性柱销联轴器、立式减速机、电动机及配套控制装置组成。减速机输出轴通过弹性柱销联轴器与水平轴相连，驱动水平轴转动。圆形的曝气转碟由两片半圆形或者 1/4 扇形部件组成，配套附件包括防溅挡板及现场就地控制箱等，安装附件包括所

有的连接件和地脚螺栓。因盘片采用机械注塑，具有相同螺栓连接孔（即相同的轴接头），连接孔为一次注塑成型，每个碟片质量误差不超过1%。碟片部件跨过水平轴用不锈钢螺栓紧固，形成固定在水平轴上的圆形曝气转碟。曝气转碟与水平轴连接的根部卡环内设有环形凹凸槽，槽内充填凹凸丁腈橡胶，以增强转碟固定在水平轴上的牢固性（防止转盘打滑）。每个转碟可独立拆装，便于调节安装密度，使整机达到所需的充氧能力。

通过转碟的旋转推进污水循环流动，使污泥处于悬浮状态，使空气中的氧气最大限度地与水结合并溶于水中，污水在氧化沟内形成一定流速，在5.5m水深情况下，沟底流速 V 在0.3～0.5m/s左右。

①曝气转碟。Orbal氧化沟碟片材质为玻璃钢。玻璃钢是玻璃纤维增强塑料的俗称（即材料有玻璃纤维增强聚丙烯、ABS、聚苯乙烯）。其成型工艺分为两大类：热固成型工艺和热塑成型工艺，Orbal氧化沟采用热塑成型工艺，碟片密度控制在1～1.1g/cm³之间，减轻了重量，并用特殊的方法加入20%～40%的无碱玻璃纤维进行混炼，造粒过程采用电脑编程控制，单位体积内玻纤含量是均匀的，这些粒子再加1%黑色母粒子和0.5%的抗老化助剂（采用全黑的颜色，主要防止紫外线侵蚀及延缓盘片褪色，美国产品也采用这种颜色；抗老化助剂主要为了进一步防止塑料脆化），通过干燥，在16000g容量注塑机上电脑编程注塑成型，等量的粒子在250℃高温上溶化成液乳状，经过高压注射进特制钢模内，脱模冷却成型，每个转盘成型时间不超过8min，成型速度较快。目前国内公认的碟片有塑料和玻璃钢两大类。玻璃钢的特点是拉伸、弯曲强度大，可达200MPa，耐腐蚀性好，抗老化强度好；缺点是易脆，特别是安装运输过程很容易使凸齿脱落，并且重量重，密度不均匀，对轴系、减速机负荷影响大，并且有气孔，玻纤分布不匀，易变形。塑料碟片的优点是尺寸稳定性好，重量误差几乎为零，重量轻，对电机的负荷影响极小，凸齿分布均匀，密度均匀，不容易变形；缺点是抗老化强度差，拉伸强度小。所以Orbal氧化沟的盘片既保持了塑料盘片尺寸的稳定性、密度均匀性、重量性、误差小的优点，也吸收了玻璃钢盘片中玻纤介入的抗腐蚀性和加入玻纤抗龟裂、抗老化、抗拉伸、强度大的优点，两全其美，是目前国内最理想的转碟盘片。其平均密度在1～1.1g/cm³，重量较轻，但又密度大于1，不会浮在水上，为今后的可靠运行提供了保障，避免了事故的发生。如果采用纯塑料，密度≤0.9g/cm³，万一运行时螺栓松动，导致盘片散落水中，那么盘片将浮在水上，导致曝气机运行受阻，相互间盘片容易打碎，所以纯塑料加玻纤控制其重量是完全有必要的。因为注塑采用电脑控制，时间及重量是恒等的，每个盘片重量误差不超过1%，转碟表面布有三角形的凸块、圆形凹坑和通气孔，同时每个三角形凸块上有一圆形凹坑，以增加带入混合液中的空气量，强化切割气泡和推动混合液的功能。因采用注塑机械脱模，所以脱模圆针采用较小体积（数量多），从而不影响凹圆及三角形凸块的分布排列，比手糊脱模热压成型生产的盘片的凹圆及三角形凸块多10%，充氧能力提高0.1～0.5kgO_2/（h·ds）。美国Enviex公司是国际上最早生产转碟的厂商，也是采用同样的生产工艺生产碟片的。凌志环保股份有限公司通过研究、消化吸收，在原有碟片上加了小孔，并且采用特殊的方法加进玻纤，真正达到了增强塑料的性能，已获国家专利，专利号ZL002 2 31020.1，其寿命高达20年。生产的Orbal氧化沟碟片：a. 具有优良的耐热性和耐蠕变性，并具有设备的热胀冷缩能同步伸缩的优势，因而盘片能在60～80℃的温度下正常使用；b. 由于玻纤能耐多数的强酸介质的腐蚀，因而玻纤的大量填充将会延缓氧化性介质对塑料的腐蚀，延长设备的使用寿命，而且它也会延缓塑料的老化和龟裂，使碟片的寿命得到较大幅度的延长；c. 该碟片具有不变形、耐高温、抗冲击、不易碎、重量轻、充氧能力大、推动力大、动力效率高等特性；d. 该碟片因是一次注塑成型，碟片圆孔直径和转轴直径完全相符，碟片安装有丁腈橡胶作衬垫，配以不锈钢螺栓和弹簧垫，绝对不会有轴向和径向的移动，不会发生碟片打滑现象。另外Φ1500、Φ1600及Φ1800在齿形上大做改进，主要目的是提高推动力。

②曝气机主轴。氧化沟转碟曝气机水平转轴采用无缝钢管厂生产的45#无缝钢管，壁厚均

匀，为保证加工过程中的平衡性，整轴外圆一刀车出，确保整轴外圆的同心度。车出后进行校平衡。组装完毕后，转轴表面进行防腐处理，喷砂及手工除锈后，进行特殊防腐处理，再采用玻璃钢纤维布包裹。转碟主轴运行平稳，轴的是在 12.5m 长的车床上一次加工完成，所以整轴直线度偏差不超过 0.1mm。组装盘片后的变形挠度要求≤0.0003L（L 为轴支承间跨距），轴在任何情况下的倾斜（偏差）度小于 0.04%。且轴有足够的强度和刚度，以承受弯矩和扭矩同时作用的载荷。水平轴具有良好的内外防腐处理，适应与污水接触的运行环境长期运行，轴端由挠性联轴器连接，可补偿水平转轴的误差，传递扭矩，减缓冲击震动。

主轴和盘片装配处放置橡胶垫，防止转轴旋转时碟片移动。碟片与碟片之间用不锈钢螺栓加弹簧垫紧固。

③轴承座。为了保证轴承座的密封性，轴承座由上海某公司生产 Z 系轴承座，经过改造设计成双道骨架密封，该密封圈采用进口双唇密封，既防止污水进入，又防止轴承座内油脂外溢，提高轴承的使用寿命。考虑池体变形和钢管热胀冷缩，对轴承座的适应尤其重要，改制轴承座内部具有一定的滑动空间，这样运行时纵向的拉力不影响轴承寿命，且能克服因转盘旋转轴变形而产生的不同心现象，能够补偿安装误差，能够补偿因温度变化所引起的轴向伸缩，尾座结构采用轴向游动式，允许轴向游动距离不大于±15mm，最大允许安装角度偏差 2°。轴承座采用机械润滑，维护周期不小于 3 个月。为便于检查，加油管顶端应与走道板平齐或略低，轴承座的运行寿命≥10 万小时。建议沟宽≤8m 时，采用骨架密封轴承座；沟宽 9～11m 时，采用三维可调轴承座，提高使用寿命。

④ 轴承的选用。轴承采用国内外知名制造商生产的，能起到调心作用的调心滚子轴承。调心滚子轴承能适应一定轴向及径向误差，既能克服转盘旋转轴变形而产生的不同心现象，也能克服安装产生的微小误差，同时能够补偿因温度变化所引起的轴向伸缩。因轴承始终是有寿命的，而且轴承内壁与轴的配合一般厂家均采用柴油加热后热装上轴的，所以一旦更换轴承时，要用机械硬性拉磨，容易造成轴的损坏，Orbal 氧化沟采用轴内加锥套的方法，方便安装，况且即使轴承更换时，只要松开锥套即可，不会对轴头有磨损。轴承的传动部位设有良好的润滑功能，采用双道骨架密封，不漏油。为了便于加注润滑油，加油点由加油管引至工作桥面，并设有明显的加油标记。

⑤ 联轴器。Orbal 氧化沟采用弹性柱销联轴器，也使用过鼓形齿联轴器。鼓形齿联轴器其优点是调节范围较大，传动扭矩较大，但是有个致命的弱点即需要经常加油，由于齿轮是在不断的运转过程中，特别是在污水处理厂四边都是污水，又不能单独设计成油管引至工作桥面，所以加油难度加大，如果走到池上需要停止曝气机加油，停止加油会使油量很不均匀，在干燥的地区由于热量及运行条件变化，务必 2～3 周加油一次，并且很容易漏油，就会造成发热导致齿轮易损坏。虽然 Orbal 氧化沟设计时充分考虑检修方便，但是更换比较麻烦，而且 Orbal 氧化沟在某些地方已发现此种问题产生，这种情况是避免不了的。此次设计是按传统的柱销联轴的方式进行连接，使用柱销的联轴在 1996 年 4 月安徽天岛啤酒厂使用效果较好，一般三年左右换一次柱销，最长的一直可以不换，更换非常方便，每次更换销子不必移动联轴器及轴承座，每个柱销更换只需几元钱。弹性柱销联轴器能适应径向和轴向的受力变化和安装误差、轴的热胀冷缩所产生的误差，对于轴的热胀冷缩最大轴向位移可达 5mm，并且适应于由于基础及安装带来的误差。联轴器能很好地减缓动力传递中所产生的振动，传动平稳，承载能力大，允许一定的径向和角度偏差，能适应环境，有阻止污染物进入的密封装置。联轴器材质采用 HT250，柱孔面进行热处理。横向位移 $\Delta Y=1.8$mm，轴向位移 $\Delta X=5.0$mm，角位移 $\Delta\alpha=3.5°$。弹性柱销为柔性连接，传递中所产生的振动很容易接收，这样即使减速机输出轴和传动轴的中心线不对中的状况下，特别是在启动和停止时，对减速机起缓冲作用，对减速机的保护显得尤为重要。并且 Orbal 氧化沟柱销的联轴器设计成国内可以加工，而且便于检修、维护的形式，充分在各个场所及环境状况下使用维护。

⑥ 轴系制造。转碟曝气机为沟宽的氧化沟转盘轴系，采用均匀厚壁无缝钢管（也可以根据需要制造实心轴），钢管材质为优质碳素结构钢，轴头采用45#钢。无缝管通过车床加工出几个基准面，首先以内径为基准面加工两端外圆的精度，并将法兰焊于两端，然后以加工的外圆面为基础，加工出两端法兰的所需连接凸面，将轴粗加工后，用螺栓连接好带法兰的轴头（说明轴头已半精加工完成），根据管子外圆为准，轴头加工至要求精度，轴外圆全部加工，正轴在12.5m车床上一次加工完成，整轴的外圆同心度保证，尚未达到的静平衡条件。通过加重去重法，校对轴的静、动平衡；用凸角钢和圆钢内附焊接，内壁再做环氧树脂防腐，并在两头一次焊死，通过平衡机直至校对平衡，最后为了避免轴的内壁焊接引起的轴的变形，再上车床高精度全部加工一次，绝对保证了轴的内外平衡，轴的精加工完毕后同轴误差不大于0.1mm。但是轴有可能还会造成失重，最后采用轴上打孔（ϕ10～20mm），专用圆钢平衡块，校正平衡，用焊条密封焊好打磨平，再进行特别去除应力方法即可。特别强调的是，在无缝钢管和法兰连接时，焊件需加热至150～200℃，焊接用细焊条、小电流、多层焊，保证温度均匀，焊接完成后要埋入石灰中，确保焊缝的缓慢冷却，保证焊接点和材料的有效机械强度。

