

某市娱乐型游泳馆 的设计

院 系：化学与化学工程学院

班 级：环境 024

学 号：2002017058

姓 名：刘尧

指导教师：郑茹鹃

目 录

摘要	I
Keywords	II
第1章 绪论	1
1.1 选题意义	1
1.2 本课题在国内外的研究现状	1
第2章 水质水温及池体的设计	3
2.1 水质水温	3
2.1.1 水质	3
2.1.2 水温	3
2.2 池体的设计	4
2.2.1 泳池的设计	4
2.2.2 均衡池的设计	4
第3章 游泳池循环方式的介绍与选择	6
3.1 供水方式的介绍与选择	6
3.2 循环方式的选择	7
3.3 循环周期	8
第4章 设备选择和介绍及水处理的原理	10
4.1 毛发过滤器	10
4.2 循环水泵	10
4.2.1 对循环水泵的要求	10
4.2.2 循环水泵的选择	11
4.3 循环管道	12
4.4 过滤要求及过滤原理	12

4.4.1 对过滤器的要求	12
4.4.2 滤料及滤速	13
4.4.3 反冲洗	14
4.4.4 纤维球过滤器	14
4.5 臭氧消毒	17
4.5.1 臭氧消毒的特点	17
4.5.2 对臭氧消毒的分析	18
4.5.3 消毒要求	19
4.5.4 臭氧消毒设备	19
4.6 加热	20
4.6.1 加热要求	20
4.6.2 板式换热器	21
4.7 加药	22
第5章 设计计算	24
5.1 池体计算	24
5.2 循环流量与泵功率及管径	25
5.3 过滤计算	26
5.5 热量计算	26
5.5 加药系统的计算	27
结论	29
致谢	30
参考文献	31

摘要

设计此游泳馆主要为市民的健身和休闲娱乐提供场所，预计能同时接待 300 人。馆内设一个泳池，长宽为 $50 \times 50\text{m}$ ，中间有隔栏将其平均分成 $50 \times 25\text{m}$ 的两部分；其中一部分平均水深 1.5m，另一部分水深从浅水区的 1m 到深水区的 1.5m 均匀下降。游泳池总体采用逆流式。循环水处理工艺为：溢流回水 — 过滤 — 臭氧消毒 — 加热 — 加药 — 排回泳池。水质标准遵循《游泳池和水上游乐池给水排水设计规程》中的游泳池池水水质卫生标准。设计水温 26°C ，循环周期为 6h，泳池容积 3437.5m^3 ，循环水流量为 $810\text{m}^3/\text{h}$ 。

关键词：游泳馆 循环水处理 逆流式

Abstract

Design this Natatorium mainly give citizenry of recreation the amusement provide place, expect it can receive 300 people in the meantime. Established a swimming pool inside, long and breadth is 50×50 meters, Use a baluster to equally be divided into two parts, All be 50×25 meters; One part of average waters deep is 1.5 meters, Another part deep is even descend from 1 meter in shallow water area to 1.5 meters in deep water area. The swimming pool adoption against the current type. The water processing craft is: Ountercurrent — filtration — ozone antiseptis — calefaction — adding chemical — flow back to swimming pool. The water quality standard is abided 《swimming pool with aquatic play the pond water supply to drain design the rules distance 》 swimming pool water quality and sanitation standard. The water temperature is 26 degrees, the circulation cycle is 6 hours, the cubage is 3437.5 stere, circulate water current to measure is 810 stere/hour.

Keywords: Natatorium; water treatment; countercurrent

中期报告

工作进展

在毕业设计前两周的时间对毕业实习记录的资料进行了整理，查找了一篇名为“含油废水的超滤和臭氧处理”的外文，并对其进行了翻译。又根据学校的要求，把论文的题目确定为“某市娱乐型游泳馆的设计”做完开题报告，并给老师验收。

在设计游泳馆的池体时，考虑设计的是建设在城市的开发区的大型娱乐性游泳馆。所以设计池体不是标准的 $50 \times 25\text{m}$ ，而是 $50 \times 50\text{m}$ 。这样可以供更多的人使用，并且分别设计了深水区与浅水区。可供不同层次的人有选择性的使用。

在毕业实习过程中齐大游泳馆的员工解释过因为均衡池体积小，所以齐大游泳馆的循环周期较长，处理水质不好。考虑把均衡池的体积设定在 1000m^3 ，这样即使出现水质问题设备负荷运行，均衡池的容量也足够。

循环水处理的工艺流程采用了国内一套比较成熟的工艺，在循环方式上选择了能保证水质水温稳定的逆流式。由于池体较大，其他循环方式不能满足对水质的要求。

预处理设备仍然采用毛发过滤器，此处已经是游泳池水处理工艺中必备的一处。设计毛发过滤器 — 水泵 — 过滤罐一一对应的方式。

在过滤阶段，考虑到虽然国内主流的滤料为石英砂，但其缺点却太多，由于其过滤速度慢，所以并不适合在这种大型的游泳馆使用。而用纤维球做滤料，几乎在各种方面都优于石英砂。综合考虑后，设计 4 个高为 4m，直径 2.6m 的高速纤维球过滤器。

池水消毒方面，当前臭氧已经有取代氯做主流消毒剂的趋势，臭氧消毒速度快，效率高，水质方面也优于氯消毒，所以选用。

根据设计绘制了流程的草图，大略的机房布置图以及选用的高速纤维球过滤器的设备图。

遇到的困难及拟解决办法

逆流式的泳池普由于是溢流回水，所以普遍存在对施工要求精细的缺点，在此处考虑加大泳池的循环水量，把循环周期定为 6h。这样在溢流时就可以保证回水均匀。

在臭氧消毒方面，由于臭氧的密度大于空气，所以很容易在泳池水面上形成一层臭氧层，对人体的健康造成伤害，而如果控制臭氧的浓度，又达不到预期的消毒效果，如果工艺中用活性炭对臭氧进行吸附，又加大了投资。可能设计在池水经臭氧消毒后用溴做辅助消毒剂，这样可以不用活性炭过滤，又能把池水中的臭氧浓度控制在理想范围之内。

第 1 章 绪论

1.1 选题意义

建造一个娱乐性的大型游泳馆对整个城市有重要的意义，游泳是一项能极好锻炼身体各个部分和塑造强悍体魄的运动，而且相对一些枯燥的健身运动它有很高的娱乐性。从几千年前人们就有游水这个娱乐活动，而游泳发展成为竞技体育也有了很多年的历史。现今游泳馆、游泳池、嬉水池、水上乐园遍布全球。我国这类供市民休闲娱乐的游泳馆也如雨后春笋般正以迅猛的速度在发展。在这方面发达国家比国内要先进很多，美国已有 450 万座，很多人的住宅内已经有了家庭的泳池，某些国家正向着家家有泳池迈进。

1.2 本课题在国内外的研究现状

从水处理的技术方面来讲，国内在理论上并不落后于国外，当今游泳馆的水处理循环系统已经成型，国内都掌握各种处理方法。只是由于经济原因，在施工质量、水处理设备质量以及管理员工素质等方面较国外相差较远，有许多需要改进的地方。

现今国内成熟的循环水处理方案大体流程如下：需净化的池水，溢流流入均衡池。在重力的作用下进入机房内的毛发过滤器，将池水含有的毛发、大的悬浮物截流，以免毛发缠绕泵的叶轮，影响后续设备运行。在均衡池中加入混凝剂，水在经过管道进入循环水泵时，与混凝剂充分反应，将池水中微小悬浮物凝聚，产生矾花，可使过滤罐的过滤截留效率提高。过滤后池水进入臭氧接触反应塔，与臭氧发生器生成的臭氧反应，以杀灭水中的大肠菌群等有害物质。再经热媒体交换器，将池水加热后加入氯，并保持国家水质规范要求的余氯量。同时为保持池水 PH 平衡和不产生藻类植物使池水发绿，还需加入 PH 调节剂和除藻剂。最后在对水中各项指标检测，待使水达到国家标准后重新排回到泳池内。

第2章 水质水温及池体的设计

2.1 水质水温

2.1.1 水质

表 1-1 游泳池水质卫生标准^[1]

序号	项目	标准
1	PH 值	6.5~7.2
2	浑浊度	不大于 1 度，或站在游泳池两岸能看清水深 1.5m 的池底四、五泳道线
3	耗氧量	不超过 6mg/L
4	尿素	不超过 2.5mg/L
5	余氯	游离余氯：0.4~0.6mg/L 化合性余氯：1.0mg/L 以上
6	细菌总数	不超过 1000/ml
7	总大肠菌群	不超过 18 个/L

2.1.2 水温

不同用途的泳池，水温要求不一样，游泳池的池水温度，可根据游泳池的用途，按下列数值进行设计：

室内游泳池：

1. 比赛游泳池：24~26℃；
2. 训练游泳池：25~27℃；
3. 跳水游泳池：26~28℃；
4. 儿童游泳池：24~29℃。

2.2 池体的设计

2.2.1 泳池的设计

公共游泳池的平面尺寸及水深宜符合下列要求：

1. 平面形状宜采用矩形；
2. 池宽按 2.0~2.2m 的倍数设计。池长应采用 50m 或 25m；

3. 一座池内应分设浅水区（水深 1.0~1.4m）和深水区（水深大于 1.4m），分界处应有明显标志。

根据以上要求，考虑到游泳馆建设在城市的开发区，人口密度教大，客流量多，所以长宽为 50×50m，可供 300 人同时使用。再考虑到泳池应适合各类人群和各个年龄段使用，在泳池中间用隔栏将其平均分成 50×25m 的两部分。其中一部分平均水深 1.5m，供成年人和有游泳基础的人使用；另一部分水深从潜水区的 1m 到深水区的 1.5m 呈坡度下降，供老年人、儿童和没有游泳基础的初学者使用。两部分使用一个循环体系。

2.2.2 均衡池的设计

在下列情况下，宜设置均衡池：

1. 顺流式循环系统的游泳池和水上游乐池，当循环水泵从池底直接吸水，吸水管过长影响水泵吸水高度时；
2. 循环水泵无条件设计成自灌式时；
3. 对游泳池和水上游乐池，当采用逆流式循环供水方式时，应设置均衡水池。

