

石油化工厂中水回用工程新建项目  
可行性研究报告

# 目 录

1	总论.....	1.....
1.1	工程及建设单位概况 .....	1.....
1.2	编制依据和原则 .....	1.....
1.2.1	编制依据 .....	1.....
1.2.2	编制原则 .....	1.....
1.3	项目建设意义 .....	2.....
1.3.1	项目建设背景 .....	2.....
1.3.2	项目建设理由 .....	3.....
1.4	研究范围 .....	4.....
1.5	新建和改造 .....	4.....
1.5.1	原有装置 .....	4.....
1.5.2	新建装置 .....	4.....
1.6	研究综合结论 .....	5.....
1.6.1	工程技术评价 .....	5.....
1.6.2	经济效益评价 .....	6.....
1.6.3	社会效益评价 .....	6.....
1.6.4	结论 .....	7.....
2	生产规模及水质 .....	8.....
2.1	产品规模 .....	8.....
2.2	水质.....	8.....
2.2.1	原水水质 .....	8.....
2.2.2	循环冷却水补水水质 .....	9.....
2.2.3	除盐水水质 .....	10.....
3	工艺系统说明 .....	11.....

---

3.1	工艺路线	11
3.2	艺流程说明	13
3.2.1	曝气生物滤池	13
3.2.2	斜板沉淀	15
3.2.3	核桃壳过滤器	16
3.2.4	多介质过滤器	17
3.2.5	反渗透装置	18
3.2.6	离子交换系统	24
3.2.7	年总消耗表	26
3.2.8	主要工艺设备一览表	26
4	控制与仪表	35
4.1	系统描述	35
4.1.1	控制系统构成	35
4.1.2	控制单元设置	36
	曝气生物滤池	36
	斜板沉降单元	36
	核桃壳过滤和多介质过滤单元	36
	精密过滤器	36
	反渗透系统控制	36
	离子交换单元	37
	水箱液位控制	37
	外输控制系统	37
4.2	控制系统配置	37
4.3	仪表类型确定	38
4.3.1	液位仪表	38

---

4.3.2	流量仪表	38
4.3.3	压力仪表	38
4.3.4	pH/ORP 仪表	38
4.3.5	电导率仪表	38
4.3.6	酸碱浓度测定仪表	39
4.3.7	仪表用电源	39
4.4	主要仪表设备清单	39
5	公用工程	42
5.1	总图运输	42
5.1.1	总平面布置原则	42
5.1.2	总平面布置	42
5.1.3	道路	42
5.1.4	厂内外运输	42
5.2	电气	43
5.2.1	设计范围	43
5.2.2	用电负荷	43
5.2.3	负荷等级及供电电源	43
5.2.4	防雷、防静电及接地系统设计	44
5.2.5	动力及照明配线	44
5.2.6	低压用电设备的保护和测量仪表	45
5.2.7	电力传动	45
5.2.8	设备选型	45
5.3	土建	46
5.3.1	设计范围	46
5.3.2	建筑设计	46

---

5.3.3	抗震要求	46
5.3.4	建、构筑物一览表	46
5.4	供热采暖与通风	47
5.4.1	供热	47
5.4.2	通风	47
5.5	消防	47
5.6	分析化验	47
5.7	维修	47
6	环保、劳动安全与职业卫生	48
6.1	环境保护	48
6.1.1	主要污染物	48
6.1.2	环境保护措施	49
6.1.3	环境管理	49
6.1.4	环保投资	49
6.2	劳动安全卫生	49
6.2.1	劳动安全	49
6.2.2	工业卫生	50
7	人员编制及劳动定员	52
8	投资估算及资金筹措	53
8.1	建设投资估算	53
8.2	项目工程总投资	53
9	经济效益分析	55
9.1	项目投资与资金筹措	55
9.2	水处理成本基础数据	55
9.3	成本	55

---

9.4	销售收入 .....	55 .....
9.5	项目盈利分析 .....	56 .....
9.6	评价结论: .....	56 .....
9.7	附表: .....	56 .....

# 1 总 论

## 1.1 工程及建设单位概况

项目名称：\*\*石油勘探局石油化工总厂中水回用工程

项目性质：利用\*\*石化分公司新建污水处理厂合格排水深度处理回用，节水降耗，创造经济效益和社会效益

项目规模：除盐水 40m<sup>3</sup>/h；循环水 80m<sup>3</sup>/h；除盐水处理站补给水 190m<sup>3</sup>/h；杂用水 26 m<sup>3</sup>

项目地点：辽宁省。盘锦市。\*\*石化分公司新征建设用地

建设单位：\*\*石油勘探局石油化工总厂

企业性质：国有企业

## 1.2 编制依据和原则

### 1.2.1 编制依据

- (1) \*\*石化分公司新建污水处理厂外排水水质指标；
- (2) \*\*石化分公司循环冷却水补充水、锅炉用水水质指标；
- (3) 国家现行污水排放水质指标；