⑦电机、减速机。电机为全密封自扇冷式三相异步鼠笼感应型电机，安装尺寸符合IEC标准；定子铁芯绕阻采用F级的线材，使绕阻具有良好的电气、机械、防潮性能及热稳定性，在不超过55℃的环境下正常工作；风扇材料采用铝合金，风罩由薄钢板拉伸后冲孔制成。电机采用立式安装，为户外型电机，防护等级为IP55，电机轴承采用进口产品。电机数据为380V、50Hz，防护等级为IP55，绝缘等级为F。电机使用寿命在20万小时以上。

减速机为立式斜齿-伞齿轮减速机，具有良好的自润滑系统，采用浸油润滑，高速轴承浸在润滑油中，保证所有轴承和齿轮的充分润滑。减速机专门为污水处理行业设计，可承受曝气机运转时产生较大的径向力和轴向力。在输出轴端采用加强型双重密封，即在输出外端采用黄油脂密封加金属密封，里端采用骨架密封，以保证外部的水、灰尘不能进入油箱，确保减速机三年内不出漏、渗油现象。电机减速机采用直接连接方式，既能保证减速机出厂时的齿轮配合精度及整机性能，同时保护电机不受过大的冲击载荷，从而保证电机的使用寿命，也能达到简便易行的维修目的。

⑧ 防溅罩。根据工艺需要增加防溅罩，防溅罩为玻璃钢制作，支撑件为不锈钢或碳钢防腐，满足强度、刚度以及防腐要求，10年内可以不开裂、脱壳，长度为氧化沟沟宽。防溅罩一般安装在寒冷地带，如常年冰冻的雪地，防冰冻和雪的重压，如美国阿拉斯加等，也防止紫外线照射，使盘片龟裂脆化。我国常年冰冻的地方不多，使用时要考虑对充氧的影响，一般建议含玻纤的盘片可不采用防溅罩；当不含玻纤时，纯塑料如聚苯乙烯、ABS时应考虑加设防溅罩，防止紫外线的照射。如果增加防溅罩，一是增加投资，二是增加造价，三是影响充氧，建议如做示范说明时尽量不要用防溅罩。

⑨ 防蚀涂装

a. 工厂内油漆

ⅰ. 概述。除另有规定外，所有机械和电气的设备，以及黑色金属所制造的设备，都在制作现场进行油漆。设备的表面防腐处理按照设备防护涂层系统进行工厂准备、打光和完成涂层，具有优良的耐腐蚀性。在工厂油漆过的构件，要等到干燥后才能搬运。工厂内的油漆包括除锈打底漆和涂面漆。

ⅱ. 工厂内打底漆。所有的构造钢件、金属外壳以及其他黑色金属构件，发货前在工厂内除锈打底漆，这次打底漆工作在设备制作后立即进行。

ⅲ. 工厂内油漆面层。习惯上要做搪瓷表层的所有设备，或者需要做工厂内的最后一道面层的所有设备，都应很好地进行油漆，以增强运输时或存放期过长时的保护作用。

b. 油漆体系概述

ⅰ. 凌志环保股份有限公司规定油漆体系油漆前都要进行表面处理工作。油漆前的表面处理工作遵守我国国家标准规定或国际上等同标准，具体见表 43-10～表 43-14。

表 43-10　体系 A（醇酸树脂油漆体系）

项目	油漆名称	干燥后的最小厚度/μm
表面处理	GB-Sa2.5 或 St3	
底漆	蚀刻底漆	20
第一度	红铅或铅的低价氧化底漆	35
第二度	红铅或铅的低价氧化底漆	35
第三度	长油醇酸树脂漆	35
表面的最终油漆	长油醇酸树脂漆	35

表 43-11　体系 B（氯化后橡胶油漆体系）

项目	油漆名称	干燥后的最小厚度/μm
表面处理	GB-Sa2.5 或 St3	
底漆	有机富锌底漆	20
第一度	有机富锌底漆	40
第二度	氯化后橡胶底漆	40
第三度	氯化后橡胶中间油漆	35
第四度	氯化后橡胶的表面层油漆	35

表 43-12　体系 C（掺入尿烷的环氧树脂油漆体系）

项目	油漆名称	干燥后的最小厚度/μm
表面处理	GB-Sa2.5	
底漆	无机富锌底漆	75
第一度	环氧底漆	60
第二度	环氧底漆	60
第三度	聚尿烷树脂油漆	30
面漆	聚尿烷树脂油漆	30

表 43-13　体系 D（环氧树脂油漆体系）

项目	油漆名称	干燥后的最小厚度/μm
表面处理	GB-Sa2.5	
底漆	无机富锌底漆	75
第一度	环氧底漆	60
第二度	环氧底漆	60
第三度	环氧漆	50
最终度	环氧漆	50

表 43-14　体系 E（沥青环氧树脂油漆体系）

项目	油漆名称	干燥后的最小厚度/μm	项目	油漆名称	干燥后的最小厚度/μm
表面处理	GB-Sa2.5		第二度	沥青环氧树脂漆	200
底漆	无机富锌底漆	40	第三度	沥青环氧树脂漆	200
第一度	沥青环氧树脂漆	400			

ⅱ. 表面处理和底漆。表面无潮气，无尘埃和其他污染物质，用溶剂清洁剂来洗净表面，缺损的镀锌表面可用手动或电动的工具来刷净，应当遵守 GB-St3 或等同标准的规定来做表面处理和涂上蚀刻底漆，干化后的蚀刻底漆最小厚度为 20μm。

ⅲ. 涂层。表面处理过程结束后，进行涂层工作使用规定的油漆体系（即 A、B、C、D、E）。

c. 油漆的敷涂范围。规定的油漆体系，应当敷于下列的物体和表面积上（除非另有规定）。

ⅰ. 室外的未镀锌的黑色金属表面，埋地或泡水的除外，有特别规定的也除外，使用体系 A（见表 43-10）。

ⅱ. 在室内服务的未镀锌黑色金属表面，埋地的、浸水的有特殊规定除外，使用体系 B（见表 42-11）。

ⅲ. 在室外服务的未镀锌黑色金属表面，但埋地的和浸水的除外，使用体系 C（见表 43-12）。

ⅳ. 在腐蚀环境下，室内服务的未镀锌黑色金属表面，如脱水机房、加药房和管沟及其他规定的地方，使用体系 D（见表 43-13）。

ⅴ. 室外服务的镀锌黑色金属表面，除埋地的和浸水的以外，使用体系 F 镀锌面的油漆体系再加上体系 A。

vi. 在室内服务的镀锌黑色金属表面，除去埋地的、浸水的以及特殊规定的，使用体系 F 再加上体系 B。

vii. 在腐蚀环境室内服务的镀锌黑色金属表面，如加药间等的全部镀锌钢表面，使用体系 F 再加上体系 D。

viii. 浸入水中或间断浸水的钢表面（除不锈钢外），使用体系 E（见表 43-14）。

ix. 浸入水中或间断浸入水中的镀锌钢表面，使用体系 F 再加体系 E。

d. 油漆表面。油漆后的表面应采取保护措施，使之不遭受撞击、摩擦、褪色以及其他因素的损伤，在设备被验收前所遭到的损坏，应当消除后再加涂，直到买方同意后，才算合格。

所有钢件及镀锌钢件表面进行喷涂处理，漆膜厚度不小于 200μm，以适应与污水接触和受腐蚀性气体侵蚀的运行环境。主轴全部加工好后应立即进行防腐处理。为了确保轴的同轴度，Orbal 氧化沟采用热喷锌的办法防腐，杜绝了玻璃钢或液体树脂防腐引起的轴的不平衡，确保轴的同轴度误差不大于 0.1mm，这点是非常重要的。

⑩ 电气控制系统。氧化沟转碟电器控制带有自动或手动两种功能，每台电机均设一台就地控制按钮箱，现场控制按钮箱为户外型，外壳为不锈钢制作，防护等级为 IP65，额定工作电压为交流 380V/220V、50Hz，现场控制按钮箱带有开、停按钮及远程自控系统，远程自控系统留有 PLC 接口，可通中央控制室。主要用于电气设备在试车或检修时就地开、关控制。电控箱外壳为不锈钢，电器为国内知名品牌，西门子或者施耐德防护等级为 IP55，设计成一控一或者一控三的控制形式，可以根据工艺要求成灵活性。或者加变频调速电机，使设备能够更加适应工艺要求。

⑪清水充氧的测试和技术性能。曝气转碟直径 1400mm；选用转速 56r/min；浸没深度 500mm；单片标准清水充氧能力 1.4kgO_2/（h·ds）；单片充氧效率 3.18 kgO_2/（kW·h）；适用转速 35～60r/min（可调范围）；电机功率 30kW，380V，50Hz；$h \geqslant 87\%$；减速机 $\eta > 95\%$；水平轴跨度 7000mm；单轴转盘曝气机配用盘片 40 片（注：专利碟片比普通碟片充氧能力提高 15%～20%）。

⑫ 轴功率的计算确定。根据 Orbal 氧化沟现有污水处理厂的运行数据可知，YHG1400 曝气转盘每盘配用功率介于 0.625～0.78kW/片。

⑬ 工厂产品的试验、使用与维护

a. 设备完成后出厂前，抽 1～3 台在试验池上分别做形式试验和清水充氧效率试验，并记录各项测试数据，并委托国家环保总局指定的国家级测试中心出具合格清水充氧氧转移效率试验报告。

b. 试机前，根据减速机使用维修说明对减速机进行检查。其每台减速机及电机在出厂前需进行空载试验，并出具弗兰德或欧迈特公司检验合格证，并附本公司复检合格证才允许出厂。

c. 空载运行 2h，运行时继续对轴承中注入润滑油，并进行如下检查：

i. 转碟旋转方向是否和氧化沟水流方向一致；

ii. 整机的平稳性，电流、电压、功率及噪音等技术参数是否在要求范围内。

d. 带料运行

i. 调节水位，转碟浸没深度为 100mm 时，可进行负载试车，逐步增加浸没深度，至 500mm 时可进行正常运行，转碟浸没深度最大不超过 530mm。

ii. 负载运行 2h 后，检查转碟等螺栓处是否有松动、移位等现象，并进行紧固。

iii. 负载运行 4h 后，如无故障即可正常运行。

e. 传动机组的润滑与维护

i. 运行以后，对曝气机支座轴承务必每 5 周应加注润滑油一次（加油时不应停车），减速机按弗兰德或欧迈特公司样本，最长可以达 3 年加油一次，第一次加油时间为半年，一般 Orbal