均衡水池的设计应符合下列要求：

1. 均衡池的有效容积应不小于循环水净化系统管道和设备（如过滤器、加热器等）内的水容积之和，且不应小于循环水泵 5min 的出水量；
2. 水池内的最高水表面应低于溢流回水管管底 300~600mm；
3. 水池应采用不变形和不透水材料建造。池内壁应涂刷或内衬不污染水质的防腐涂料或材料^[1]。

第3章 游泳池循环方式的介绍与选择

3.1 供水方式的介绍与选择

人工游泳池的给水系统，有定期换水、直流供水和循环供水3种供水方式。

1. 定期换水供水方式

定期换水供水方式是每隔一定的时间将池水放空再换入新水，一般每2~3天换一次水。每天应清出池底和表面脏污，并投加漂白精等进行消毒。这种供水方式具有系统简单，投资少、维护管理方便等优点。但因池水水质未予保证，目前我国不推荐采用此种供水方式。

2. 直流供水方式

连续向池内补充新水，同时不断从泄水口和溢流口排走被沾污的水。为保证水质，每小时补充水量应为池水容积的15%~20%。每天应清理池底和水面污物，并用漂白精等进行消毒，这种供水方式具有系统简单，投资省，维护简便等优点，在有充足清洁的水源时应采用此种供水方式。

3. 循环供水方式

设计专用净化系统，对池水进行循环净化，消毒，加热等处理，这种供水方式具有运行费用低，耗水量少的优点。缺点是系统较复杂，投资费用大维护管理麻烦。但循环供水方式的池水水质要比前两种方式好很多，而且绝对符合相关卫生要求。此种方式适用于各种游泳池。也是现今普遍的游泳池供水方式。

3.2 循环方式的选择

游泳池是供人们进行游泳比赛、训练、水球等项目的运动场所。游泳池水的循环供水方式是保证池水水质卫生的重要因素，对循环水方式应满足以下基本要求：配水均匀，不出现短流、涡流、和死水水域以防止局部水水质恶化。有利于池水的全部更新；有利于施工安装、运行管理和卫生保持。

目前循环供水方式主要有顺流式循环、逆流式循环和混合式循环 3 种。

1. 顺流式循环

经净化处理的清水从游泳池的浅水端上部进入游泳池，到深水区池底回水口，回到毛发聚集器，经循环水泵抽到过滤系统过滤，加药，消毒，后再进入游泳池。这种循环方式是传统的循环方式，对布水方式，进水和回水口的设置有较高的要求。如布置不合理会造成死水区，短流，涡流等不良现象，影响净化处理效果，池底容易产生沉淀。一般室外游泳池采用这种循环方式，造价较低。

2. 逆流式循环

经净化处理的清水从游泳池池底均匀布水进入游泳池，向上溢流从两侧溢水沟回流到均衡池，再经毛发聚集器循环水泵到过滤系统过滤，加药，消毒处理后再送到游泳池，这种循环方式布水均匀，没死水，涡流，短流现象，使游泳池表面易污染的水得到充分循环净化处理，效果显著，池底沉淀少，是目前国内外大型标准游泳馆广泛采用的先进工艺流程。但存在基建投资费用较高的缺点。

3. 混合式循环

经净化处理的清水从游泳池池底部和两端进水，向上溢流从两侧溢水沟回流到均衡池，再经毛发聚集器循环水泵到过滤系统过滤，加药，消毒处理后再送到游泳池，这种循环方式具有水流较均匀，池底沉积物少和利于表面排污的优点^[2]。

通过对 3 种循环方式的比较，最终选择逆流式，因为顺流式普遍存在布水不均匀，造成水文水流不均匀，池底沉淀物较多，景观不雅的缺陷。而逆流式在让使用者感觉水不断地往外流，水质很干净；而且布水相当均匀，水温稳定；池底的沉淀物很少，因回水从池底往池面流，沉淀物随水流溢到池外。全循环水量由池底进入池内，池顶周边溢水或两

侧边的上缘溢流回水，目的是使池底不积污，池水表面污物能够较快溢出。但是这种循环方式要求池水必须满溢，否则水循环处理无法进行。因此土建施工非常精细，因为它要求池壁溢水堰严格水平，必须在统一标高上，否则就会造成溢流回水的不均匀。可以采取加大循环流量的方式来弥补施工中的缺陷。

3.3 循环周期

循环周期与游泳池和水上游乐池的使用性质、池水容积、水表面积、人数负荷、消毒方式、池水净化设备的运行方式、室内池还是室外池、入池前有无强制冲洗消毒措施、当地环境状况和卫生习惯等因素有关。循环周期的确定，以保证池水中的杂质、细菌含量和余氯量始终处于游泳协会和卫生防疫部门所规定的允许范围之内为原则。设计时应综合考虑。

以往确定的池水循环周期，由于消毒剂残留物的腐败分解，过滤器超负荷工作造成效率下降，使池水水质达不到规定的标准，因而不能满足游泳池和水上游乐他的使用要求。

表 3-1 对循环周期的规定^[1] (h)

泳池类别	循环周期
比赛池、训练池	6~10
跳水池、私用游泳池	8~12
公共池	6~8
跳水、游泳合用池	8~10
儿童池	4~6
幼儿戏水池	1~2

综合考虑，设计循环周期为 6h，每天循环 4 次。

第 4 章 设备选择和介绍及水处理的原理

4.1 毛发过滤器

毛发过滤器的作用是防止游泳池池水中的固体杂质和大量悬浮物，（如毛发，纤维，耳塞，鼻夹等）进入过滤设备破坏滤料层、毛发缠绕泵的叶轮，影响过滤效率和水质，影响后续循环处理设备正常运行^[3]。在池水进入水泵和过滤设备前，应予以祛除，此处为池水的预净化。

毛发过滤器的构造应符合下列要求：

1. 构造紧凑，水阻力小，方便装卸，便于清洗。
2. 外壳应为耐压的耐腐蚀材料，当为碳钢金属材料时，应进行防锈蚀处理；
3. 过滤网耐腐蚀并有一定的强度，其孔眼的总面积，不应小于连接管道截面面积的 2.0 倍；
4. 过滤筒的孔眼直径宜采用 3~4 mm，过滤网眼宜采用 10~15 目；
5. 毛发过滤器的设置应装设在循环水泵的吸水管上，过滤（网）应经常清洗或更换。如不经常清洗或更换，所截流的杂物将堵塞水孔，不仅增加水流阻力、影响水泵扬程，而且会减少出水量，影响池水循环周期。

4.2 循环水泵

4.2.1 对循环水泵的要求

循环水泵的设置应符合下列要求：

1. 不同用途的游泳池、水上游乐池、水景、水力按摩池等，循环水泵应分开设置；
2. 池水循环系统的水泵宜按不少于 2 台泵同时运行选定；
3. 池水循环系统的备用泵，宜与过滤器反冲洗用水泵综合比较后确定；
4. 滑道润滑水系统必须设置备用水泵。设置 3 台以上水泵时，宜有

不小于工作泵容量 1/4 的备用量；

5. 水泵应与循环水过滤净化设备设在同一房间内。

6. 水泵扬程不得小于送水几何高度和过滤器、毛发聚集器、管道及配件、给水口、加热器（设有时）、臭氧反应罐、管道等阻力，以及流出水头之和；

7. 水泵吸水管内的水流速度宜采用 1.0~1.5m/s；水泵出水管内的水流速度宜采用 1.5~2.5m/s；

8. 水泵进水管和出水管上，应分别设置压力真空表和压力表；4 水泵泵组和管道，应设置减振和降低噪音的措施。

9. 泵运行时要求池水平稳、无波动，保持稳定的水面，以免给游泳的人造成干扰^[4]。

4.2.2 循环水泵的选择

通过以上要求考虑，设计时使用 4 个泵，循环时 3 个泵运行，另 1 个做为备用泵。选用离心泵，因为它方便了启动操作，避免了对入水管底阀烦琐的维修，同时又不增加腐蚀性池水对泵体和叶轮过度腐蚀。还有使用寿命长；效率高；结构简化、生产成本低等优点。离心泵广泛用于给水工程的二级泵房和加压泵房，也可用于一级泵房，流量和扬程范围教广。流量小扬程高的离心泵比转数约为 35~80，一般流量和扬程的水泵为 80~150，流量大、扬程低的水泵为 150~300。

经考虑选用离心 ASTRAL 水泵，其流量为 300m³/h，扬程为 50m，满足设计要求。

4.3 循环管道

对循环管道的要求：

1. 循环管道宜敷设在沿池子周边的管廊内或管沟内，管廊、管沟应留入孔及吊装孔；

2. 循环给水管内的水流速度，不宜超过 1.5m/s；循环回水管内的

水流速度，宜采用 0.7~1.0m/s；

3. 循环水管道，宜敷设在沿游泳池周边设置的管廊或管沟内；

4. 逆流式循环游泳池两侧的循环回水管，应分别接至均衡水池，其管径应经计算确定。

游泳池采用逆流式循环水系统，因其溢流回水槽与大气相通，槽内回水口与回水管的连接管很难做到等流程连接，在实际工程中出现水气两相流。当回水干管接入均衡池水面以下时，则在靠近回水管末端的回水口会出现向大气排出管内气体的现象，并发出唧唧的声音，有时会出现喷水现象。为防止产生这种现象，逆流式循环回水管可以设置管廊有利于检修和保温；还可采取埋地敷设，但应采取有效的防腐措施。设置管廊或管沟时，沟或廊的有效高度不宜过低。

根据实际情况，管材选用 UPVC 管，粘接连接。水泵吸水管管径为 300mm，流速为 1.49m/s，满足设计要求。

4.4 过滤要求及过滤原理

4.4.1 对过滤器的要求

游泳池和水上游乐池的池水必须保持清澈洁净。如果池水浑浊不清，可能会发生安全事故；使游泳者感到不舒适。也降低了消毒效果。池水浊度增加的原因有：游泳者身体分泌的汗、油脂，外部的风砂灰尘，循环周期和消毒不够，水处理化学药品使用不当。

池水过滤很重要，游泳池和水上游乐池的水过滤器，应根据池子的使用性质、规模、人员负荷、管理条件和材料情况确定，并应符合下列要求：

1. 过滤器应采用耐腐蚀、不透水、不污染水质和不变形的材料制造；
2. 体积小、效率高、功能稳定、能耗小，且能保证出水水质；
3. 操作简单、安装方便、管理费用低且有利于循环水净化系统的自动控制；