### 1.2.2 编制原则

- (1) 工艺系统安全、稳定、简洁，设备选型和配置合理，产水水质指标满足相应回用要求；
- (2) 选择先进可靠的工艺流程，合理布置，精心设计，节约工程占地，节省工程投资，加快工程进度；
- (3) 合理利用现有装置资源，充分发挥设备潜能；新、旧装置合理配置，确保运行安全可靠，降低工程建设投资；
- (4) 贯彻国家节水方针，最大限度地使用回用水，减少工厂新

鲜水补充量；

(5) 符合国家、企业有关环保、消防、职业卫生等相关规定；

### 1.3 项目建设意义

#### 1.3.1 项目建设背景

我国是世界上水资源较为缺乏的国家，人均水资源占有量不足世界的 1/4，而且存在空间上分布不均匀，利用效率较低的特点。据不完全统计我国 600 多座城市 400 多座缺水，其中 100 多座严重缺水，水资源不足已经成为我国工业、社会、经济可持续性发展的严重制约因素。在国际经济界水资源问题已经成为长期发展潜力的指示指标，水资源污染和匮乏使我国可持续发展战略面临严峻挑战。

虽然我国可以利用的水资源较为匮乏，但由于历史、经济等种种原因水资源浪费和水体污染现象极为严重，目前我国每年有大约 200 亿吨污水没有经过任何形式的处理直接排入自然水体，不仅带来了触目惊心的污染而且也造成了令人痛心的资源浪费和低利用效率。为了解决这一困扰人类未来命运的问题，自上世纪 70 年代开始世界范围内兴起了循环经济热潮，目前有些发达国家的水资源重复利用率在 90% 以上。我国在十一五计划中也对污水的综合处理、重复利用提出了具体要求，可以预见未来用水大户、排污大户、浪费大户的发展将受到来自国家政策强力制约；换句话说谁率先解决了污染和回用问题，谁将占领未来发展和竞争的制高点。

目前随着国际石油化工行业的市场行情变暖，\*\*石化分公司进入到快速发展的阶段，用水量和排水量增长较大。始建于 1979 年的污水处理厂虽经几次改造，但在来水水质和水量的不断加大负荷冲击下，已经不能满足当前污水处理达标排放的要求。\*\*石化分公司计划采用较为先进可靠的工艺建设全新的污水处理厂，这将使外排水水质

合格稳定得到较大的保障，也就是相对于回用来说具有充足、连续、稳定的中水资源，建立 1 座大型的污水回用设施已具备基础条件。2004 年，\*\*石油勘探局采用\*\*石化分公司处理后排水建立一套污水回用装置，虽然也受到上游水质波动的影响，但历经近 2 年的运行经验表明，该工艺能够有效处理合格排污水满足回用水质要求。这为工艺论证提供了有效的依据，并为该种污水膜法深度处理运行、管理积累了较为丰富的经验，培养和储蓄了大量的人才。

### 1.3.2 项目建设理由

\*\*石化公司污水回用工程建设理由如下：

第一，伴随\*\*石化分公司的迅速发展，排水量稳定增长的同时供水的需求加大，新鲜供水的压力增加，对回用水的需求迫切；

第二，以\*\*石化分公司新建污水处理厂污水处理系统达标排水为水源，产水供给\*\*石化分公司生产运行装置，符合国家的相关政策法规，符合\*\*石化分公司和\*\*石化公司发展的长期规划；

第三，提高水资源利用率，严格控制污染物质排放，降低新水供水压力，对促进当地、企业的持续、稳定发展具有重大战略意义，能够获得国家政策扶持；

第四，合理、充分利用的现有水资源，最大限度的提高水的循环利用效率，降低企业的生产经营成本，为企业创造良好的经济效益，这已经在同类工程中得到验证；

第五，采用经过实践运行检验污水回用工艺（反渗透为核心技术），能够有效处理该种外排污水，生产高品质脱盐水；

第六，\*\*石化公司在污水回用工程的运行、管理积累了经验，培养了人才，条件较为成熟。

## 1.4 研究范围

本研究主要从工程设计、技术经济、环境保护上可行性进行分析和论证，主要内容包括：

- 1、 工艺技术方案；
- 2、 化学品及公用工程消耗；
- 3、 装置布置；
- 4、 环境保护、安全卫生及消防；
- 5、 投资估算及技术经济。

## 1.5 新建和改造

本项目大部分装置为新建，部分利用原有软水站处理装置，主要有：

### 1.5.1 原有装置

- 1、 原有 3 台核桃壳过滤器和 5 台多介质过滤器；
- 2、 原有 3 套反渗透装置及运行、清洗装置；
- 3、 3 台反渗透高压泵、精密过滤器等；
- 4、 1 台阴离子交换器和 1 台阳离子交换器（经过改造）；
- 5、 2 台混合离子交换器；

### 1.5.2 新建装置

- 1、 所有土建工程，包括厂房、曝气生物滤池、沉淀池和各类水池；
- 2、 新增核桃壳过滤器和多介质过滤器；
- 3、 新增 1 套 30 t/套反渗透装置，建成后整体污水回用反渗透装置达到 4 套；
- 4、 新增整体污水回用工程的电气、仪表、自控工程；
- 5、 新增其他各类水泵等。