氧化沟建议2年更换加油一次。

ⅱ. 定期对转碟、转轴、联动等部件检查，如发现有松动、移位及损坏，必须及时维或更换。

f. 减速机的维护根据减速机维修说明书进行。

6. 曝气转盘手糊模压制作、机械热压和注塑成型工艺对比

Orbal氧化沟开发曝气转碟早期采用手糊模压工艺制作，因工艺落后，改为半自动机械热压工艺，现又采用全自动注塑成型工艺。三种工艺的对比见表43-15。

表43-15 三种工艺的对比

项 目	手糊模压制作	机械热压	注塑成型
成型条件	成型压力为0 小型模具（2～3t） 成型温度（靠加促进剂、固化剂，不需加热） 成型时间24h	300～500t液压机 大型模具（6～10t） 成型温度（电热丝电热至150～200℃） 成型时间30min	16000g进口注塑机 大型模具（15t） 成型温度（电热丝电热至250℃） 成型时间8min
材料	普通树脂或加珍珠岩填充料和玻璃纤维丝	改性轻质玻璃钢	增强聚丙烯（加30%～50%的玻纤增强）
材料价格	6800～7500元/t	8500～9500元/t	16000～19000元/t
物理性能	质量受操作影响大，各点材质不均，强度不匀	质量稳定，各点材质基本均匀，强度均匀	质量稳定，密度一致，重量一致
化学性能	耐腐蚀性能良好	耐腐蚀性能良好	耐腐蚀性能优良
充氧能力	受脱模影响凸齿少，易脱落，充氧一般	不受脱模影响，充氧能力高，凸齿易碎	不受脱模影响，凸齿不会脱落，充氧能力增大
生产能力	24h生产两片（半盘）	24h生产48片（半盘）	24h生产180片（半盘）
相对密度	1.4～1.7	1.4～1.7	1.04～1.05
外观	粗糙，排列不平整	排列平整，表面光洁	表面有光泽，排列整齐
碟片质量	25～29kg/圆	25～26kg/圆	22～23kg/圆
备用库存	备用库存多，碟片堆放时间超过半年，碟片更易变形，不能保证同一工程用同材料	生产周期短，需备用库存，碟片不易变形，基本保证同一工程用同一材料	生产周期极短，不必备用库存，碟片绝对不会变形，能保证同一工程用同一材料
模具投资	4万～5万元	15万～20万元	40万～45万元
制作机械投资	无	30万～40万元（液压机）	1200万元（日本进口注塑机）
产生废料	不可回收	不可回收	可回收
生产过程中对环境和人体有否危害	有危害	有危害	无危害

7. 减速机选型案例计算说明

以YHG1400转碟曝气机，轴长为6.0m，碟片24片为减速机选型计算说明的例子，具体计算如下。

(1) 计算扭矩　转速55r/min，浸没水深510cm，每米安装碟片得扭矩最大为114N·m/ds，则总的扭矩为24×114=2736N·m。

(2) 减速机的许用输出扭矩及额定输出扭矩

① 欧迈特J107减速机。额定输出扭矩 $T_{额}$=2995N·m>2736N·m，许用输出扭矩 $T_{许}$=

6840N·m，选用减速机安全系数 $f_b=6840\div2995=2.2\geqslant2.0$。

② 弗兰德 K148 减速度。额定输出扭矩 $T_{输}=3682N\cdot m>2736N\cdot m$，许用输出扭矩 $T_{许}=7990N\cdot m$，选用减速机安全系数 $f_b=7990\div3682=2.17\geqslant2.0$。

(3) 实际使用系数计算。欧迈特 J107 减速机输出许用扭矩为 6840N·m，本案例转碟曝气机所需扭矩为 2736N·m。

实际使用系数＝许用输出扭矩÷本工程转碟曝气机所需扭矩＝6840÷2736＝2.5，弗兰德 K148 减速机输出许用扭矩为 7990N·m，本案例转碟曝气机所需扭矩为 2736N·m。

实际使用系数＝许用输出扭矩÷本工程转碟曝气机所需扭矩＝7990÷2736＝2.9>2.5。

综上所述，减速机优先考虑弗兰德减速机。

8. Orbal 氧化沟转碟曝气机主要部件的密封技术措施

(1) 减速机的密封　该减速机的所有齿轮材料均采用进口德国优质合金渗碳淬火钢 17CrNiMo6，经渗碳、淬火、磨削加工，齿轮精度均达到 DIN6 级，相当于 GB 10095-88 的 5～6 级；齿面硬度为 HRC58～62，心部硬度为 HRC34～42；残余奥氏体、心部铁素、马氏体、碳从物达到 3 级。

齿轮箱输出轴的材料为 42CrMo4，调质处理；箱体采用 GG20 材料，整体结构，可有效防水、防漏、轴承均采用 SKF 或 FAG 产品，轴承寿命大于 10 万小时；齿轮箱采用飞溅润滑，使用 VG220 或 VG320 合成级压齿轮油，出轴密封充分考虑水处理的特殊环境，采用 TACONITE 高效防尘、防水组合油封，可消除潮湿环境对减速机的影响。其特点如下：旋转轴运行表面得到保护；组合安装时不会损坏；有防尘的附加封唇；独立的密封系统避免轴被腐蚀和被灰尘损坏；内密封环和外密封环有橡胶涂层，动静密封环接触处有三道橡胶唇密封，对内有二层唇阻油，对外有一层唇阻水、灰尘；电机采用户外型结构，绝缘等级为 F，防护等级 IP55。

(2) 转轴轴承座的密封　轴承采用油浸润滑方式，采用 L-FC-68 轴承油、90# 极压工业齿轮油或 40# 机械油润滑。

轴承座由上海等公司生产 Z2622Y 轴承座，经过改造设计成双道骨架密封，该密封圈采用进口双唇密封，该密封既能防止污水进入，又防止轴承座内油脂外溢，提高轴承的使用寿命。轴承座采用机械油润滑，维护周期不小于 3 个月。为便于检查，加油管顶端应与走道板平齐或略低，轴承座的运行寿命≥10 万小时。

本密封是目前国际上用于恶劣工作环境的最先进的双道骨架密封形式，它相对于其他密封形式有工作可靠、泄漏量小、工作寿命长、端面磨损能力大、调轴向热胀冷缩及安装偏差能力强的优点。

(3) 无缝钢管内部的密封　无缝钢管内部的密封处理是：钢管内涂环氧煤沥青漆两道，然后钢管两端用钢板焊接封死，再在外面做厚 1mm 的 189# 玻璃钢防腐层，这样做到了永久性的完全密封。

9. Orbal 氧化沟转碟曝气机加工精度的控制

(1) 曝气机安装允许偏差　见表 43-16。

表 43-16　曝气机安装允许偏差

项　目	允许偏差		
	水平度	前后偏移	同轴度
两端轴承座	5/1000	5/1000	
两端轴承中心与减速机出轴中心同心线			5/1000

(2) 曝气机的转轴加工公差与形位公差的控制　YHG 型氧化沟曝气机转轴主要由三大部分组成：中间部分均匀厚壁的 20# 优质碳素无缝钢管，两端为优质碳素钢 45# 实心阶梯轴，用弹性

柱销联轴器与减速机连接。

①无缝钢管轴。轴表面车削粗糙度 $R_a=6.3$，轴两端法兰面垂直度 0.08，轴两端法兰凸缘同轴度 0.06。

②阶梯轴。安装轴承处粗糙度 $R_a=0.8$，同轴度 0.06，法兰端面垂直度 0.08，安装轴承处的公差 H7/m6 或 H7/n6。

③弹性柱销联轴器。法兰端面垂直度 0.04。

(3) 转轴的强度与刚度控制　一般机械制造业中，轴的许用变形挠度值 Y 为（0.0003～0.0005）L（L 为轴支承间跨距）。

Orbal 氧化沟曝气机采用无缝钢管转轴，选用 45# 优质碳素结构钢或者 16Mn 钢，通过扭应力、弯曲应力和弯扭应力合成的强度校核验算，选择恰当而且经济的钢管壁厚；将转轴理想化为铰链支座直的简支梁，计算轴中挠度，保证无缝钢管转轴中心的最大挠度不超过 0.0003L，例如对于 10m 沟宽的氧化沟即保证轴中的最大挠度 $Y_{max}\leqslant 0.0003\times 10000=3$mm，此挠度在轴端会产生一个非常小的偏转度，Orbal 氧化沟产品通过在轴端使用调心轴承和柱销联轴器，可将此偏转角给运转带来的影响完全消除掉。另外，该柱销联轴器还有 10mm 的吸收转轴因热胀冷缩产生变形量的能力。

(4) 曝气机配套的直联型圆锥圆柱齿轮减速机　K 系列立式斜齿-伞齿轮减速机的性能已经在前文介绍，在此不再重复。

(5) 曝气机配套的立式电动机　采用户外防潮湿结构的立式电机，防护等级 IP55 级，绝缘等级 F，电源动力为三相对性 380V，频率为 50Hz。

(6) 曝气机的润滑　轴承座采用 L-FC-68 轴承油、90# 极压工业齿轮油或 40# 机械油润滑。减速机采用 ISOVG220 齿轮油。ISOVG220 齿轮油具有适当的黏度、中等的极压性能、良好的抗氧化安定性、抗乳化性和防锈性。

(7) 氟橡胶密封　具有进口双唇密封骨架密封具有优异的耐油性能，耐磨、耐热、加工性能好。

10. Φ1400、Φ1500、Φ1800 转碟曝气机性能比较

由于型号规格的增加，对充氧和推动力数据的测试还没形成规范，下面总结 Φ1400、Φ1500、Φ1800 转碟曝气机的性能，具体参数如下。

(1) 充氧能力比较　在不设导流板、导流墙，且未设任何辅助增氧措施时 YHG1400-A 型和 YHG1800-A 型转碟设备的检测性能见表 43-17。

表 43-17　YHG1400-A 型和 YHG1800-A 型转碟设备的比较

(a) 条件：50r/min，水深 4m，YHG1400-A 型浸没深度 530mm，YHG1800-A 型浸没深度 680mm

水平轴跨度/m	转碟数/ds		充氧能力/(kgO_2/h)			配用电机功率/kW	
	Φ1400	Φ1800	Φ1400	Φ1800	提高/%	Φ1400	Φ1800
1.0	5	3	5	10.89	118	5.5	7.5
2.0	10	5	10	18.15	81.5	7.5	11
3.0	14	8	14	29.04	107.4	11	18.5
4.0	18	10	18	36.3	101.7	15	22
5.0	23	13	23	47.19	105.2	18.5	30
6.0	28	15	28	54.45	94.5	22	30
7.0	32	18	32	65.34	104.2	22	37
8.0	36	21	36	76.23	111.8	30	45
9.0	42	22	42	79.86	90.1	37	45
10.0	46	25	46	90.75	97.3	45	55

(b) 条件：YHG1400-A 型 5 片/米；YHG1800-A 型 3 片/米

水平轴跨度/m	转碟数/ds		充氧能力/(kgO_2/h)			配用电机功率/kW	
	Φ1400	Φ1800	Φ1400	Φ1800	提高/%	Φ1400	Φ1800
1.0	5	3	5	10.89	117.8	5.5	7.5
2.0	10	6	10	21.78	117.8	7.5	11
3.0	15	9	15	32.67	117.8	11	18.5
4.0	20	12	20	43.56	117.8	15	30
5.0	25	15	25	54.45	117.8	18.5	30
6.0	30	18	30	65.34	117.8	22	37
7.0	35	21	35	76.23	117.8	30	45
8.0	40	24	40	87.12	117.8	30	55
9.0	45	27	45	98.01	117.8	37	75
10.0	50	30	50	108.9	117.8	45	75

(c) 条件：YHG1400-A 型和 YHG1800-A 型浸没深度均为 530mm

水平轴跨度/m	转碟数/ds		充氧能力/(kgO_2/h)		配用电机功率/kW	
	Φ1400	Φ1800	Φ1400	Φ1800	Φ1400	Φ1800
1.0	5	3	5.00	7.50	5.5	7.5
2.0	10	5	10.00	12.50	7.5	11
3.0	14	8	14.00	20.00	11	15
4.0	18	10	18.00	25.00	15	18.5
5.0	23	13	23.00	32.50	18.5	22
6.0	28	15	28.00	37.50	22	22
7.0	32	18	32.00	45.00	22	30
8.0	36	21	36.00	52.50	30	30
9.0	42	22	42.00	55.00	37	37
10.0	46	25	46.00	62.50	45	45

(d) 条件：50r/min，水深 4m，YHG1400-A 型浸没深度 530mm，YHG1800-A 型浸没深度 680mm

水平轴跨度/m	转碟数/ds		充氧能力/(kgO_2/h)			配用电机功率/kW	
	Φ1400	Φ1800	Φ1400	Φ1800	提高/%	Φ1400	Φ1800
1.0	5	3	7.50	11.98	59.7	5.5	7.5
2.0	10	5	15.00	19.97	33.1	7.5	11
3.0	14	8	21.00	31.94	52.1	11	18.5
4.0	18	10	27.00	39.93	47.9	15	22
5.0	23	13	34.50	51.91	50.5	18.5	30
6.0	28	15	42.00	59.9	42.6	22	30
7.0	32	18	48.00	71.87	49.7	22	37
8.0	36	21	54.00	83.85	55.3	30	45
9.0	42	22	63.00	87.85	39.4	37	45
10.0	46	25	69.00	99.83	44.7	45	55