4. 压力过滤器罐体承受的压力不宜小于 0.6mPa；

5. 当采用不锈钢罐体时，应采用防氯离子腐蚀的不锈钢；
 6. 当采用碳钢罐体时，内壁应采用无毒防腐内衬或防腐涂料^[5]。
- 另有两点需要考虑。

1. 游泳池和水上游乐他的过滤设备一般无备用。为了维持游泳池正常使用，每座游泳池应按 2 个或 2 个以上过滤器同时运行设计，其优点是一个过滤器发生故障而检修时，另一个过滤器可采用提高过滤速度的方式继续工作。

2. 过滤器宜按 24h 连续运行设计。过滤器如果间断性工作，滤料层截留的杂质容易固化而影响过滤效果。

通过以上要求，综合考虑设置 4 个过滤器。

4.4.2 滤料及滤速

1. 滤料

过滤器的滤料种类较多，如石英砂、无烟煤、聚苯乙烯塑料珠、纤维球、铸砂、沸石和硅藻土等；不管选用何种滤料，都必须符合以下要求：

1. 比表面积大、孔隙率高、截污能力强、使用周期长；
2. 不含杂物和污泥，不含有毒和有害物质；
3. 化学稳定性能好；
4. 机械强度高，耐磨损，抗压性能好。

2. 滤速

影响过滤速度的因素有：滤料组成和级配、滤料层厚度、池水净化流程。

滤料层厚度大过滤效果好，但过滤速度小。单层滤料的滤速较小时，过滤效果好。双层滤料时较大的滤速也能取得较好的效果。池水净化用氯消毒时，滤速不宜大，宜为 20m/h。用臭氧消毒时，滤速可大一些，可为 30m/h 以上。

低速过滤的水质虽然可以保证，但设备体积大，造价高。如果用高效的滤料，可以增加循环流量，短时间提高过滤速度，缩短循环周期，也能保证池水水质符合卫生要求。

滤料层的厚度：当滤速为低速时，国内经验是不小于 700mm；当滤速为高速时，是不小于 800mm。如果砂粒直径加大，还应增加厚度。应留出一定的富裕量，出现高负荷时可以开启备用循环水泵。严格他讲，厚度还与滤料种类、粒径有关，应经试验确定。

4.4.3 反冲洗

反冲洗过滤器可清除滤料面上的污物，保证过滤效果。过滤器应采用水进行反冲洗。有条件时，宜采用气、水组合进行反冲洗。宜利用池水作反冲洗水源冲洗过滤器，这样既能节约能源，又能增加补充水量，有利于稀释池水盐类，也能达到使过滤器去污的目的^[6]。

在下列情况下也应对过滤器进行反冲洗：

1. 游泳池和水上游乐池计划停止使用时间超过 5d，且池水不泄空，停止使用前；
2. 游泳池和水上游乐池的池水泄空停用之前。

4.4.4 纤维球过滤器

在我国游泳池循环水处理中，采用较普遍的过滤设备主要有单层石英砂过滤、双层滤料过滤、聚苯乙烯塑料球过滤等。高效纤维球过滤与其相比，有较显著的优势。

高效纤维球过滤器有如下的特点

1. 过滤速率大水头损失小

由纤维丝结扎而成的纤维球滤料是一种弹性滤料，与传统的石英砂滤料相比，纤维球滤料的孔隙率达到 0.90 以上，远远大于石英砂滤料（一般使用的石英砂滤料孔隙率为 0.42 左右），其滤速可以达到 30~50m/h，也远大于石英砂滤料的滤速（8~15m/h），与采用其他几种滤料的过滤器

相比，高效纤维球过滤器具有滤速大、水头损失小的优点，纤维球滤料过滤器与其它几种滤料过滤器比较情况见下表。

表 4-1 几种滤料的过滤器过滤速度比较^[7] (m/h)

序号	滤料类别	过滤速度
1	单层石英砂	8~15
2	无烟煤、石英砂双层滤料	14~18
3	聚苯乙烯塑料珠	20~25
4	纤维球	30~50

纤维球过滤器对原水中悬浮物浓度变化有较好的适应性，原水悬浮物浓度为 10~100mg/L, 均可实现高速过滤，而游泳池循环水悬浮物进水浓度通常较低, (<10mg/L), 采用高速过滤达到出水悬浮物含量小雨 1mg/L 是完全可以保证的。

2. 滤料的截污量大。

过滤是以具有孔隙的粒状滤料层截留水中杂质而使水获得澄清的工艺过程。人们对过滤的机理有许多种解释，如机械筛滤作用、沉淀作用、接触絮凝作用等，目前占主导地位的是接触絮凝作用，也就是附着机理。它从物理化学的角度解释过滤，认为可将滤料颗粒看做接触吸附介质，水在滤层孔隙中曲折流动时，杂质与滤料具有许多接触吸附机会，完成杂质的分离过程。

在杂质微粒与滤料颗粒接触絮凝的同时，还存在由于水流冲刷而使杂质从滤料表层脱落的作用。前者主要决定与絮凝体表面特性及强度，而后者主要决定于滤层孔隙流速。滤层中杂质的粘附与脱落是随着过滤时间的持续而变化的，过滤开始阶段，大量杂质首先被表层滤料所截留，少量杂质因粘附不牢而下移并被下层滤料所截留。随着过滤持续进行，表层滤料孔隙率见效，孔隙流速增大，粘附表面积减少，于是表层滤料上杂质脱落趋势增强，杂质将向下移动。对于单程石英砂滤料等，因表

层滤料最细，吸附表面积最大，截留的杂质质量最多，而滤料间孔隙尺寸又最小，过滤到一定时间后，表层滤料间的孔隙将逐渐被杂质堵塞，严重时，表层将形成滤膜，使过滤阻力剧增，其结果，在一定过滤水头下，滤速将急剧减小；或者由于滤层表面受力不均匀而使滤膜产生裂隙时，大量水流自裂缝中流出，造成局部流速过大而使杂质穿透整个滤层，导致出水水质恶化。过滤被迫停止。此时，下层滤料并没有发挥它们的应有的作用。在通常过滤速下的工作周期结束时，有 80%左右的杂质是由表层 5~10cm 左右厚度的滤料做截留。

滤速的大小对杂质的分布有很大的影响，滤速越大，杂质的穿透深度越大，滤层中杂质的分布越趋于均匀，下层滤料发挥的作用也将增大，但滤速的提高是有限度的。一方面要考虑过高滤速会影响滤后水质，另一方面要避免水头损失迅速增加而使工作周期过份缩短。

由上面的分析可知滤料颗粒循水流方向由小到大，是造成滤层中杂质分布极不均匀并因而影响过滤效率的主要原因，这是单层石英砂滤料过滤的一个严重弱点。纤维球过滤器纤维球滤层的孔隙率沿水流方向逐步变小，这样可避免普通滤料层过滤器的弱点，提高了滤料的截污能力，延长了工作周期。

3. 减少设备数量

对一相同工程的循环水流量，采用高效纤维球过滤器所需的设备数量只有采用单层石英砂过滤器所需设备数量的一半，可以大大减小循环水处理间的面积。

4. 纤维球滤料使用寿命长

纤维球的截污量大，过滤周期长，滤料层孔隙率大，过滤水头损失增加缓慢，工作周期得以延长，纤维球滤料的使用寿命为 10 年，而石英砂等滤料一般为 3~4 年更换一次。因此，与采用其他滤料相比，操作管理更方便^[7]。

高效纤维球滤料虽然价格较高，但是由于具有以上的优点，从长远经济效率、过滤出水水质、管理方便等角度考虑，其综合选择性远远高于其它几种滤料，所以选用。

4.5 臭氧消毒

4.5.1 臭氧消毒的特点

随着人民生活水平的提高,对游泳池水质的要求越来越高。游泳者身体与池水直接接触,而且,人也可能将池水吸入口内。如果池水不卫生,会引起眼,耳,鼻,喉,皮肤和消化器官等疾病。严重者会引起伤寒、霍乱、赤痢等疾病的传染和传播。同时,池水还会受到游泳者自身所带细菌的污染,故必须设置池水消毒杀菌装置^[1]。

臭氧是一种含有强氧化特征的气体,化学式为 O_3 。其氧化能力仅次于氟。在常温下为爆炸性气体,标准状态下密度 $2.144g/L$ 。在水中溶解度较低,在 20 度时约为 $0.82g/L$ 。它跟任何有机物都可以发生氧化还原反应,所以能有效地杀死细菌,病毒。很久以前便在欧洲被用于净化水质。

臭氧消毒的优点如下:

1. 臭氧的氧化能力比氯强的多,臭氧的消毒速度是氯消毒速度的 3000 倍,通常情况下氯消毒需要 30 分钟至 60 分钟,而臭氧消毒则只需要不到 1 分钟的时间就可内氧化分解所有的细菌、芽孢,大肠杆菌,还能杀死病毒;

2. 臭氧不会产生不良气味,而且还能祛除产生异味的物质。透明度高、无刺激性、无异味,对眼、皮肤和头发无伤害,并能使游泳池周围的空气清新和游泳者有舒适感;

3. 采用臭氧消毒降低了惰性氯的含量,从而减少化学性副作用,游泳池也就有了更清澈洁净的水质,带有迷人的蔚蓝色;

4. 臭氧具有增强絮凝能力的功能,不会导致池水中有害物质和含盐量增加;

5. 由于采用臭氧消毒,降低了惰性氯的含量。而惰性氯是水汽产生,这样可以降低空气湿度;

6. 余氯会对人的健康产生危害,污染环境,并不安全。臭氧是空气中的氧气通过电击所产生,使用后可转变为氧气。因此,不存在污染问题。

臭氧消毒的缺点是:

1. 设备投资大(高于普通消毒系统70%~80%);
2. 机房面积大(约为普通药剂消毒方式的2倍);
3. 臭氧不稳定,且在温水中不容易溶解,它无持续消毒功能,故应设置氯消毒与其配合使用。

从上述分析可看出,臭氧消毒极为有效。但是由于经济原因,所以适合在大型的游泳池采用。游泳池容积为 3437.5m^3 ,能同时接待300人,从保证水质等方面综合考虑使用臭氧消毒。

4.5.2 对臭氧消毒的分析

传统游泳池臭氧消毒理论认为:臭氧是一种非常强的氧化剂,有很高的毒性,所以绝对不允许臭氧进入游泳池内,因为臭氧的比重大于空气,如果从水中析出,就会浮在水面上,形成一个浓度较高的臭氧层,很容易被人吸入,造成中毒。所以,必须保证臭氧与水有接触时间。在水与臭氧反应之后回到游泳池内之前,必须经过脱臭氧装置,防止剩余的臭氧进入游泳池,在脱臭氧装置之后,应该设置辅助长效消毒设备,如加氯设备,保证游泳池内的总碱度在0.2—0.5PPM之间。

现代的理论认为:臭氧的毒性与它在空气中的含量有关,当臭氧在空气中的浓度大于 0.1mg/L 时能对人体器官产生刺激,在这个浓度以下,对人体没有影响。由于臭氧在水中和空气中都会衰减,且半衰期较短,因此不会产生臭氧浓度的积累,不会有中毒的现象发生;臭氧在水中的溶解度远远大于臭氧的投加量,水中的臭氧不会大量析出,不会对人体

造成伤害。

4.5.3 消毒要求

采用臭氧消毒时，应符合下列要求：

1. 臭氧应投加在经过过滤器之后的循环给水管道中。臭氧投加量宜为0.6~1.0mg/h。池水水面上空气中臭氧含量不得超0.10mg/L；
2. 应设置臭氧与水充分混合、接触反应的混合器和反应罐；
3. 臭氧与水接触反应的时间，理论上认为时间越长杀菌效果越好，要使臭氧与细菌、微生物充分发生反应。但时间过长，要求反应罐的体积较庞大，占用建筑面积大；
4. 全流量臭氧投加系统应设剩余臭氧吸附装置；
5. 应设臭氧尾气处理装置；
6. 应辅以氯消毒，氯投加量按允许余氯量计算确定^[8]。

卫生局规定泳池池水必须含有0.3~0.6的余氯量，所以设计臭氧消毒和氯消毒系统配合使用。

因为泳池面积大，客流量多，所以设计采用全流量臭氧消毒系统，是全部循环流量都与投加的臭氧充分混合、接触反应。这种消毒方式既保证消毒效果，又能保证池水水质。设计采用溴为长效辅助消毒剂，可不增设活性炭吸附过滤装置，能够消除水中的残留臭氧。

规定臭氧与水接触反应时间如果大于2min，最低臭氧投加浓度为0.8~1.0mg/L，因为采用全流量消毒系统，臭氧投加量定为1.0mg/L。

4.5.4 臭氧消毒设备

设备主要包括：臭氧发生器，接触塔，水射器，水泵以及尾气处理系统。

1. 臭氧发生器

它为消毒生成臭氧，臭氧发生器主要有原料进气系统、干燥系统、变压变频系统、放电系统、冷却系统和控制系统组成。原料气经干燥后

进入放电室，放电室中有五组20根放电管，400V、50Hz的输入电压经升压变频后变为4000V、900Hz的输出电压送至放电管，原料气中的氧经高压中频放电后电离为臭氧。放电管为内腔的复合管道，内管有非玻璃放电棒与接地不锈钢内壳组成，用于进出气体和放电，外管为不锈钢管，用于通冷却水而带走放电后产生的大量热量。

2. 接触塔

反应器的作用是使臭氧和水充分发生反应并杀菌，其顶部有一个气体收集装置，它能够将未反应的尾气收集起来，并排入臭氧消毒器。要保证反应时间不小于1.5min，从而使臭氧能够起到充分的消毒作用。接触塔亦称反应罐，是 O_3 消毒的主要完成阶段。这个装置流出的水应该是无菌的。

3. 水泵与水射器

由于只有溶解于水中的 O_3 才是有效的，因此，在系统设计中应采用措施将 O_3 气体注到水中，使气水充分而紧密的混合，以利于 O_3 溶解。一般设置一个加压水泵和水射器。

4. 尾气处理

空气中的臭氧浓度达到1.0mg/L时，对人的健康会产生危害，所以需要尾气进行处理^[1]。

4.6 加热

4.6.1 加热要求

游泳池和水上游乐池池水加热所需热量，应为下列各项耗热量的总和：

1. 游泳池和水上游乐池水表面蒸发损失的热量；
2. 游泳池和水上游乐池池壁和池底传导损失的热量；
3. 管道和净化水设备损失的热量；
4. 补充新鲜水加热需要的热量。

加热设备的型式应根据热源条件、游泳池和水上游乐池池水初次加热时间和所需热量及正常使用时循环水量和补充新鲜水加热所需热量等情况综合比较确定。

池水加热时间，对加热设备的规模有直接影响。加热设备的规模一般是根据使池水每小时升高 0.5°C 考虑。如果池水是从冷水加热，升温速度每小时不得超过 0.25°C ，否则材料膨胀过快，会给游泳池造成损坏。

4.6.2 板式换热器

由于选择部分循环水量进行加热的系统。所以选择板式换热器。

板式换热器的类型及工作原理：板式换热器主要是通过外力将换热板片夹紧组装在一起，介质通过换热板片上的通孔在板片表面进行流动，在板片波纹的作用下形成激烈的湍流，犹如用筷子搅动杯中的热水，加大了换热的面积。冷热介质分别在换热板片的两侧流动，湍流形成的大量换热面与板片接触，通过板片来进行充分的热传递，达到最终的换热效果。

板式换热器的优点如下：

1. 换热效率高，热损失小：换热系数是管壳式换热器的 $3\sim 5$ 倍。设备本身不存在旁路，所有通过设备的流体都能在板片波纹的作用下形成湍流，进行充分的换热。完成同一项换热过程，板式换热器的换热面积仅为管壳式的 $1/3\sim 1/4$ 。

2. 占地面积小重量轻：除设备本身体积外，不需要预留额外的检修和安装空间。换热所用板片的厚度仅为 $0.6\sim 0.8\text{mm}$ 。同样的换热效果，板式换热器比管壳式换热器的占地面积和重量要少 $4/5$ 。

3. 污垢系数低流体在板片间剧烈翻腾形成湍流，优秀的板片设计避免了死区的存在，使得杂质不易在通道中沉积堵塞，保证了良好的换热效果。

4. 检修、清洗方便换热板片通过夹紧螺柱的夹紧力组装在一起，当检修、清洗时，仅需松开夹紧螺柱即可卸下板片进行冲刷清洗。

5. 产品适用面广，设备最高耐温可达 180℃，特别适应各种工艺过程中的加热、冷却、热回收、冷凝以及食品消毒等方面，在低品位热能回收方面，具有明显的经济效益。各类材料的换热板片也可适应工况对腐蚀性的要求^[1]。

当然板式换热器也存在一定的缺点，比如工作压力和工作温度不是很高，限制了其在较为复杂工况中的使用。同时由于板片通道较小，也不适宜用于杂质较多，颗粒较大的介质。

4.7 加药

游泳池和水上游乐池的循环水，在进行净化处理过程中，应向循环水中投加下列药剂：

1. 循环水送入过滤器之前投加混凝剂；
2. 投加pH 值调整剂；
3. 根据气候条件和池水水质变化情况，在输入游泳池的水中不定期投加除藻剂。

pH 值是游泳池水水质控制中最重要、最基本的因素。其原因是：

1. pH值是一种对数尺度，每一个数值的增加和下降都表示10倍酸碱度的变化关系。pH值>8时，氯的投加量要增加2~3倍才能达到要求的消毒效果。氯多了则气味浓、刺激性大，而且水本身也增加了促进盐析出沉淀的趋势，因此，管道易结垢或堵塞过滤器；

2. pH值小于7.0时，会对池子的材料设备产生腐蚀性；

3. pH值太低或太高，池水会对游泳者的眼睛、皮肤、头发产生损伤，感到不舒适。根据人工游泳池水质卫生标准，PH值应控制在6.5~7.2

游泳池内极易产生藻类，使池水变黄变绿，透明度明显降低。此时，应向池水中投加除藻药剂，以消除和防止藻类的存在和产生。应间断性投加。混凝剂的作用是使池水中的微小污物吸附在药剂的絮凝体上形成较大的块状污物，方便被过滤器滤料截留。

pH值调整剂用硫酸氢钠，消毒剂采用氯气，除藻剂采用硫酸铜。

池水采用臭氧消毒系统时，由于臭氧处理可使胶体分解并促进絮凝结，因此不需要投加混凝剂。

硫酸铜能使池水呈蔚蓝色，增加池水透明度。但投加量过大会对脑神经产生不利影响。所以设定投加量不超过1mg/L。

所有药剂均采用湿式投加，这样有利于控制投加量、药剂与循环水系统充分混合。

不同品种药剂溶液分成各自独立的投加系统，可以防止不同药品之间产生化学反应而发生安全事故。

第 5 章 设计计算

5.1 池体计算

游泳池容积按下式计算：

$$V = V_1 + V_2 \quad (5-1)$$

式中 V ——游泳池容积

V_1 ——供老人与小孩使用的泳池体积

V_2 ——供成年人使用的泳池体积

泳池采用 $50 \times 50\text{m}$ ，其中一部分平均水深 1.5m。另一部分水深从潜水区的 1 米到深水区的 1.5 米呈坡度下降。将数据代入，算得 $V_1=1562.5\text{m}^3$
 $V_2=1875\text{m}^3$ 相加 $V=3437.5\text{m}^3$

均衡池的容积根据公式：

$$V_b = V_{pd} + V_s + V_{ad} \quad (5-2)$$

$$V_{ad} = A_s \cdot t_o \quad (5-3)$$

式中 V_b ——均衡水池的有效容积 (m^3)

V_{pd} ——循环系统管道的水容积和过滤器反洗用水 (m^3)

V_s ——循环系统设备（如毛发过滤器、加热器、混合器等）

内的水容积 (m^3)

V_{ad} ——溢流回水时附加的水容积 (m^3)

A_s ——游泳池的池水表面面积 (m^2)

t_o ——溢流回水时的溢流水层厚度 (m), 可取 $0.005 \sim 0.10 m$

V_{pd} 设定为 $300m^3$, V_s 取 $400m^3$, $A_s = 50 \times 50 = 2500m^2$, t_o 取 0.10 , V_{ad} 取 $250m^3$ 。