（2）推动能力比较（按标准状况下推动水的体积为原始数据）　见表 43-18。

表 43-18　YHG1400-A 型和 YHG1800-A 型转碟设备推动能力比较

（a）YHG1400-A 型和 YHG1800-A 型转碟在 9m 水平轴上，有效水深 4m，不设导流板

型号	浸没水深 /mm	转速 /（r/min）	配用功率 /kW	转碟数量 /ds	单碟推动力 /（m^3/ds）	水平推动距离/m	平均流速 /（m/s）
YHG1400-A	530	50	30	42	38.2	48.6	0.30
YHG1800-A	530	50	30	22	93.5	67.5	0.30
YHG1800-A	600	50	30	22	116.9	82.7	0.30
YHG1800-A	680	50	30	22	139.4	96.4	0.30

（b）以 YHG1800-A 型转碟设备原始测定数据为基础，根据水力模型测试出 YHG1800-A 型在不同水深条件下的推动力参数

有效水深 /m	沟宽 /m	浸没水深 /mm	转速 /（r/min）	配用功率 /kW	转碟数量 /ds	水平推动距离 /m	平均流速 /（m/s）
4.5	9	680	50	45	22	82.0	0.30
5	9	680	50	45	22	73.2	0.30
5.5	9	680	50	45	22	66.1	0.30
6	9	680	50	45	22	60.3	0.30
6.5	9	680	50	45	22	55.4	0.30

（c）Φ1500 推流式转碟曝气机检测结果

检测项目	检测结果		检测项目	检测结果	
	盘片浸没深度 500mm	盘片浸没深度 550mm		盘片浸没深度 500mm	盘片浸没深度 550mm
总充氧能力/（kgO_2/h）	10.24	12.32	单位推动力/（m^3/ds）	106	115.5
单盘充氧能力/[kgO_2/（h·ds）]	2.56	3.08	单盘消耗功率（以轴功率计）/（kW/ds）	0.865	0.95
动力效率（以轴功率计）/[kgO_2/（kW·h）]	2.95	3.24	平均流速/（m/s）	0.38	0.41

（3）Φ1400、Φ1500、Φ1800 之间的性能比较案例

① Φ1800、Φ1500 设计改造案例。山西临汾市污水处理厂为国家投资兴建的 70000m^3/d 城市污水处理厂，由北京某院设计，当时设计了 14 台 Φ1400 转碟曝气机，每台功率为 22kW。当时设计工艺为氧化沟曝气池（非普通氧化沟），氧化沟停留时间约 8h。2000 年 5 月经山西省招标局公开招标，两个厂家中标。分两组沟，每组沟由一个厂家提供产品，于 2001 年 5 月开始试运行。一家提供的每组碟片为 33 片，碟片带有小孔，转碟转速为 59r/min。由于设计两组间距离为 35m，有效水深 4.5m，水中也没设推进器，经多次调试，转碟表面流速最高 0.4m/s，中部流速成为最高 0.25m/s，底部流速最高 0.19m/s，多个点检测后实际平均流速为 0.22m/s，沟底有积泥。另一氧化沟表面流速为 0.35m/s，中部最高为 0.22m/s，底部最高只有 0.12m/s，实际平均流速不到 0.2m/s，底部积泥较大。推流速度不理想，一直没有达到预期的处理效果，污泥一直没有培养好。2001 年底委托省委专家进行评审，最后专家组一致认为 Φ1400 转碟曝气机在 Orbal 型氧化沟中适宜在水深 4.5m 以下运行，推流可最大达到 35m，但在双沟型氧化沟中，曝气机间隔距离不宜太远，以间隔距离 25m，水深为 4.2m 为宜。专家组认为应增加水下推进器来解决，相

应增加投资及配电，污水池还得抽水，还存在水下推进器的安装等问题。此方案一直没能实施。

2002 年初，某公司开发出 Φ1800 转碟曝气机，该厂研究决定采购三组试用（方位为北一沟内）。最后两组转碟开启后，底部流速达到了 0.25m/s，表面流速部分达到了 1 m/s，平均流速达到 0.4 m/s。整体充氧能力也增强，电机负荷较大，原计划更换三台，后来只使用两台即解决问题。22kW 电机，减速机不变，推动能力即达到了要求。后更换成两台 30kW 电机后，增加 2 片碟片（原来为 11 片），其余 5 台 Φ1400 转碟曝气机不开启的状况下，也比较稳定。后来得到了邯郸污水处理厂总工程师的指导和调试，氧化沟污泥很快培养起来，出水也开始稳定起来。

南沟的氧化沟试验池由另一公司改造了全部 Φ1500，改造效果和原 Φ1400 比相差不大，还发现 Φ1500 底流速减速现象，分析其原因，由于原 Φ1400 为 33 片，经改造成 Φ1500 不到 20 片，整体充氧表面看是增加了，但由于原 Φ1500 在结构设计时，重视表面浪花与空气接触面，目的是提高充氧能力，能耗浪费在表面上，实际上，推动并没有解决，只是盘片浸没水深增加了 50mm，最终临汾污水处理厂还是按北池方案增加了三台推动力 Φ1800 转盘，由于 Φ1800 浸没水深增加，使流速充氧提高，至今安全运行。

② Φ1400 改造的案例。由于唐山某工业小区污水处理厂采用 Φ1000 转刷，水量是 5000t/d，处理生活废水和工业废水，功率 30kW，转速是 72r/min 的转刷曝气机共采用 3 台，由于转刷叶片在运行时产生弯曲及断裂现象，业主根据供货单位意见，改造了一组 Φ1400 转盘，对于 Φ1400 转盘一直存在着不适宜转速高的观点，由于此次改造是迫不得已，最后推动力和充氧加大，同转速的转盘效果明显。所以在同转速、同功率的转刷、转盘比较来看，转盘的优点大于转刷，并不是转盘不能超过 60r/min。根据需要，在 Orbal 氧化沟中还是尽量使其转速经济化，而在非 Orbal 氧化沟中转速的提高可使氧化沟系统正常化，最后 3 组全部改成转盘，取得了令人满意的效果。

③ 结合改造案例。安阳豆腐营污水集中控制工程采用一体化氧化沟工艺，由于水下推进器和转刷的问题一直处于半停滞状态，2003 年该单位采用 Φ1400 改造，取得满意效果。由于局限于原池改造，Φ1400 转盘替代转刷和推进器时，受到浸没水深增加的问题，原 Φ1400 浸没水深增加至 560mm，超过最大极限 535mm，安全运行一年后改造成 Φ1800 和 Φ1500 结合，取得了明显的效果。Φ1500 主要在需氧量不足时开启，平时开 Φ1800，Φ1500 和 Φ1800 主要侧重于 Φ1500 是充氧，Φ1800 是推流，两者结合解决了推动充氧的矛盾。

④ Φ1800 弧形曲线应用案例。弧形线设计的主要目的是把水引流到沟内，相当于离心机的原理，圆周边切线方向的甩力是最大的，所以 Φ1500 弧形与 Φ1800 弧形面背面迎水目的把表面流速引至沟底，也使表面底部流速均匀化，同时把气泡引至沟底，达到充氧的目的。另外，Φ1800 转盘能使沟内的充氧达到最佳状态，也影响其他设备的充氧，使之流速提高。香洲污水处理厂 Orbal 氧化沟改造过程中，一组转盘改造成 Φ1800 后，整个充氧能力都得到提高。归纳原因是流速提高使其原 Φ1400 转盘气泡在沟中停留时间延长，反而提高了充氧能力，所以设计时要考虑流速与充氧的关系，不能单凭 0.3m/s 概念，如超过 0.3m/s 时，其充氧也随之提高，一般也是同比例增加的。

(4) 转盘 Φ1800 转盘曝气机的其他优点

① 由于采用 Φ1800 转盘，在达到同样推动和充氧的基础上，Φ1800 转盘质量是 Φ1500 质量的 4/7，是 Φ1400 质量的 3/5，这样轴的厚度，经过计算可节省 30%，对轴的挠度也远远减轻，也就是启动电流明显降低，使用能耗也明显降低。

② 由于弧形曲线条，在与 Φ1800 或 Φ1500 转盘结合使用时，可使其他曝气设备能耗降低，并能提高充氧 10%～30%，这些在香洲污水处理厂、临汾污水处理厂的改造中得到应用。

③ 当全部采用 Φ1800 曝气机时，实际可停开一半以上备用（一般在设计时以考虑最少 20% 的备用）。

④ 由于盘片直径增大，盘片浸没水深 530mm 时，其盘片的齿面是全面分布的，不像 Φ1400

和 Φ1500 只有 300～350mm 是全面布齿的，其他的面积为检修人孔位置所占用，影响使用效率，Φ1800 在盘片浸深 530mm 时效果是最经济的。

⑤ 转盘中心位置的提高（最高提高达 20cm），不用像 Φ1400 和 Φ1500 那样轴承座和减速机浸泡在水里，延长使用寿命，方便维护。

⑥ 阻水的扭矩在同样浸没下是最小的，由于 Φ1800 其盘片只有 530mm 浸深（与 Φ1400 和 Φ1500 对比下），从大直径的盘片角度来看，相对起动扭矩面积是增大了，但由于扭矩面与轴距离增大，实际上盘片的能耗的工作阻力是最小的（可以用杠杆的近似原理解释）。

⑦ 工作水深深时，不用另外的措施来提高局部流速，由于 Φ1800 设计上着重把工作面的水引流至沟底，很多时流速下面大上面略小，真正使流速分布趋于完善，不像 Φ1400 那样底面与上面的流速分布差距很大，上面小下面大，并且也用这样方法使溶解氧气泡在沟内时间长，提高了氧利用率。

⑧ 一台 Φ1800 可替代传统的两台 Φ1400，毫无疑问节省了成本，也降低了功率。如两台 30kW 的转盘，其 Φ1400 最多 84 片（每台 42 片），也即充氧 84kgO_2/h（按 1 kgO_2/h），而用 Φ1800，功率 55kW（比两台 Φ1400 少 5kW），如 24 片则充氧 86kgO_2/h（按 3.63 kgO_2/h），这些都是实际数据，其能耗节省至少 10%，而且制造一台 Φ1800 成本要比 Φ1400 两台少许多，接近 40%。另外，推动力也是相当的，Φ1800 是 3360m^3 水，而 Φ1400 是 3000m^3 水，也接近提高 10%，可见 Φ1800 的性能远远超过原 Φ1400，并且 Φ1800 可使两组距离延长为原 Φ1400 的 2 倍以上，起到硝化反硝化的目的，对单盘充氧和总氮去除都起着关键作用。

(5) 转盘曝气机的设计理念　通过美国专利和国际一些专利文献载明，转盘曝气机转盘向三角形凸块尖方向旋转是最经济的，单盘充氧能力 0.98kgO_2/h，配用功率 0.62kW（由于国内暂无权威机构对耗用功率指标进行统一标准，无法检定设备最终的动力效率，习惯采用配用功率这一明确的指标），三角形凸块反向旋转时 1.01kgO_2/h，配用功率 0.72kW，浸没水深 510mm，最佳转速是 46r/min，由于国内转盘直径增加至 1400mm，盘片浸没最深为 535mm，所以相对充氧有所提高。