把数值代入公式 $V_b = 300 + 400 + 250 = 950m^3$

设计均衡池深度为 $3m$, 长: 宽 = $2: 1$

5.2 循环流量与泵功率及管径

循环水量是设计机械循环设备的主要数据, 循环水量的大小与选用的过滤器规格有关, 一般根据循环次数按下式计算:

$$Q = A \cdot N \cdot V / 24 \quad (5-4)$$

式中 Q ——游泳池的循环水量 (m^3/h)

V ——游泳池的水容积 (m^3)

A ——管道、水处理设备水容积调整系数

N ——池水每天循环次数

$N = 4$, $V = 3437.5m^3 + 950m^3 = 4387.5m^3$, A 取 1.10 。

$$Q = 1.1 \times 4 \times 4387.5 \div 24 = 810m^3$$

所以每小时循环水量为 $810m^3$

水泵的轴功率 (kw) = 水泵流量 (m^3/h) \times 水泵扬程 (m) / $102 \times$ 水泵效率 (%)

扬程 = $50m$, 效率取 75% 。

因为有 3 台工作泵, 所以每台水泵出水量为 $Q = 810m^3 / 3 = 270m^3$

$$\text{水泵轴功率} = 270 \times 50 / 102 \times 75\% = 100kw$$

管径按下公式计算:

$$d_j = 1.13(Q/V)^{1/2} \quad (5-5)$$

式中 d_j ——管径的计算内景 (m)
 Q ——管道的流量 (m^3/s)
 V ——管道的经济流速 (m/s)

管的流速取 $V = 1.5 \text{ m/s}$ 。

根据实际情况管径取 300 mm。

5.3 过滤计算

已知纤维球的滤速为 50m/h，厚度为 120mm，冲洗时间为 3min
 因为循环系统总体流量为 810 m^3 /h，一共 4 个过滤罐，所以每个罐流量为 202.5 m^3 /h。根据已知数值算得过滤需要的容积为 10.1 m^3 。考虑为罐中上层要预留空间，所以高度设计为 4m。实际设计罐的半径为 1.3m。最终选用 QYQ-3000 型纤维球过滤器，其参数满足设计需求。

在臭氧接触塔中臭氧与水反应的时间应满足下式的规定：

$$C \cdot t \geq 1.6 \quad (5-6)$$

式中 C ——臭氧投加量 (mg/L)
 t ——臭氧与水接触反应所需要的时间 (min)

$C = 1.0\text{mg/L}$ 。综合考虑 t 设定为 3min。

按下式确定臭氧发生器的大小：

臭氧发生器产量 (g/h) = 循环水流量 (m^3 /h) \times 臭氧投加浓度 (g/m^3)

循环水量 = 810 m^3 /h，臭氧投加浓度 = 1.0 g/m^3 。

臭氧发生器产量 = 810g/h。

通过计算，最终臭氧系统选择德国产的 POOLACTIF PA122 型臭氧消毒系统，其参数满足设计中所有的要求。

5.4 热量计算

1. 游泳池水表面蒸发损失的热量按下式计算：

$$Q_z = a \cdot r \cdot a (P_b - P_q) (0.0174V_1 + 0.0229) (760/B)^{[5]} \quad (5-7)$$

式中 Q_z ——游泳池水表面蒸发损失的热量 (kJ/h)
 a ——热量换算系数
 r ——与游泳池水温相等的饱和蒸汽的蒸发气化潜热 (kcal/kg)
 P_b ——游泳池的环境空气的水蒸气分压力 (mm·Hg)
 V_1 ——游泳池水面上的风速 (m/s)
 A ——游泳池水表面积 (m²)
 B ——当地的大气压力 (mm·Hg)

$a = 4.1868$, 查找资料得到在水温为 25℃ 时蒸发气化潜热为 582.5kcal/kg, 水蒸气分压 $r = 11.9$ mm·Hg, 水面上的风速一般按下列规定使用, 室内游泳池 $V_1 = 0.2 \sim 0.5$ (m/s), 露天游泳池 $V_1 = 2 \sim 3$ (m/s)。在这里取 0.3m/s。 $A = 2500\text{m}^2$, B 取 760mm·Hg。

将数值代入计算 $Q_z = 2276400\text{kJ/h}$

2. 游泳池的水表面、池底、池壁、管道和设备等传导所损失的热量, 应按游泳池水表面蒸发损失热量的 20% 计算确定。

3. 补充水加热所许的热量按下式确定:

$$Q_b = a \cdot q_b \cdot r \cdot (t_1 - t_b) / t^{[4]} \quad (5-8)$$

式中 Q_b ——游泳池补充水加热所需的热量 (kJ/h)

a ——热量换算系数

q_b ——游泳池每日的补充水量 (L)

r ——水的密度 (kg/L)

t_1 ——游泳池水的温度 (℃)

t_b ——游泳池补充水温 (℃)

t ——加热时间 (h)

$a = 4.1868$, a 取 170000L, r 取 1kg/L, $t_1 = 26^\circ\text{C}$, t_b 取 40°C ,

$t = 3\text{h}$ 。

算得 $Q_b = 3796032\text{kJ/h}$

5.5 加药系统的计算

PH值调节系统投加药剂采用 NaHCO_3 。

循环流量 $Q = 810\text{m}^3/\text{h}$ ，设计投加量为 $1\text{mg}/\text{L}$ 。

投加用量 $Q = 810 \times 1 = 810\text{g}/\text{h}$ ，投加扬程 H 设定为 20m 。

消毒药剂选用液氯与液溴。

液氯含量按80%计。循环流量 $Q = 810\text{m}^3/\text{h}$ ，设计投加量为 $1\text{mg}/\text{L}$ 。

投加用量 $Q = 810 \times 1.0 / 0.8 = 1012.5\text{g}/\text{h}$ ，投加扬程 H 设定为 20m 。

液溴含量按80%计。循环流量 $Q = 810\text{m}^3/\text{h}$ ，设计投加量为 $1.2\text{mg}/\text{L}$ 。

投加用量 $Q = 810 \times 1.2 / 0.8 = 1215\text{g}/\text{h}$ ，投加扬程 H 设定为 20m 。

除藻剂采用硫酸铜。

设计投加量不大于 $1\text{mg}/\text{L}$ ，投加用量按需要进行人工调整，间断性投加。

结论

某市大型娱乐性游泳馆的设计，从总体上采用一套现今国内比较成熟的工艺，部分处理工艺上尝试了一些的技术，并从中得出一些体会。

水循环方式选择了逆流式循环。此种循环方式在各个方面均优于其他几种，而且在设计流量为 810m^3 的情况下也不会出现溢留回水不均匀的情况。

在均衡水池的设计上，参考到本校游泳馆因为均衡池的容积不够大，循环周期最大只能为 8h ，所以水处理设备不可以完全的发挥其效率这种情况，把均衡池的容积设计为 950m^3 ，这样可以把循环周期控制在 6h ，提高了水质。

在水的循环处理方面，池水在经过毛发过滤器与泵之后进入取代了传统石英砂过滤罐的高效纤维球过滤罐。使用纤维球滤料在国内属于水

处理的新兴工艺，不过纤维球滤料无论是从过滤效率、出水水质、长远利益还是使用寿命上来讲，都是其他滤料无法比拟的。

设计中采用了臭氧消毒系统，臭氧消毒已经引领了游泳池消毒的一场革命，杀毒速度快、副作用小、处理水质好等优点使其逐渐取代了以氯为主体的消毒系统。而且在用溴做辅助消毒剂的情况下，还可以省去活性炭过滤这一环节。

加热加药系统，延用了现今成熟的工艺，池水经板式换热器加热后投加 pH 调节剂、除藻剂。

在毕业设计期间，通过对此游泳馆循环水处理工艺流程的设计，在其中融入了大学 4 年学习生活中大多数的专业知识，可以说其是对大学生涯最好的总结。

致谢

感谢杨铁金、郑茹娟、董国文、汪建新老师在设计过程中给予细心的指导，感谢齐大游泳馆的工作人员提供设计详细的资料，感谢帮助过我的同学们。

参考文献

- [1]. 中国建筑设计研究院. 游泳池和水上游乐池给水排水设计规程. CECS14 2002: 30-96
- [2]. 严洵世. 给排水工程快速设计手册. 北京: 中国建筑工业出版社, 2002: 328-329
- [3]. 王增长. 建筑给水排水工程. 4版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2005: 216-219
- [4]. 朱卫平, 徐国良. 浙江工业大学游泳馆给排水设计. 浙江建筑, 2005-8, 22 (4) : 63-64.
- [5]. 刘或. 泳池循环处理系统设计探讨. 西部探矿工程. 2002, 14 (4) : 117-118
- [6]. 张磊. 臭氧用于游泳池水质消毒的研究. 中国饮食卫生与健康, 2004-8, 2 (4) : 45-50.
- [7]. 周泽均, 易志明. 游泳馆循环水处理系统新技术应用体会. 有色冶金设计与研究, 2001, 22 (3): 2-4.
- [8]. 北京远望立业休闲设备有限公司. 休闲类水处理技术手册. 2003: 15-32
- [9]. Hoseo University, Treatment of oily wastewater by ultrafiltration and ozone, Environmental Research Center, 2001: 225-232
- [10]. M. D. Knoblock, P. M. Sutton, P. N. Mishra, K. Gupta, and A. Janson, Wat. Environ. Res., 1994: 66-133

Abstract

An experimental study to treat and reuse oily wastewater generated from the automobile-components manufacturing industry was performed. The feasibility of using an ultrafiltration (UF) membrane and ozone treatment to reuse oily wastewater was investigated. The UF membrane system (capacity, 5 t/d) was employed to treat two kinds of degreasing wastewater and cutting oil wastewater. Treatment behavior and organic removal strongly depended on the type of oily wastewater. The UF permeates from the degreasing wastewater could be reused as make-up water. However, the cutting oil formulated with the UF permeates had very different characteristics such as emulsion size and foaming ratio because surfactant existed excessively in the UF permeates. Partial oxidation of surfactants in UF permeates using ozone, and thus, possible to reuse the UF permeates as process water.

Keywords: Membrane; Oily wastewater; Ozone; Reuse; Surfactant

1 Introduction

1.1 Oil contaminated wastewater has been recognized as one of the most concerned pollution sources. This kind of wastewater comes from variety of sources such as crude oil production, oil refinery, petrochemical industry, metal processing, compressor condensates, lubricant and cooling agents, car washing. The oily wastewater is considered as hazardous industrial wastewater because it contains toxic substances such as phenols, petroleum hydrocarbons, polyaromatic hydrocarbons which are inhibitory to plant and animal growth and also are mutagenic and carcinogenic

to human being.