五、Orbal 氧化沟设备的安装及维护

1. YHG1400、YHG1500、YHG1800 转碟曝气机现场安装技术要求

(1) 本安装要求适用于 YHG1400、YHG1500、YHG1800 型转盘式曝气机在工程施工现场的安装和调试。

(2) 安装所需设备　除了一般的安装工具外，工作现场必须提供以下设备。

① 设备安全搬运的吊装设备（要有足够能力）。设备估算重量为：转轴重 1300kg；盘片总重，每片≤25kg（YHG1400），每片≤32kg（YHG1500），每片≤45kg（YHG1800）；减速箱和柱销联轴器 1～2t（具体见减速机说明书）；轴承座 0.1～0.3t（具体见规格）。

② 一个千分表和磁性表座。测量齿式联轴器内外齿联轴节间隙均匀性。柱销联轴器也可。

③ 设备找平用的钢板的垫板。钢板和垫板应没有毛刺。

④ 经纬仪式水平仪。

(3) 安装前的准备工作

① 熟练技术数据，包括平面布置图、设备图、基础图等。

② 对设备基础检验。检验内容主要包括：基础的材料，浇灌的质量和强度，基础平整及水平、标高和中心线位置，地脚预留孔位置深度和距离，基础的外形尺寸和外观质量等是否符合设计要求。

③ 在检验基础时，如发现不合乎要求，应进行处理，标高不准（过高或过低），应用錾子铲

低或补灌原标号混凝土，预留孔平面位置不符时，应进行修正，预留孔深度不够时，应凿到要求的深度。

④ 安装前要和设备供方人员一起进行设备的清点和检查，清点后做好记录，并由双方人员签字。清点工作主要有如下几项：设备的箱数、箱号及包装情况；设备装箱单、说明书、合格证及出厂检验单等技术档案；设备的名称、型号和规格等是否符合要求；根据装箱单逐项清点箱内零部件、附件、备件、专用工具及有关技术文件，如有缺漏，应做记录；检查设备零部件有无缺陷、损坏、变形及锈蚀等现象，如有应及时处理；核对与机器有关的技术资料，包括地脚螺栓和垫铁的形式、规格和数据，地脚螺栓孔的大小和距离，机床的外形尺寸是否与基础设计图平面尺寸相符等，并根据设备说明书了解对设备安装有特殊要求。

（4）轴系的安装步骤

① 根据设备安装图，在基础平面上预划出设备安装中心线，即减速机轴伸—盘片转轴—尾端轴承座的轴线。另在减速机底座上配套的底座钢板上划出输出轴中心线，吊装就位时将此线与预划中心线重合。多台转碟曝气器相互间轴线允许的高程差为±5mm。

② 先将转碟曝气机轴座按水平要求暂定在基础上进行定位，如达不到技术图纸要求，可在基础底板上调节升降螺栓（或钢板垫衬）使之达到标准。第一轴座定位后，再放线成直角形，使第二轴座中心线或末端轴座中心线在同一在线，并在同一高程上，为了保证两或三轴座在同一直线和同一高程上，要将轴座放长线校准，然后用电焊或螺栓固定。轴座底板和基础底板待对角线和各点在同一直线以及轴中心线都在同一水平线上，将轴承座底板和基础底板固定。

③ 把尾端轴承座或第二、第三根轴承座装上底座钢板，基础底板旋上地脚螺母，同样就位于基础轴线之上，如需要，可垫上四组垫铁，每组两块，每两组垫铁在同一条直线上，一般垫铁数量不宜超过4组，把地脚螺栓吊在预留孔内（如没有预留孔，可用升降螺栓代替，使调节到所需的高度）。

④ 假如有两轴或三轴中间有联轴器连接，各轴的连接必须按联轴器的要求逐一进行校平校直连接。联轴器外圆调整一致，轴中心必须在同一直线，然后用螺栓把两端法兰面紧固。

⑤ 减速机的安装，用吊车把减速机就位于基础之上，调整减速机在轴线的位置，使两端地脚步螺栓尽可能处在基础预留孔中间位置（有条件应设计两块钢板）。

⑥ 通过调整斜铁垫铁迭合距离，调整机器的水平度和标高，使减速机轴伸中心（相当于柱销联轴器中心）和头端轴轴伸的中心（或联轴器中心）在同一直线上，两端水平度用经纬仪检测标高应符合图纸要求。

⑦ 打开减速机电机后盖，用手盘动风叶，使整个转动系统转动，检查各传动机构的活动是否正常，动作是否合乎要求，应不擦、不卡、无杂声无振动、转动灵活。否则，必须检查原因，加以改正或调整。

⑧ 在上述初平工作结束后，即可进行初次灌浆，把地脚螺栓预留孔用标号大于基础的混凝土砂灌满，并振捣使之密实，严禁夹有气泡空隙。灌浆必须分两次或三次进行，如过冷或过热应采取保护措施，并进行保养。注意在开机前应重复检查各安装点的要求和标准，确定无疑和合格后进行开机前准备工作。

⑨ 灌浆后，洒水养护，养护期不少于6天，才允许拧紧地脚螺栓。

⑩ 安装检验。盘片曝气机安装的允许偏差如下。

a. 减速机轴伸中心与尾端轴承座中心：水平度4/10000；同轴度5/10000；单台机组减速机与尾端轴承座的标高误差不大于3mm。用经纬仪或水准仪测量。

b. 用标准样块和塞尺检测柱销联轴器相互倾斜度。

⑪ 对检查出不符合设计要求的地方，利用轴承底座钢板下面的斜垫铁对设备进行精调。精调后进行光轴试运转，运转应平稳，无噪声、敲击声、摩擦声，无振动现象等。发现不正常现

象，应立即停车，并进行检查和处理。（注：光轴试转时间不得过长。试转前必须在减速机内加相应牌号的润滑油，油位要达油尺标记位置，在尾端轴承座内加注二硫化钼锂基脂，打开特制油嘴盖，加注润滑脂，以充满型腔约 2/3 为止。）

⑫ 轴转动试验正常后，即可进行最后灌浆和焊接。灌浆时，宜用木模将设备底座圈在中间，木模的高度不大于底座基础钢板为宜。用标号大于基础的混凝土砂浆将设备底座钢板与基础表面的空隙灌满。灌浆时应从底座的相邻灌起，并同时振捣；严禁从底座的四周同时灌浆，以防在底座内积存气泡，影响质量。

（5）曝气盘片的安装

① 检查转碟的外防腐层有无损坏，损坏处需用原色、原材质的树脂腻子予以修补。

② 量取轴上安装盘片的总长度，根据安装的盘片数在轴上等间距划线，确定盘片安装位置。

③ 安装时同一孔位号和同一迎水面三角齿的两半盘片要装在一起构成整圆，严禁不同孔位的安装在一起，产生不平衡。安装时先将丁腈橡胶片嵌在盘片的凹槽内，并对称好，以增强转碟固定在水平轴上的牢固性，然后用不锈钢螺栓加弹簧垫紧固。

④ 相邻盘片的对接接缝要相互垂直，间隙必须相等。

⑤ 按照如下数值控制盘片安装的精度：水平间距要均匀，水平间距误差不大于 5mm；用钢卷尺测量垂直度误码差不大于 3mm，用三角尺测量；盘片侧向摆动误差不大于 10mm，用靠表测量。

⑥ 盘片紧固螺栓的紧固要均匀，拧紧力矩不大于 25～30mm，如不均匀将使盘片产生倾斜。紧固时，螺栓应对应拧紧，不能一面紧一面松，这样会产生两片之间的偏差和盘片变形，影响垂直度。同时螺栓螺母应对应错角相反安装，保证盘片本身的重量对称性。注意根据旋转方向再确定夹片螺栓螺母的相位，防止开机后发生松动或脱落现象。

⑦ 盘片安装达到要求的精度后，再安装盘片接缝处的紧固夹片。

（6）导流板及引流板的安装

① 为改变沟内流态，提高氧的传递效率，在直沟道的转盘前设引流板，后设导流板，弯沟道的转盘只设转盘后导流板。

② 导流板（如果使用）由玻璃钢材料和 L80×80×8 角钢（热镀锌）用紧固件连接制作而成。厚度为 10mm。距转碟轴心 3000mm，倾斜安装，与水平面夹角为 60°，导流板有效高度为 900mm，导流板固定在氧化沟下游直道的池壁预埋件上，离水面水平位置 250mm，以便将曝气的混合液引向沟底，加大沟内混合液的流速，延长气泡在混合液中的停留时间，提高充氧效率。

③ 引流板（如果需要）由玻璃钢材料和 L80×80×8 角钢（热镀锌）用紧固件连接制作而成，两端分别焊接固定在沟两侧的预埋铁上，离转碟轴心 4000mm，垂直安装，引流板有效高度为 700mm，安装于离水面水平位置 200mm，两侧必须保持水平，误差≤5mm。建议 Orbal 氧化沟工艺中不要采用，非 Orbal 氧化沟工艺中谨慎采用。

（7）转碟防护罩安装

① 为了使转碟曝气机旋转时污水不落在混凝土走道上和保护盘片不受阳光直照产生变形老化，提高充氧能力和使用寿命，特在走道板前设置一道带弧形的防护罩。

② 防护罩为玻璃钢（或者白色不锈钢）材料一次性成型分多块制作而成，颜色为浅灰色，表面光亮无毛刺。

③ 对照图纸要求，然后与实际尺寸相对照安装。

④ 首先把 150mm×100mm×5mm 两根方钢按水平要求横跨在氧化沟上，两端焊于基础的预埋铁上，两端水平不得超过±5mm（如果方钢太长，应两端切割）。

⑤ 根据图纸要求按顺序把转碟罩依次安装。

⑥ 为了维修方便，防溅挡板由多块 5～6 mm 厚和带加强筋的弧板连接而成，块与块之间由凹凸槽相互衔接和由自由不锈钢铰链固定在 15# 方钢上，维修时可以自由掀动，安装时注意要开

启灵活，并在开启边安装维修活动撑勾。

⑦ 各焊接点焊缝必须做防腐，二道处理。

(8) 挡水侧板的安装

① 为了保证轴承和联轴器及驱动装置不受转碟旋转时飞溅起废水的侵蚀，特在转轴的两端装有特制防溅板挡板，用膨胀螺栓固定在沟的侧旁，防溅板材质为玻璃钢材质，厚度 5mm。

② 防溅板与轴之间的间隙不应太大，以防止水花溅入。

(9) 安装注意事项

① 施工前，技术人员需向施工班组进行技术交底，施工班组在施工前必须认真看图，阅读图纸说明，弄清施工要求。

② 施工时，安装人员要及时做好详细的施工记录，不能漏填。

③ 施工中要把好程序关、操作关、质量检验关。

④ 做好设备的保护工作，附属的零配件等要妥善保管，易锈蚀的螺栓等零件要涂油保护。

⑤ 在安装前，要彻底清除设备上的泥土、焊渣、铁锈等脏物，特别是配合表面不能磕碰。

⑥ 施工中要遵守安全条例中相关规定，戴好安全帽、穿工作鞋，并正确使用劳动保护用品。

⑦ 吊装设备时要用专业人员指挥，不得碰撞损伤设备。

⑧ 严禁在悬吊重物下工作或站人，以防起重机或吊索下落时伤人。

⑨ 灌浆前必须彻底清除基础表面的灰尘及杂物，并在基础表面洒水湿润，基础表面局部有积水时，可用压缩空气吹除。

⑩ 灌浆过程中要用工具捣实，不能有空隙，灌浆的材料符合有关技术文件要求。

⑪ 设备安装好后必须对各钢件预埋部位、焊接部位等暴露部位进行一次防腐，用环氧树脂或相同油漆涂刷两遍，保证各部位都达到要求。

2. Orbal 氧化沟设备的维护

(1) 概述　YHG1800 型氧化沟已获得国家二十多项专利，其中实用新型专利号为 01266574.6。碟片上呈类似涡轮状均匀而规则地排列弧形凸条，凸条垂直碟片表面方向一侧分布有呈波浪状连续布置的凹凸，另一侧为多格呈坡度的隔舱。各凸条之间设有圆形盲孔。该设计充分应用了力学原理，能够在相同的动力条件下得到最佳充氧效果和推流能力。整圆碟片重为 45kg/圆，整轴安装数量较原 Φ1400 碟片少约一半，但整机充氧效果在一般情况下都能提高到 Φ1400 型的 2～3 倍。整机推动能力也可以提高一倍以上。

(2) 设备的选用　设备选用前应了解所需设备的规格、型号及特点，选择时应注意设备的各种参数及动力系数，这样可以对土建承载进行设计和校核，可以选用适当的动力来配套设备的动力要求。根据 Orbal 氧化沟设备制造和运行的经验，曝气机的配套动力最少功率为 0.625kW/片（YHG1400）、1.5kW/片（YHG1500）、2kW/片（YHG1800）。另外在选择设备时应考虑到设备基础的地形地势，这样有利于设备更好地运行。

(3) 设备运行前的检查　设备运行前的检查是非常重要的一个步骤，对设备长期运行与保养起到关键作用。

①空载运行 2h，运行时继续对轴承中注入润滑油，并检查：转盘旋转方向是否和氧化沟水流方向一致；整机的运行的平稳性，电流、电压、功率及噪声等技术参数是否在要求范围内。

②负载运行

a. 调节水位，转盘浸没深度为 100mm 时，进行负载试车，检查各项技术要求和设备保养要求，以后逐渐增加浸没深度，直至浸没 500mm（YHG1400）、500mm（YHG1500）、600mm（YHG1800）时，进行正常运行，转盘浸没深度最大不得超过 530mm（YHG1400）、550mm（YHG1500）、680mm（YHG1800）。

b. 负载运行 2h 后，检查转盘等处螺栓是否有松动、移位等现象，如发现有以上现象应立即

停机进行紧固和处理。

c. 负载运行 4h 后整机的平稳性、电流、电压、噪声等指标均在技术参数允许范围内，即可正常运行。

(4) 传动机组的润滑与维护　传动机组的润滑与维护主要是对轴承、传动轴、曝气转盘等传动设备的润滑与维护。

①安装轴承座时，必须加注润滑油，润滑油牌号为 L-FC-68 轴承油、90# 极压工业齿轮油或 40# 机械油润滑，务必使润滑油填满轴承座内。

②运行以后，对曝气机支座轴承务必每 3 周应加注油一次（加油时不应停车）；更换期限，第一次为运行 3 个月，以后每隔 6 个月更换一次润滑油。

③定期对曝气转盘、转动轴、联轴器、减速机等部件检查，如发现有松动、移位及损坏，必须及时维护或更换。

(5) 轴承座的润滑与维护　轴承座采用 L-FC-68 轴承油、90# 极压工业齿轮油或 40# 机械油润滑，维护周期不小于 3 个月。经常检查油位并及补充润滑油。

(6) 国产减速机的润滑与维护　由于减速机是转碟曝气机的重要组成部分，关系到设备的运行寿命，所以减速机的润滑与维护非常重要。减速机的重要部分为齿轮，下面是 Orbal 氧化沟减速机的润滑和维护的几条注意事项。

① 减速机的润滑第一次换油应在初次运行 300h 后，随后每天连续工作 10h 以上者，每隔 2500h 换油一次；每天间断工作 10h 以下者每隔 6 个月换油一次。油为 40# 或 50#，加油时间看减速机的油标线，如低于油标线时应立即加油。

② 注油量应在油标线的上下限之间，立式减速机应高于油标中心线。

③ 若长期没有使用，在重新开动前，必须更换润滑油。

④ 不允许注入带腐蚀或不清洁及异型号的润滑剂。

⑤ 减速机润滑必须定期检查，如润滑油老化、杂质过多，则应更换润滑油，更换时打开油螺塞，即可排污油。

⑥ 应经常检查减速机温升高于 60℃时，减速机应立即停止工作，检查其原因（具体详见减速机说明书）。

(7) 进口减速机的润滑与维护

①检查与维护。每工作 3000h 或至少每 6 个月要检查油一次；更换矿物油取决于运行条件，至少 3 年一次。图 43-2 为标准减速机在正常条件下工作时油的更换时间间隔。

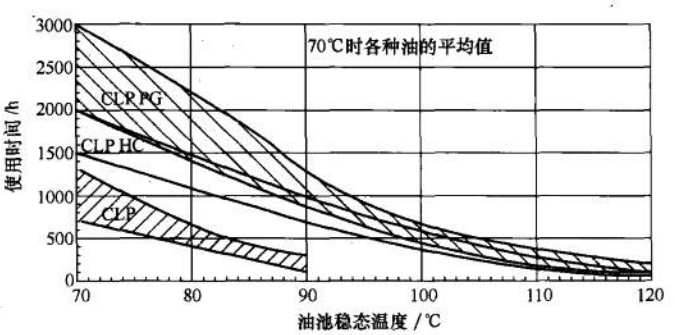


图 43-2　标准减速机在正常条件下工作时油的更换时间间隔

对特殊结构的减速机，在恶劣的环境或有腐蚀条件下工作时要缩短油的更换间隔。

检查或维护前准备一组扳手。

不同的合成润滑剂既不能彼此混合，也不能与矿物油润滑剂混合。

② 油的检查。切断传动装置电源，防止无意间通电，等待减速机冷却下来无燃烧危险为止。检查油样（颜色、浓度），若有污染，则应换油。

对带油位塞的减速器，应先拆走油位塞，再检查油位，如有需要应立即校正，最后将油位塞重新装回原位。

③油的更换。减速器要在运行温度下换油，因为冷却后油的黏度增大，放油困难。更换步骤如下。

a. 切断传动装置电源，防止无意间通电，等待减速器冷却下来无燃烧危险为止。但是此时减速器仍应保持温热，因为油若完全冷却下来，则流动性不足，放油困难。

b. 拆掉油位塞、通气阀（排气阀）和排油塞。

c. 将油全部排除。

d. 拧入排油塞。

e. 通过通气孔注入新的油，油量应与安装位置一致；在油位塞处检查油位。

f. 拧入油位塞。

g. 拧入通气塞/排气阀。

④ 加油在整个传动中也是非常重要的，建议每个月加油一回。

⑤ 润滑油的牌号及用油量，采用 ISOVG220 齿轮油或壳牌。

(8) 润滑管理的目的与任务

①齿轮传动润滑管理的目的

a. 保证正常运转，防止事故发生，就必须对传动设备进行正确润滑。

b. 防止因润滑不良，降低设备性能或发生故障。

c. 降低摩擦阻力，减少机体磨损，延长设备使用寿命。

d. 降低动能消耗，节约能源。

②齿轮传动润滑管理的任务

a. 根据设备特点、生产工艺流程状况，确定润滑管理的组织形式，拟定润滑管理的规章制度，建立润滑技术管理人员的工作职责，并与经济责任制挂钩，保证润滑管理工作正常开展。

b. 绘制润滑“五定”图表，积极开展润滑“五定”工作，即定质、定量、定时、定点、定人，使设备得到正确及时、合理的润滑。

c. 编制设备润滑油的化验、清洗、换油计划，尽量做到按质及时换油。坚持“三过滤”，即润滑油入库前过滤、进车间过滤、换油时过滤。

六、Orbal 氧化沟应用实例

1. 牛口峪污水处理厂

北京燕山石化公司牛口峪污水处理厂设计规模为 $6\times10^4 m^3/d$，主要处理乙烯生产过程中所排废水及居民区少量的生活污水。该厂采用 Orbal 氧化沟，污水处理厂设计进、出水水质见表 43-19，工艺流程如图 43-3 所示。

表 43-19　牛口峪污水处理厂设计进、出水水质

项　目	进　水	出　水	项　目	进　水	出　水
COD/(mg/L)	300	80	油/(mg/L)	40	4
BOD_5/(mg/L)	180	25	pH 值	6～9	6～8.5
SS/(mg/L)	200	20			

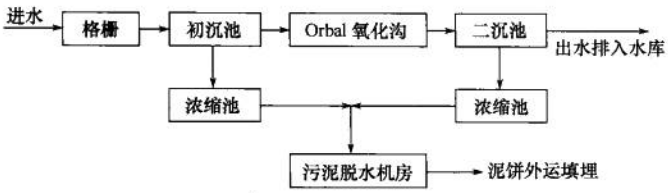


图 43-3 牛口峪污水处理厂工艺流程示意

生物处理工段设计为平行的两个系列，每个系列包括 1 个 Orbal 氧化沟和 2 个辐流式二沉池。每个氧化沟设 24 组曝气转碟，外、中、内沟各安装 8 组。

单个氧化沟的主要设计参数如下：设计进水流量 1250m³/h；水力停留时间 14.2h；泥龄 35d；有效水深 4.26m；MLSS 4000mg/L；污泥负荷 0.074kgBOD/（kgMLVSS·d）；容积分配 56∶26∶18（外∶中∶内）；溶解氧分配 0、1mg/L、2mg/L（外、中、内）。

该厂建成以来，由于进水流量只有(2～2.4)×10⁴m³/d，尚不到设计流量的一半，故基本上只运行一个系列。该厂运行参数、处理效果分别见表 43-20 和表 43-21。

表 43-20 牛口峪污水处理厂运行参数

氧化沟运行参数		平均值	范 围	氧化沟运行参数		平均值	范 围
进水流量/(m³/h)		903	851～937	污泥回流比/%		61	59～65
水力停留时间/h		19	18～21	MLSS/(mg/L)		3037	2923～3245
有效水深/m		4.2		SV/%		93	91～94
水温/℃		15	13～16	SVI/(mL/g)		304	295～315
转碟运行组数	外沟	5		DO/(mg/L)	外沟	0	0～0.3
	中、内沟	3			中沟	0.4	0.1～0.9
转碟浸深/mm		450			内沟	3.5	2.9～3.9

表 43-21 牛口峪污水处理厂处理效果

项目	总进水	氧化沟				总出水	氧化沟去除率/%	总去除率/%
		进水	外沟	中沟	内沟			
COD/(mg/L)	455.	396	37	29	24	28	92	93
BOD/(mg/L)	197	54	33				>95	
SS/(mg/L)	58	31				12		79
NH_3-N/(mg/L)	11.82	11.55	—	—	—	—	>99	>99
TKN/(mg/L)		16.09	1.89	1.09	0.95	0.98	94	
NO_3^--N/(mg/L)		1.57	0.72	0.61	0.60	1.39		
TN/(mg/L)		17.44	1.96	1.26	1.18	1.43	92	
pH 值	8.0						8.0	

结果表明，Orbal 氧化沟工艺处理效果很好，COD、氨氮的去除率都超过 90%。在控制外沟中 DO（指非曝气区域）接近于 0 后，发现系统对 TN 的去除率大大提高。同时开启两个系列，造成氧化沟的三个沟道完全处于好氧状态，此间 TN 的去除率只有约 50%。调整运行工况（关闭一个系列）至正常后，尽管水量及有机负荷增加了约一倍，却能获得更好的处理效果，在外沟形成的缺氧区域使 TN 的去除率迅速提高到 90%以上。

尽管在 Orbal 氧化沟中进水很快地在单个反应器内通过扩散分布全池，但还不是真正的完全

混合系统。实际上在氧化沟系统中流态呈现出推流式的环流。完全混合程度取决于氧化沟的设计。当环流数低时系统的特性将与推流反应器相似。对停留时间长的氧化沟，流体质点可在沟中循环 500 圈以上。

运转的数据表明，大部分 BOD 和氨氮在氧化沟的第一槽里被氧化，所有的反硝化反应都在此发生。除非整个系统明显过量曝气，即使在负荷条件变化的情况下，槽中溶解氧浓度几乎接近于 0。第二槽中，溶解氧浓度呈波动状态。溶解氧浓度在 0.1～0.9mg/L 范围内变化。这种情况是因负荷变化的关系。在第一槽中，曝气盘数目是固定的，BOD 和氨氮去除量也是一定的，所以过量的负荷可能进入下一槽。负荷的变化导致了工艺中氧化作用的位置转移到第二槽。最后一槽中的平均溶解氧浓度为 3.5mg/L，从未低于 2.9mg/L。这说明有相当量的溶解氧可带入二沉池，从而可防止氨氮和溶解性 BOD 进入最终溢流。