The main problem with these oil is a number of manufacturing facilities uses significant quantities of metal-working fluids. For example, drawing oil or cutting oil is a typical oil/water emulsion which is commonly used in a variety of precision machining. The oil/water emulsion serves the purposes of lubrication, cooling, surface cleaning and corrosion so that they become contaminated with use, losing their properties, and have to be replaced by new ones, thus yielding an oily wastewater. The amounts of oily wastewater generated from metal-working facilities increase every year.

Physical treatment of oily wastewater such as API gravity separator, dissolved air floatation (DAF), ultrafiltration etc. does not remove the pollutants completely but just transfer them to a more concentrated waste (Schols and Fuchs, 2000). Moreover, the physical treatment cannot remove soluble fraction of the wastewater (Seo, 1997). Currently conventional biological treatment techniques are mostly incapable of complete elimination of hydrocarbon in stable emulsion. Removal efficiency of the conventional biological processes is also low due to inhibitive effects of toxic substances and hydrophobic characteristics of oil components (Schols and Fuchs, 2000). Therefore, there is a need to develop a more efficient treatment technique based on biological process to treat oily contaminated wastewater. The free or suspended oils can be readily separated from the aqueous phase in these wastes by simple physical processes. However, chemically

stabilized oil/water solutions should be rights reserved managed in an appropriate manner. The most commonly used process for the treatment of oily wastewater consists of a series of physical and chemical steps, namely, free oil removal, suspended solids removal, chemical emulsion break, dissolved air floatation, clarification, and filtration. But some soluble organic components go untreated in these treatment steps, resulting in increased levels of BOD and COD in the plant effluent. Thus, it is very common to conduct a biological treatment, such as the activated sludge process .

1.2 Stricter environmental regulations and increasing consciousness towards wastewater reuse lead to reconsideration of the conventional treatment processes. Recently there has been considerable interest in identifying new technologies that are capable of meeting more stringent treatment standards. For this purpose, membrane filtration is playing a more prominent role in the treatment of oily wastes because it provides undeniable advantages: no chemical additives are needed to destabilize the emulsion, high COD removal efficiencies are achieved, and treatment facilities are quite compact and fully automated. Furthermore, membrane permeates can be reused as make-up water for emulsification and discharged directly into a receiving water body.

1.3 Membrane bioreactor (MBR) process is a novel technology in wastewater treatment in recent years. It is a modification of conventional activated sludge process in which solid/liquid separation is accomplished by membrane filtration instead of using

a secondary sedimentation tank. One of the advantages of MBR process is that it can be operated at very high sludge retention time (SRT) in comparison with conventional activated sludge process. This will create favorable conditions for the growth of slow-growing microorganisms which can degrade recalcitrant and toxic compounds such as petroleum hydrocarbons (Fuchs and Braun, 2001). Other advantages include stability against shock loading, low rate sludge production, compact size and high effluent quality which is attractive for water reuse. Many studies have reported the application of membrane filtration for the treatment of oily wastewater. Typical processes of the treatment of oily wastewater by previous investigators included ultrafiltration (UF). UF combined with ion exchange, microfiltration (MF), rotary disc membranes, and ceramic membranes. However, there is little information available on the field application of the membrane system because most studies were performed with laboratory-scale experiments.

1.4 However, membrane fouling which leads to high-energy consumption and high cleaning chemical requirement has limited the application of the MBR process due to high operation cost. Researches have been conducted to find out various causes relating to the membrane fouling phenomenon. The presence of extracellular polymeric substances (EPSs) and the characteristics of the polarization cake layer such as porosity and particle size are among the factors affecting the membrane clogging process.

1.5 Recent efforts have been made to modify the MBR process

to make it widely applicable in wastewater treatment and reclamation in term of high removal efficiency and reduction of membrane fouling. Among the modifications is the addition of filter aid into the mixed liquor to control the membrane fouling by increasing the porosity of the cake layer. Some researchers have proposed the addition of iron oxide particles (Chang et al., 1998) and powdered activated carbon (PAC) (Pirbazari et al., 1996; Kim et al., 1998). Among the filter aids, PAC has gained special interests because it also develops biological activated carbon (BAC) process which is expected enhancing biodegradation and producing less EPSs (Kim et al., 1998).

1.6 The concept of biological activated carbon (BAC) process has been applied in water treatment as well as wastewater treatment. In the BAC process, activated carbon either in powdered form (PAC) or in granular form (GAC) is added into the mixed liquor. The removal of contaminants is achieved by a combination of biodegradation and adsorption. The use of PAC in MBR process has been shown to enhance the biodegradation and also maintain a high permeate flux for a long duration (Pirbazari et al., 1996).

1.7 This study focuses on the development of a MBR system to treat the oily wastewater from gas station effectively to meet the effluent standards for car wash wastewater and to meet the requirements for water reuse. Effect of PAC addition into the reactor to the performance of the system is also investigated. In this study a series of pilot-scale experiments was conducted to treat the oily wastewater. Additionally, in order to reuse the UF

permeates as make-up water, partial oxidation using ozone was performed to destroy the organic components remaining in the permeates. The aim of this study was to apply membrane technology for the treatment of oily wastewater and to reuse permeates, and thus to establish an environmentally benign.

1.8 Oil/water emulsion is oil dispersed in water phase. The emulsion is stabilized at the presence of emulsifier. Generally, an emulsifier consists of a molecule with hydrophilic and hydrophobic ends. The emulsifier plays the role of a bridging agent which helps to lower the interfacial tension of the oil, resulting in very small oil droplet size (Althers, 1998). The oil droplet size plays an important role in the stability of the oil/water emulsion. The oil/water emulsion formed at the presence of emulsifier may have as small oil droplet as 5 μm , resulting in rising velocity of these oil droplets is negligible to the Brownian movement. Therefore, the emulsion cannot be removed by gravity force. Emulsifier, which sometimes is called surfactant, is one of the major constituents in carwash detergent. Emulsifier is also found in wastewater from oil industry, rising baths from metal processing, compressor condensates (Scholz and Fuchs, 2000). Environmental problems associated with emulsifier discharge are objectionable foaming and low biodegradability of some types of emulsifiers. Their biodegradability depends greatly upon chemical structure (Sawyer et al., 1994). There are two main types of emulsifiers used in industries for cleaning purposes: anionic and nonionic emulsifiers. About 90% of the industrial wastewater

streams contains nonionic emulsifiers (Althers, 1998). The nonionic surfactants formed from polymers of ethylene oxide appear susceptible to biological degradation (Sawyer et al., 1994).

2 process

2.1 Treatment methods for oily wastewater can be classified into three categories namely, primary or gravity treatment units, secondary processes and tertiary processes (Figure 2.2). The primary treatment of oily wastewater is usually conducted by the API separator which treats the free oil effectively by gravity force. Modifications of the API separator include the use of parallel plate interceptors (PPI) or corrugated plate interceptors (CPI). These modifications are to improve the removal efficiency and reduce the space requirement of API separator. However, the API separator and its modifications have no effect on the soluble fraction of the oil and on the oil/water emulsion. Because the densities of the oil/water emulsion and water are approximate, the oil/water emulsion cannot be removed by simple gravity separation. Therefore, a variety of secondary and tertiary treatment methods have been applied to treat the soluble fraction and the oil/water emulsion of the oily wastewater.

Membrane system A process of the UF plant (capacity: 5 t/d) is consists of pre-filters , a free oil separator, wash tank and UF module. Two UF modules equipped with hollow-fiber membranes with a nominal cut-off of 30k daltons were used. Each membrane has

a 2.2m² surface area, and the raw material is polysulfone. Transmembrane pressure was regulated at 1 bar. Feed wastewater flows into F1 where metal chips and suspended solids are removed. After floating oils are separated in the free oil separator, the clean solution in the wash tank is directed to the UF modules. By manipulating the three-way solenoid valve, downward and upward flows can be controlled. After every membrane cleaning the flow direction was altered to minimize the accumulation of clogging materials in the shell-side of the UF modules.

Preliminary experiments of membrane cleaning were carried out using several chemicals. They show that a solution containing 0.1% Triton, 1% EDTA and 2% sodium tripolyphosphate (Na₃P₃O₁₀) effectively removes the oily foulants on the membrane. After emptying and flushing all the equipment with tap water, membrane cleaning was conducted by circulating the cleaning solution for 20 min.

2.2 Ozone treatment Ozonation experiments were carried out using an ozone generator. Process flow diagram of the UF pilot plant for oily wastewater treatment, which produced ozone at a rate of 3 g/h. To determine the dissolved ozone concentration, ozone was dissolved in an aqueous solution containing 0.1 N potassium iodide (KI), and then the iodine formed was quantified by titration with sodium thiosulfate (Na₂S₂O₃). The COD concentration was measured spectrophotometrically, and the analysis was conducted by the procedures described in Standard Methods. Total organic carbon (TOC) was measured by a TOC analyzer. The degree of foaming of

emulsion is expressed as a ratio of the foam volume (V_f) after homogenization to the initial volume of emulsion (V_i). Emulsion was homogenized using a blender with 15,000 rpm for 1 min. Emulsion size analysis was conducted with a particle size analyzer. The refractory index was measured by a refractometer.

2.3 Samples Three kinds of oily wastewater were collected from the plants producing automobile components such as bearings, water-pumps and oil pumps: the first is oily wastewater generated from the degreasing process for aluminum casting; the second is generated from the degreasing process for iron casting; and the third is cutting oil wastewater.

3 Results and discussion

3.1 Rejection of organics For the membrane filtration of the degreasing wastewater from Al and Fe, there was no apparent rejection of COD (1.3 and 9.9%) and TOC (2.2 and 10.3%). This could be attributed to the fact that the main organic component of the degreasing wastewater is not oil but surfactant. Unlike reverse osmosis or nano filtration membranes, UF membranes do not retain small dissolved molecules such as surfactant. Typical molecular weights of the surfactant ranged from 200 to 400 daltons according to its molecular structure. The molecular weight cut-off of the UF membrane used in this study was 30,000 daltons. Thus most surfactants can pass through the pores of UF membranes. However, if the degreasing solution were used repeatedly, the oil contents

would be increased so that the surfactant could be spent to form emulsion. In this case, the COD rejection would be increased. On the other hand, considerable organic rejection of the cutting oil wastewater was observed. The COD and TOC rejection was 93.2% and 93.5%, respectively.

The difference in rejection behavior between the degreasing and the cutting oil wastewater could be explained by the degree of emulsification. Since the surfactant in the degreasing solution should be used for removing the oil on metal surfaces, the ratio of surfactant to degreasing solution should be maintained high. Therefore, most surfactants in degreasing wastewater remained intact after use, i.e., most surfactants existed essentially in unemulsified form. In general, most oily wastewater contains only a small concentration of oil. But the ratio of surfactant to oil in the cutting oil solution should be relatively smaller than that of degreasing wastewater because most surfactants have to be spent to form the emulsion. In this study, the average emulsion size of the cutting oil wastewater was about 123 nm. Accordingly, the UF membrane readily removed the emulsified cutting oil in the wastewater.

3.2 Permeation Flux Flux variation during UF of the degreasing wastewater was plotted as a function of volume reduction. The volume reduction is expressed as a percentage of accumulative permeate volume to initial feed volume

$$VR (\%) = V/K \times 100$$

During the UF of each wastewater, an immediate flux decline was

not observed. On the contrary, the permeate flux increased from 66 to 82L/m³.h and from 75 to 84 L/m³h until the VR reached 40–50%. The initial flux increase must be due to the temperature rise resulting from the circulation pump. Thus, we need to take into account the temperature effects on flux. Initial wastewater temperature was 30° C. It increased to 34° C and then kept constant throughout the entire UF operation. Viscosity ratio can tell us how much flux had improved according to the temperature rise. It is that flux increase arising from the temperature rise is about 10% of the original flux values.

Even though we take the temperature rise into consideration, it should be noted that the flux had not decreased abruptly, while the VR reached 40–50%. Most investigations about membrane filtration report that flux decays exponentially at the initial stage, decreases gradually, and then finally reaches a steady state. In general, the initial immediate flux decline is attributed to concentration polarization and/or cake layer deposition on the membrane surface. For the present study, however, surfactant molecules in the degreasing wastewater could not build up on the UF membrane surface because they passed freely through the UF membrane pores. The remaining of surfactants and emulsion after the VR arrived at 40–50%. Although there may be a close correlation between flux and surfactant concentration, additional studies are needed to understand the phenomena. Flux of the degreasing wastewater from the aluminum casting decreased to 38L/m²h at a VR of 80%, whereas flux of the degreasing wastewater

from the iron casting was reduced to 33 L/m²h at the same VR. Considering that the initial flux of the iron casting was higher than that of the aluminum casting, the degree of flux decline of the iron casting was much greater than the aluminum casting. This result is attributed to the difference in organic content between each wastewater.

3.3 Permeate reuse The main components of the UF permeates from the degreasing wastewater are water and surfactant. Thus it can be reusable as make-up water in the degreasing process. The UF permeates of cutting oil wastewater, however, cannot be reused as make-up water for emulsification. Because they contain large amounts of surfactant, the emulsion size and the foaming ratio would be changed. Change in emulsion size and excess foaming produces negative effects on the metal works. Thus the UF permeates cannot be reused directly as diluent for emulsification.

Therefore, ozone treatment was used to oxidize the surfactants in UF permeates. Partial oxidation of the UF permeates with ozone makes it possible to destroy the structure of the surfactant, and thus the surfactants become unable to change the emulsion characteristics. COD concentration and foaming ratio of UF permeates are plotted as a function of ozone contact time. It should be noted that the surfactants were partially decomposed. Only 13% of COD decreased for 60 min of contact time. Foaming ratio also decreased along with contact time. The characteristics of emulsion formulated with the ozone-treated UF permeates were investigated. A great variation in emulsion size as well as

refractory index was not observed. The emulsion size with ozonation was about 110 nm, whereas the size of emulsion formulated by water was 123 nm. Refractory index of the emulsion formulated with water was 5.0. Considering that the mean size of the emulsion without ozonation was 30nm, partial oxidation of surfactants using ozone makes it possible to reuse the UF permeates as process water. A great variation of COD and emulsion size was not observed after 5 min of contact time. Thus, the optimum contact time is 5 min.

The UF pilot plant was employed to treat the degreasing and cutting oil wastewater generated from the automobile-components industry. The COD rejection and flux behavior strongly depended on the characteristics of the oily wastewater. The COD rejection of the degreasing wastewater was smaller than that of the cutting oil wastewater. But the permeate flux of the degreasing wastewater was greater than that of the cutting oil wastewater. These results are attributed to the difference in the ratio of surfactant to oil. The UF permeates of the degreasing wastewater could be reused as make-up water. However, the cutting oil emulsion formulated with the UF permeates has quite different characteristics such as emulsion size and foaming ratio. Partial oxidation by ozone treatment did not significantly change the emulsion size and other characteristics. Thus, pretreatment using ozone makes it possible to reuse the UF permeates as process water.

References

- [1]. M. D. Knoblock, P. M. Sutton, P. N. Mishra, K. Gupta, and A. Janson, *Wat. Environ. Res.*, 66 (1994) 133.
- [2]. S. M. Santos and M. R. Wiesner, *Wat, Environ. Res.*, 69 (1997) 1120.
- [3]. D. Bhattacharyya, A. B. Jumawan, R. B. Grieves and L. R. Harris, *Sep. Sci. Technol.* 14 (1979) 529.
- [4]. S. H. Lin and W. J. Lan, *Wat. Res.*, 32 (1998) 2680
- [5]. F. F. Nazzari and M. R. Wiesner, *Wat. Environ. Res.* 68 (1996) 1187.
- [6]. R. G. Holdich, I. W. Cummmg and I. D. Smith, *J. Membr. Sci.*, 143 (1998) 263.
- [7]. M. M. Dal-Cin, C. N. Lick, A. Kumar and S. Lealess, *J. Membr. Sci.*, 141 (1998) 165.
- [8]. Kumar and S. Lealess, *J. Membr. Sci.*, 141 (1998) 165.
- [9]. APHA, AWWA, WEF, *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 19th ed., Washington, DC, 1995.
- [10]. T. Leiknes and M. J. Semmens, *Proc., International Specialized Conference on Membrane Technology in Environmental Management*, Tokyo, Japan, 1999, pp. 162-169.
- [11]. J. S. Kim, C. H. Lee and H. D. Chun, *Wat. Res.*, 32 (1998) 3443.
- [12]. M. Belkacem, H. Matamoros, C. Cabassud, Y. Aurelle and J. Cotteret, *J. Membr. Sci.*, 106 (1995) 195.
- [13]. I. S. Chang and C. H. Lee, *Desalination*, 120 (1998) 221.

含油废水的超滤和臭氧处理

摘要

一项处理和重复使用由汽车制造工业产生的含油的废水实验的研究已据可行性。而使用超滤薄膜和臭氧来处理 and 回用含油废水的可行性正在被调查。超滤膜系统（处理能力5 t/d）用两种方法处理含油废水：废水脱油和废水除油。处理行为和有机物的去除率极大程度上取决于处理的含油废水的类型。超滤薄膜方法能够使含油废水得到再生。然而，用超滤薄膜方法去除油具有一些特性如呈乳状液并且布满泡沫，因为超滤薄膜中存在着过多的表面活性剂。超滤薄膜中能局部氧化的表面活性剂通过使用臭氧，使得超滤薄膜能够重新成为处理过程废水的方法。

关键字：膜；含油废水；臭氧；再利用；表面活性剂

第1章 介绍

1.1 油污染的废水已经被认为是最受关注污染源。这种废水来源于粗油产品、油提炼厂、汽油化学工业、金属加工过程、冷凝液压缩机、润滑剂、制冷剂、汽车清洁剂等。油废水被认为是有害的工业废水因为他包含羟基类化合物、碳氢化合物、多原子碳氢化合物等物质，这些物质阻止动植物生长及人类生存有害。

产生这些油主要是因为大量的制造业设备用了许多的不固定的金属加工技术。例如制图用的油或者开凿用的油就是一种典型的乳状液，而它一般被使用在各种精密仪器中。这些含油乳化剂可以作为润滑剂、冷却剂、表面清洁剂和腐蚀剂，所以在使用设备以及设备的损坏中，它们就被污染了并且必须由新的来代替。这样就产生了含油废水。随着每年

金属加工设备的增多，大量的含油废水就产生了。

物理方法处理油废水像API重量分离器，气浮法，紫外线过滤方法等，这些方法不能完全消除污染物，但他们可以转化为浓缩废弃物。而且，物理处理方法不能够消除废水中的部分溶解物。目前，传统的生物处理技术不能消除在乳状状态下的碳氢化合物。传统的生物处理的消除率是很低的，因为它不能够消除有毒物质和油成份的含量。因此，必须研发一种基于生物处理含油废水的高效处理技术。用简单的物理过程能使游离的或者悬浮的油很容易的从水中分离出来。然而，化学性质稳定的含油废水就必须选一个合适的处理方法。经常使用的处理含油废水的过程包括一系列的物理和化学步骤，也就是去除游离和悬浮的油，化学乳化剂的变化，空气悬浮物的溶解、净化和过滤。但是在这些处理步骤中，有一些可溶的有机成分没有被处理，导致了废水中BOD和COD比重的增加。所以，这就需要用一個生物处理方法，例如活性污泥法。

1.2 严格的环境规章制度和不断提高的废水回用意识使人们对传统的处理方法重新考虑。最近，鉴别一个新技术是否能够满足严格的处理标准引起了人们极大的关注。因为这一目的，过滤膜在含油废水处理中扮演了一个更突出的角色，因为它有不可否认的优势：不需要化学添加剂，能够有效地去除COD含量高的废水而且处理设备非常灵巧自动。此外，过滤膜通过乳化和过滤能够让水得到再生。

1.3 近些年，膜生物反应器加工过程是一种处理废水的理想技术。它是修改传统的活性污泥法，通过膜过滤而不是用辅助沉淀容器分离液体或固体。膜生物反应器加工方法的一个优点是与传统的活性污泥加工过程相比有更高的污泥保存时间。这将会创造低微生物增长的有利环境，他能够降低像碳氢化合物这样有毒化合物的含量。其他的优点包括稳定性、低反应速率、压缩型号和高废水重新利用率。许多研究已经报导了过滤膜在废水处理过程中的应用。根据先前的调查，典型的处理含油废