在 Orbal 氧化沟内溶解氧浓度是分级的，当第一槽的溶解氧浓度上升到 0.5mg/L 时，应稍稍降低整个系统的充氧率；而当第三槽的溶解氧浓度低于 1.5mg/L 时，应略微提高整个系统的充氧率。对于 Orbal 氧化沟可以简单地通过增减曝气盘的数量来达到调节溶解氧的目的。

2. 潍坊市污水处理厂

潍坊市污水处理厂设计采用了 Orbal 氧化沟处理工艺。该厂工艺流程如图 43-4 所示。

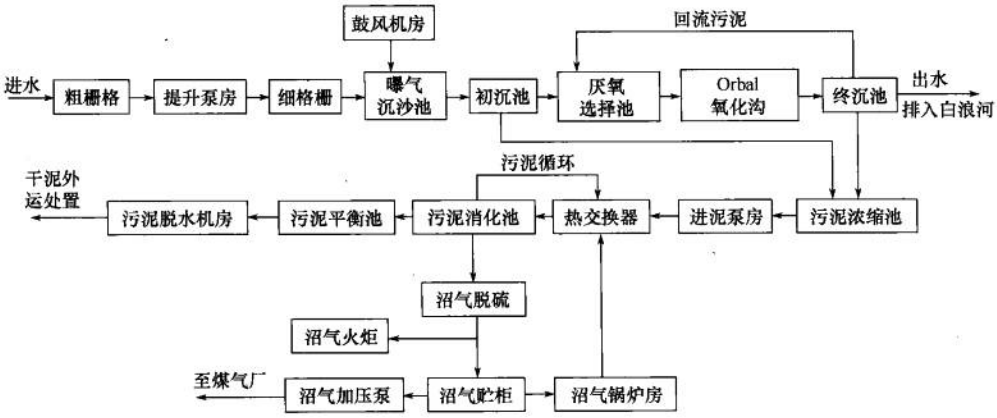


图 43-4　潍坊市污水处理厂工艺流程

潍坊市污水处理厂一期工程流量为 $10^5 m^3/d$，最大设计流量 $5417m^3/h$，平均流量 $4167\ m^3/h$。该厂进、出水水质见表 43-22。

表 43-22　潍坊市污水处理厂进、出水水质　　单位：mg/L

项目	进水水质	出水水质	项目	进水水质	出水水质
BOD_5	180	20	TP	3	1
COD	500	120	NH_3-N	20	10
SS	350	30	TKN	30	

(1) 预处理　平流曝气沉砂池 2 座，总停留时间 4min（高峰时），水平流速 0.1m/s，有效水深 2.67m，单个曝气量 $0.2m^3/(m^3 \cdot h)$；初次沉淀池 2 座，圆形，直径 42m，有效水深 3.2m，表面负荷 $2.1m^3/(m^2 \cdot h)$，出水堰负荷 $10.8m^3/(m \cdot h)$。

(2) 生物处理

① 厌氧生物选择池。停留时间 1h（平均时流量），有效容积 $V=4200m^3$，设计水深 5m。

② Orbal 氧化沟（两组）。污泥龄 90d，污泥负荷 $0.123kgBOD_5/(kgMLSS)$，混合液浓度

3.5g/L，剩余污泥产率 0.9kg/(kgBOD_5 · d)，剩余污泥量 12150kgDS/d，反硝化/硝化体积比 25%，反硝化率 75%；总池容 31420m^3；内、中、外三沟道的容积分配为 17%、33%、50%，水力停留时间为 8.0h，总标准需氧量为 1408kgO_2/h，供氧分配百分数为外沟：中沟：内沟＝52：30：18，溶解氧分别为外沟、中沟、内沟 0、1mg/L、2mg/L。

③ 最终沉淀池（4 座）。水力负荷 0.93m^3/(m^2 · h)，有效水深 4m，水力停留时间 3.2h，出水堰负荷 5.1m^3/(m · h)，回流污泥浓度 7.0g/L，污泥回流比 100%。

(3) 污泥处理

① 浓缩池（两座）。设计固体表面负荷 50kg/m^3，停留时间 2d，浓缩后污泥浓度 60g/L。

② 污泥消化池。污泥消化时间 20d，中温消化温度 35℃，消化池总有效容积 15600m^3，直径 22.3m，总高度 27.44m，沼气产率 0.3m^3/kgVSS，沼气产量 5377m^3/d，机械搅拌能力 3060m^3/h，消化池顶部设计气压值 5.39kPa。

七、Orbal 氧化沟设备加工及运行案例图片

图 43-5～图 43-52 为 Orbal 氧化沟设备加工及运行案例图片。

⊙ 本文作者：凌建军

参考文献

[1] 张自杰主编. 环境工程手册（水污染防治卷）. 北京：高等教育出版社，1996.
[2] 北京市环境保护科学研究所编. 水污染防治手册. 上海：上海科技出版社，1998.
[3] 王宝贞主编. 水污染控制工程. 北京：高等教育出版社，1990.
[4] 高庭耀，顾国维主编. 水污染控制工程. 北京：高等教育出版社，1999.
[5] 张希衡主编. 水污染控制工程. 北京：冶金工业出版社，1993.
[6] 国家环保局. 城市污水资源化研究. 北京：科学出版社，1992.
[7] 彭天杰主编. 工业污染治理技术手册. 成都：四川科学技术出版社，1985.
[8] 国家环保局. 化学工业废水治理. 北京：中国环境科学出版社，1992.
[9] 纺织工业废水治理. 北京：中国环境科学出版社 1990.
[10] 国家环保局. 钢铁工业废水治理. 北京：中国环境科学出版社，1992.
[11] 龚铭祖，杨书铭编. 纺织工业废水治理. 北京：中国环境科学出版社，1990.
[12] 杨书铭，黄长盾编. 纺织印染工业废水治理技术. 北京：化学工业出版社，2002.
[13] 环保工作者实用手册编写组. 环境工作者实用手册. 北京：冶金工业出版社，1984.
[14] 王永瑞. 气浮—生物接触氧化工艺处理制革废水. 环境污染与防治，1991，11（6）.
[15] 崔玉川，杨崇豪，张东伟编. 城市污水回用深度处理设施设计与计算. 北京：化学工业出版社，2003.
[16] 周彤主编. 污水回用决策与技术. 北京：化学工业出版社，2002.
[17] 许振良主编. 膜污水处理技术. 北京：化学工业出版社，2001.
[18] 郑兴灿主编. 污水除磷脱氧技术. 北京：中国建筑工业出版社，1998.
[19] 聂梅生主编. 水工业工程设计手册—废水处理及再生. 北京：中国建筑工业出版社，2002.
[20] 杨乐平，徐新华，刘传富编. 废水处理工程及实例分析. 北京：化学工业出版社，2002.
[21] 贺延龄编. 废水的厌氧生物处理. 北京：中国轻工业出版社，1998.
[22] 王凯军等编. 城市污水生物处理新技术与应用. 北京：化学工业出版社，2001.
[23] 周少奇编. 环境生物技术. 北京：科学出版社，2003.
[24] 韩剑宏主编. 中水回用技术与工程实例. 北京：化学工业出版社，2004.
[25] 韩剑宏主编. 水处理工艺与设计. 北京：化学工业出版社，2007.
[26] 王凯军等编. UASB 工艺的理论和工程实践. 北京：中国环境科学出版社，2000.
[27] 阮文权主编. 废水生物处理工程设计实例详解. 北京：化学工业出版社，2006.
[28] 买文宁编. 生物化工废水处理技术及工程实例. 北京：化学工业出版社，2002.
[29] 沈萍主编. 微生物学. 北京：高等教育出版社，2000.
[30] 张自杰，顾夏声等编. 排水工程（下册）. 北京：高等教育出版社，2000.
[31] 郑元景等编. 污水厌氧生物处理. 北京：中国建筑工业出版社，1988.
[32] 申立贤编. 高浓度有机废水厌氧处理技术. 北京：中国环境科学出版社，1992.
[33] 张林生主编. 印染废水处理技术及典型工程. 北京：化学工业出版社，2005.
[34] 化学工业出版社编. 水处理工程典型设计实例. 第 2 版. 北京：化学工业出版社，2005.
[35] 雷仲存，钱凯，刘志华编. 工业水处理原理及应用. 北京：化学工业出版社，2003.
[36] 叶婴齐主编. 工业用水处理技术. 上海：上海科学普及出版社，1995.
[37] 邹家庆主编. 工业废水处理技术. 北京：化学工业出版社，2003.
[38] 丁忠浩编. 有机废水处理技术及应用. 北京：化学工业出版社，2002.
[39] 丁忠浩编. 废水资源化综合利用技术. 北京：国防工业出版社，2007.
[40] 孙锦宜编. 含氮废水处理技术与应用. 北京：化学工业出版社，2003.
[41] 邵刚编. 膜法水处理技术及工程实例. 北京：化学工业出版社，2002.
[42] 王凯军等编. 发酵工业废水处理. 北京：化学工业出版社，2001.

[43] 金熙，项成林，齐冬子编．工业水处理技术问答．第3版．北京：化学工业出版社，2008.
[44] 王彩霞主编．城市污水处理新技术．北京：中国建筑工业出版社，1990.
[45] 徐亚同，黄民生编．废水生物处理的运行管理与异常对策．北京：化学工业出版社，2003.
[46] 李家珍．染料、染色工业废水处理．北京：化学工业出版社，1997.
[47] 钱易等编．现代废水处理新技术．北京：中国建筑工程出版社，1993.
[48] 张林生主编．水的深度处理与回用技术．第2版．北京：化学工业出版社，2009.
[49] 汪大翚编．水处理新技术及工程应用．北京：化学工业出版社，2001.
[50] 杨岳平等编．废水处理工程实例及分析．北京：化学工业出版社，2001.
[51] 国家环保总局《水和废水监测分析方法》编委会．水和废水分析监测分析方法．第3版．北京：中国环境科学出版社，1989.
[52] 刘如林编．光合细菌及其应用．北京：中国农业出版社，1988.
[53] 伦世仪主编．环境工程微生物学．北京：化学工业出版社，2002.
[54] 王琳主编．分散式污水处理技术与工程实例．北京：化学工业出版社，2004.
[55] 钱易，郝吉明主编．环境科学与工程研究．北京：清华大学出版社，2001.
[56] 沈耀良，王宝贞等编．废水生物处理新技术——理论与应用．北京：中国环境科学出版社，1989.
[57] 化学工业出版社组织编写．水处理工程典型设计实例．北京：化学工业出版社，2005.
[58] 王凯军等编．城市污水生物处理新技术开发与应用．北京：化学工业出版社，2001.
[59] 顾夏声，黄铭荣，王占生编．水处理工程．北京：清华大学出版社，1985.
[60] 蒋展鹏等．铁盐处理上海合流一期污水试验研究．中国给水排水，2000，16（6）.
[61] 熊建英等．城市污水强化一级处理新工艺——沼化污泥法．中国给水排水，1999，（12）.
[62] 姜应和等．混凝强化城市污水厂一级处理的试验研究．中国给水排水，2000，16（1）.
[63] 唐受印等编．废水处理工程．北京：化学工业出版社，1998.
[64] 佟玉衡等．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.
[65] 崔志微，何为庆．工业废水处理．北京：冶金工业出版社，1989.
[66] 乌锡康．有机化工废水治理技术．北京：化学工业出版社，1989.
[67] 国家环境保护总局．石油石化工业废水治理．北京：中国环境科学出版社，1992.
[68] 严煦世编．水和废水技术研究．北京：中国建筑工业出版社，1992.
[69] 丁亚兰主编．国内外废水处理工程设计实例．北京：化学工业出版社，2000.
[70] 王绍文等编．重金属废水治理技术．北京：冶金工业出版社，1993.
[71] 徐亚同编．废水中氮磷的处理．上海：华东师范大学出版社，1996.
[72] 聂梅生主编．水工业工程设计手册—废水处理及再生．北京：中国建筑工业出版社，2002.
[73] 许振良．膜法水处理技术．北京：化学工业出版社，2001.
[74] 李军，杨秀山，彭永臻．微生物与水处理工程．北京：化学工业出版社，2001.
[75] 刘茉娥，蔡邦肖，陈益棠．膜技术在污水治理及回用中的应用．北京：化学工业出版社，2005.
[76] 周正立，张悦编著．污水生物处理实用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.
[77] 王绍文编著．有机废水处理技术与工程应用．北京：化学工业出版社，2003.
[78] 朱亮，张文妍．水处理工程运行与管理，北京：化学工业出版社，2004.