水的过程是超滤薄膜。超滤薄膜由离子交换、微过滤、旋转片膜和陶瓷膜组成。然而，我们还没有超滤膜系统应用领域的有关信息，因为许多研究都是在实验室里完成的。

1.4 然而，膜纠缠能够导致高能量消耗和高清洗的化学需求，它限制膜生物反应方法的应用归因于高操作费用。研究发现各种各样的原因与膜纠缠现象有关。聚合物物质和多孔性粒子偏振现象是影响膜纠缠的原因。

1.5 目前努力修改膜处理加工方法是为了更广泛的用于废水处理、修复高消除率和减少膜纠缠。修改过程中是过滤剂添加到混合的流体中通过增加多孔和多层，目的是为了控制膜纠缠。一些研究已经提出铁氧化物和活性炭添加剂。过滤器和碳加工被认为提高生物降解率和产出更少的EPSs。

1.6 生物活性炭加工方法已经被应用于水处理和废水处理中。在BAC加工过程中活性炭以粉末形状或颗粒形状被添加到流体中。通过生物降解和吸附的方法消除污染物。在MBR加工过程中应用PAC已经被证明是提高生物降解率和较长时间保持高渗透率。

1.7 这个研究的中心是高效的处理含油废水的MBR系统是为了满足汽车清洗废水标准 and 水的再利用标准。PAC添加到反应器中的性能也同样被研究。在这个研究中，运用了一系列的引水等级实验用来处理含油废水。此外，为了重新使用超滤薄膜再生水，用臭氧来局部氧化破坏了了的渗透后残留物的有机构成。这个研究的目的是采用膜技术来处理含油废水和重新使用渗透技术，从而建立一个良好的环境。

1.8 乳状含油废水是油分散在水中阶段，乳状态含油废水是很稳定的。通常，乳状液是由亲水分子和亲水基构成。乳状液降低油浓缩界面起到很重要的作用。能够形成小油滴液。油滴的型号在乳状态的含油废水的稳定性扮演很重要的角色。乳状态含油废水在乳状液存在条件下形

成，油滴是5 μm ，导致油滴分子的布朗运动速率增加，可忽略不计。因此乳状态含油废水不能通过重力方法消除。乳状液有时被称为表面活性剂，它是汽车清洗剂的一种主要组分。乳状液在含油工业废水、金属加工过程冷凝液压缩器中被发现。环境问题与乳状液的排放有关。生物降解主要依赖于化学过程。有两种乳状液用于工业清洗过程，阴离子乳状液或阳离子乳状液。大约90%的工业废水包含阳离子乳状液。阳离子表面活性剂是由乙烯氧化物聚合构成，但很容易影响生物降解率。

第2章 过程

2.1 含油废水的处理方法可以分为三类，即重力处理单元，辅助处理过程和第三位处理过程。含油废水的主要处理方法是通过 API 分离器，他能够通过重力方法高效的处理油。修改 API 分离器包括运用 PPI 或 CPI。这些修改是为了改进消除率和减少 API 分离器的空间需求。然而 API 分离器和修改方案在溶解或乳状态含油废水不起作用因为乳状态含油废水的浓度和水的浓度是非常接近的，不能通过重力方法消除乳状态含油废水。因此第二或第三处理方法以被应用于乳状态含油废水。

膜系统 超滤膜主要由预滤器、一个游离油的离析器、洗涤箱和超滤模块组成。两个超滤模块装置使用了取舍点为30K道尔顿的凹的光纤膜。每个膜有2.2平方米的表面积并且它的原始材料是聚乙烯。横挂膜的压力调节在1bar左右。在金属片和悬浮颗粒被去除的地方，氟进入废水中。漂浮的油被游离油的离析器分离之后，在洗涤箱中经过洁净，然后进入超滤模块。通过操纵三向的螺线管阀，能够控制向下和向上的流动。流水经过所有的膜洁净之后，改变方向使超滤模块中的壳方中聚集的堵塞物减到最少。薄膜清洁的初步试验由好几种化学物质实现。溶液中包含了0.1%氟核，1%的己二胺四乙烯和2%多磷酸钠，有效地去除了薄膜中的

油垢。倒空所有器皿里的水后，薄膜洁净持续循环二十分钟。

2.2 臭氧处理 臭氧实验通过使用臭氧发生器加工超滤引水设备处理含油废水，其中臭氧发生器产生臭氧的速率为3g/h。为了测定溶解臭氧的浓度，臭氧溶解在一个含有0.1N碘化物的水溶液中，然后通过滴定硫代硫酸钠确定碘酒的量。COD浓度的可以被测定并且可以通过标准的方法分析。总的有机碳通过TOC分析器测量。把原始的乳状液均化后，布满泡沫的乳状液的度数由体积中泡沫的比率决定。乳状液使用15000转/分的搅拌机使它均匀化。乳化剂大小由离子分析器分析。难溶指数通过折射计来测量。

2.3 例子 生产汽车的设备如轴承、抽水机以及抽油机中能够产生三种含油废水：第一种含油废水是在铸造铝的过程中产生的。第二种含油废水是在铸造铁的过程中产生的。第三种是在切割过程中产生的含油废水。

第3章 结论和讨论

3.1 有机排放物 来自于铝和铁的含油废水经过膜过滤后，没有明显的COD和TOC排放。这主要是由于除油废水中的有机成分不是油而是表面活性剂。和反面渗透或者过滤膜不一样，超滤薄膜不保留小的溶解的分子例如表面活性剂。根据分子结构，典型的表面活性剂的分子量在200-400道尔顿之间。在这个研究中，超滤薄膜使用的分子量的取舍点为30000道尔顿。因此大量的表面活性剂能够通过超滤薄膜的孔。然而，如果除油方法重复使用，油的含量就会增加，所以表面活性剂就会对乳状液失去效果。在这种情况下，COD的排放就会增加。另一方面，在切割产生的含油废水中，可以观察到有大量的有机排放物。COD和TOC排放物分别为93.2%，93.5%。

废水的脱油和除油的排放物的不同由乳化的程度来决定。在脱油方

法中，表面活性剂能被用来去除金属表面的油，表面活性剂的比率要保持很高。因此，在废水脱油中，大量的表面活性剂都完整无缺，没有被使用过。大量的表面活性剂本质上是非乳状的。一般来说，大多数含油废水仅含有少量浓度的油。但是表面活性剂的比率在除油方法中比脱油中少，因为大多数表面活性剂被用来形成乳化剂。在这个研究中，废水除油中乳化剂的平均大小约为 123nm。因此，超滤膜很容易去除废水中的被乳化的油。

3.2 渗透 在超滤除油废水过程中溶解度的变化被认为是体积减少的作用。体积减少被表示为累积的渗透体积与原始的流入体积的百分比。

$$VR (\%) = V/K \times 100$$

在每次废水的超滤中，直接的溶解度的变化是观测不到的。相反地，渗透量的增加从 66 到 82L/m³.h 和从 75 到 84 L/m³.h 直到 VR 达到 40-50%。原始溶解度的增加很可能是由于循环抽水导致温度的升高引起的。所以，我们必须考虑温度对溶解度的影响。原始的废水温度是 30° C. 它升到 34° C 并且在整个超滤操作中保持不变。粘性比率能够告诉我们溶解度由于温度升高而提高。溶解度的增加起因于温度升高。即使我们把温度的升高考虑进去，也需要注意当 VR 达到 40-50%时，溶解度并不是突然的减少。大量的调查报导溶解度的衰退指数处在原始阶段，逐渐的减少，然后达到一个稳定的水平。一般来说，初始的溶解度下降是由于分化浓度以及在膜表面形成的阶层式的沉积物引起的。根据目前的调查，在除油废水中表面活性剂分子不能在超滤膜表面形成，因为它们能够通过超滤膜的孔，残留下来的表面氧化剂和乳化剂达到 40-50%。尽管溶解度和表面活性剂之间可能有密切关系，还必须由另外的研究来推定这个现象。从铸造铝中产生的含油废水的溶解度减少到 38L/m²h, 为 VR 的 80%, 而从铸铁中产生的含油废水的溶解度在同样的 VR 之下减到 33 L/m²h。考虑到原始的溶解度，铸造铁产生的比铸造铝产生要高，铸铁产生的溶解度下

降的程度远远大于铸铝。这主要是由于每种废水中的有机成分不一样。

3.3 渗透回收使用 废水脱油法中所用的超滤膜的主要成分是水 and 表面活性剂。因此在除油过程中产生的水可以再度使用。然而，废水除油方法中则不能再度使用重新生成的水。因为它里面含有大量的表面活性剂，乳化剂的大小和泡沫的比率会改变。乳化剂大小的改变和过多的泡沫对金属器件有消极的影响。超滤膜不能简单地通过稀释液的乳化得到再生。

臭氧处理是用来氧化超滤中的表面活性剂。超滤中用臭氧来进行部分氧化，使表面活性剂结构的破坏成为可能，并且表面活性剂不能再改变乳化剂的特性。超滤中COD的浓度和泡沫的比率取决于臭氧作用的时间。需要指明的是表面活性剂部分已分解。在作用期间，COD每小时只下降 13%。超滤中乳化剂的制定和臭氧配制的特性已经经过调查。乳化剂大小和难溶指数的变化观测不到。和臭氧配制，乳化剂的大小大约为 110nm，而和水配置，乳化剂的大小约为123nm。和水配制的乳化剂的难溶指数为5.0。而没有臭氧，乳化剂的大小为30nm，用臭氧使表面活性剂部分氧化，使再度使用超滤过程中的再生水成为可能。COD和乳剂大小的变化在接触5分钟之后是观测不到的。因此最适应的接触时间是5分钟。

超滤引水设备被用来进行废水的脱油和除油，这些油在工业生产的自动化过程中产生。COD排放物和溶化行为取决于含油废水的特性。废水脱油方法中COD排放物要比废水除油法中的量少得多。但是废水脱油方法中渗透量要比废水除油法大得多。这主要是因为表面活性剂比率不同。废水脱油法中超滤产生的再生水可以重新使用。然而，除油方法中乳化剂的配制和超滤有相当多的不同特性例如乳化剂的大小和布满泡沫的比率。臭氧的局部氧化并没有明显的改变乳剂的大小和其它特性。因此，用臭氧进行预处理使得重新使用超滤技术加工水成为可能。