作者简介

凌建军，男，1972 年出生，凌志环保股份有限公司董事长兼总经理，研究员级高级工程师，高级经济师，厦门大学 EMBA 在读。本人发明多项专利，主要发明专利“高脱氮合建式奥鲍尔氧化沟”获“江苏省重大科技成果转化项目”资助，在其带领下，凌志环保股份有限公司已注册 100 多项国内外专利。先后获得“宜兴市十大杰出青年”、“江苏省新长征突击手”、“中国发明协会发明创业奖”、“江苏省十大优秀专利发明人”、“江苏省第三届杰出贡献发明人”、“江苏省十大杰出贡献环保企业家”、“无锡市学术技术带头人”等荣誉。目前担任国家环保产业协会常务理事长，中华环保联合会理事、副主任委员，江苏省环保产业协会常务理事，中国环境报常务理事，宜兴市环保产业协会常务理事，宜兴市青年商会和桥分会会长，宜兴市慈善会常务理事，并身兼多所大中专院校理事。

图43-5 加工主轴的堆放与包装

图43-6 切割完成无缝钢管

图43-7 合格产品堆放视图

图43-8 在日本三菱注塑机上加工碟片脱模场景

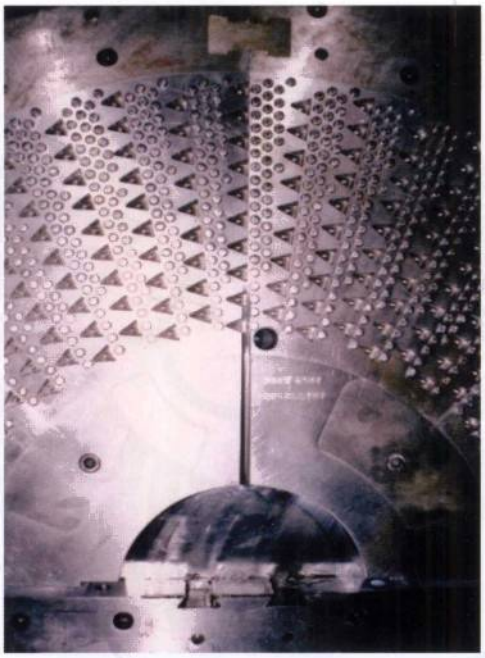


图43-9 热塑成型工艺注塑机专用模具

图43-10 临汾污水处理厂Φ1800和Φ1400结合的平面状态

图43-11 Orbal氧化沟预处理使用的UASB反应器沼气收集系统，应用于山东龙大集团，6000m^3/d

图43-12 Φ1800转碟曝气机碟片

图43-13 Φ1800转碟曝气机应用现场

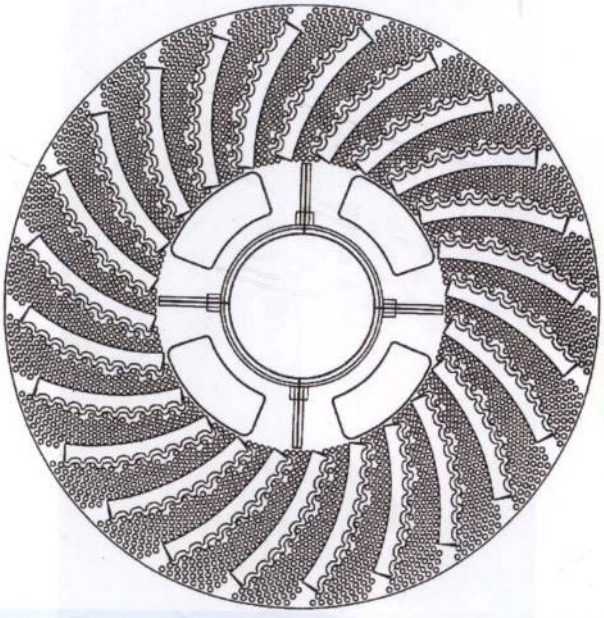


图43-14 Φ1800转盘曝气机示意

图43-15 标准测试Orbal转盘的仪器设备

图43-16 Φ1800转碟曝气机专利碟片

图43-17 Orbal氧化沟二沉池，圆弧形刮泥板部分

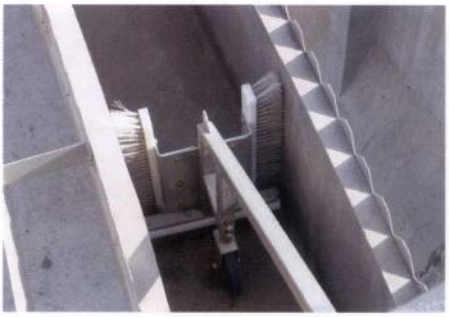


图43-18 刮泥桥毛刷清洁系统

图43-19 刮泥桥出水系统

图43-20 刮泥桥全貌

图43-21 中间带二沉池的Orbal氧化沟（应用于烟台某食品废水）

图43-22 延安污水处理厂Orbal氧化沟全貌（5万吨/天）

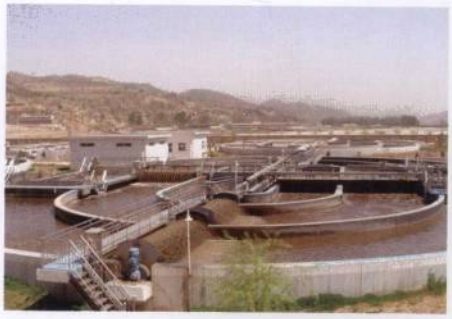


图43-23 不带防护罩的轴装式转盘应用状况

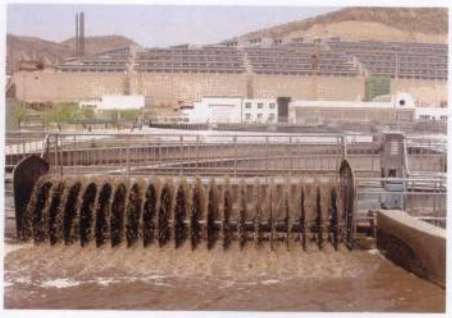


图43-24 Φ1400转盘曝气推流效果（后端视图）

图43-25 Φ1800转盘曝气效果（后端视图）

图43-26 Φ1800转盘曝气效果（前端视图）

图43-27 Orbal氧化沟应用于温州水头二号工程（处理3万吨/天的皮革废水）

图43-28 多轴连接的转盘曝气机中间连接处（采用机油润滑）

图43-29 刮泥桥的走道方格栅板

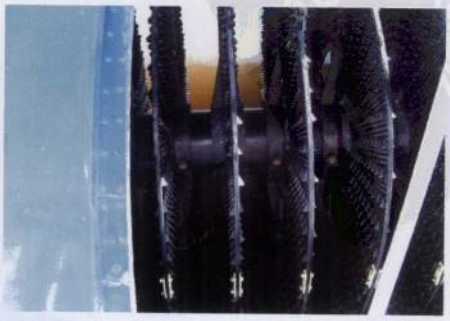


图43-30 静止的Φ1400转盘及玻璃钢防护罩侧视图

图43-31 工作人员在现场安装调试

图43-32 Φ1400转盘应用在辛集污水处理厂（10万吨/天）

图43-33 侧视的曝气效果

图43-34 Orbal氧化沟应用在济源污水处理厂（5万吨/天）

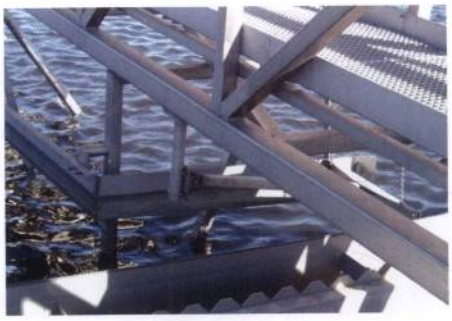


图43-35 刮泥桥一隅

图43-36 刮泥桥的毛刷工作状况

图43-37 全不锈钢的工作桥架

图43-38 铝合金桥架的刮泥机应用于河南周口市污水处理厂

图43-39 选用弗兰德减速机应用与安徽六安污水处理厂（8万吨/天）

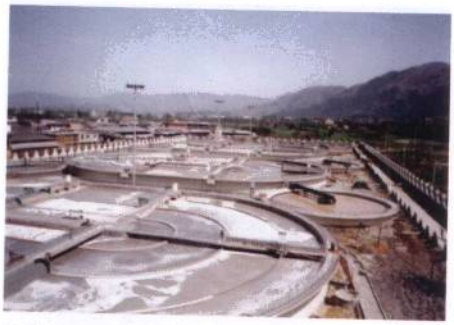


图43-40 四沟式Orbal氧化沟系统应用于温州水头皮革废水一号工程（3万吨/天）

图43-41 玻璃钢防护罩安装于Orbal氧化沟系统

图43-42 汉森减速机应用于河北辛集污水处理厂

图43-43 应用于无锡城北污水处理厂的不锈钢防护罩

图43-44 无锡城北污水处理厂中央岛设厌氧系统的Obral氧化沟（一期、二期共计10万吨/天）

图43-45 不锈钢出水

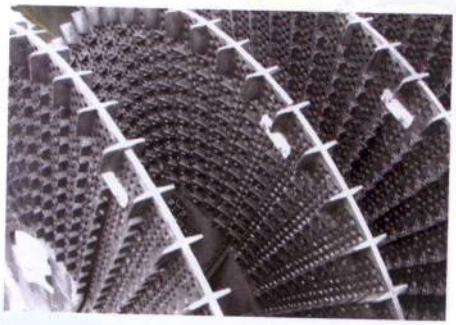


图43-46 Φ1500放射状转碟曝气机

图43-47　Φ1500转碟曝气测试专用试验池

图43-48　Φ1500放射状转碟曝气机运行状况（已成功应用于河南安阳污水处理厂、汝州污水处理厂）

图43-49　Φ1500转碟曝气机运行效果图

图43-50　Φ1800专利转碟曝气机（阻水带呈连续圆弧封闭状）

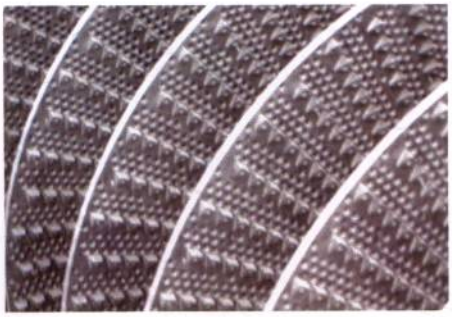


图43-51　Φ1400专利转碟曝气机

图43-52　Φ1500与Φ1400组合视图

[General Information]
书名=水处理实用新技术与案例
作者=周国成，凌建军主编
页数=325
出版社=北京市：化学工业出版社
出版日期=2011.01
SS号=12699849
DX号=000006990198
URL=http://book.szdnet.org.cn/bookDetail.jsp?dxNumber=000006990198&d=EE5DC03955CCD13CFEBBDFDE98067FEB

封面
书名
版权
前言
目录