## 1.6 研究综合结论

本可行性研究报告采用曝气生物滤池作为水质稳定技术，应用成熟的核桃壳和多介质过滤技术作为反渗透的预处理技术，使反渗透系统能够安全、可靠、稳定运行，提高产水质量。钠离子交换器作为深度软化的措施，确保软化水质量；阴、阳离子交换器和混合离子交换器作为精度除盐的保障手段，确保产水水质满足锅炉给水要求。

本项目的建设符合国家贯彻的节水方针，能最大限度地使用回用水，减少新鲜水开采；并能最大限度地减少污水排放以及污水造成的环境污染。

### 1.6.1 工程技术评价

污水深度处理回用多以膜法处理技术为核心，将废水处理为工艺用水。目前国内已有以膜法为核心的大规模的污水回用工程，为工业生产废水深度回用积累了宝贵的经验。曝气生物滤池集生化处理和物理处理功能为一身，作为主要的水质稳定手段，能够有效降低原水中的有机物、氨氮、磷，部分去除悬浮物质，且具有一定的抗负荷冲击能力，对稳定产水水质，降低后续系统负荷，减轻设备污染和反渗透系统污堵具有显著效果；核桃壳过滤和多介质过滤技术作为反渗透的预处理技术目前在国内外均有大规模和成熟的应用，能有效去除水中的油、悬浮物、部分去除有机物，降低 SDI 值，减轻膜污染，对保证反渗透处理工艺的稳定运行的运行起到良好的作用。

离子交换技术在水处理领域中历史悠久、应用广泛，如水质软化、水质除盐、高纯水制取、工业废水处理、贵金属回收。通常，离子交换脱盐适宜含盐量较小的范围，过高的硬度或含盐量将导致设备过大、再生频繁、劳动强度高、操作过于复杂等。含盐量较高的水质，经过技术经济比较，采用反渗透等水处理技术作为预除盐手段与离子

交换系统组成联合工艺，扩大流程适用范围，简化了离子交换系统。

针对于该种污水处理回用工程已经在 2004 年建立并投产，运行稳定，效果良好，为本工程污水回用提供了可靠的依据。实际运行状况表明该工艺简洁、合理、稳定、高效，基于原有工程的经验经过总结完善后将是本工程成功建设投产的有效保障。

综上所述，本可行性研究推荐采用曝气生物滤池和协板沉降池为水质稳定技术手段；核桃壳和多介质过滤为反渗透的预处理；反渗透部分产水和部分多介质的出水勾兑，产水满足循环冷却水的补给水要求；结合\*\*石化分公司的用水要求，一部分反渗透产水经钠离子交换器软化，另一部分反渗透产水经阴、阳离子交换器和混合离子交换器处理后供锅炉补水用。

#### 1.6.2 经济效益评价

随着企业的迅速发展对新鲜水资源的迫切需求和水价的不断上涨，企业用水成本提高直接导致产品生产成本的增加。采用污水经过深度处理后作为工艺用水（循环冷却水、软化水、锅炉补给水），不仅能大大降低排污收费，还能能有效提高水资源的综合利用率，降低产品的新鲜水消耗，从而降低企业的生产成本。从经济综合评价的结果看，污水回用将会给参与企业带来明显的经济效益。

#### 1.6.3 社会效益评价

本工程建设符合国家污染综合治理、节能环保、水资源循环利用的方针政策，有效地降低了排放污染物对自然环境的破坏，提高了水资源的循环利用率，同时生产高品质的工业用水；不但发挥工艺装置的经济效益，对改善当地水环境、保护地下水资源、增强可利用水资源的总量，缓解区域缺水现状以及企业经济的可持续性健康发展都具有重要的意义。由此可见，其社会效益、环境效益是十分显著的。

#### 1.6.4 结论

1、本工程采用曝气生物滤池和斜板沉降池技术为水质稳定措施，对复杂、多变的原水起到较好的稳定作用；核桃壳过滤和多介质过滤技术为反渗透前处理，能有效降低 SDI 值，保证反渗透的稳定、安全运行；以钠离子交换器和阴阳离子交换器、混合离子交换器作为后续除盐硬的保证手段，可靠高效。综合认为，处理该种污水此工艺流程合理，技术成熟可靠，操作管理方便，技术风险较小；

2、\*\*石化公司在原有污水回用工程中积累了较为丰富的运行、管理经验，培养和储蓄了大量的人才及生产队伍，为项目的顺利实施和生产运行提供了有力的人员保障；

3、综合来看，该项目建设有良好的契机，有国家方针政策支持，工程具有良好的经济效益、社会效益和环境效益，建议尽快实施。

## 2 生产规模及水质

### 2.1 产品规模

根据\*\*石化公司提供用水量如下：

低浓度含油污水水量为 437m<sup>3</sup>/h；

化肥污水水量为 300m<sup>3</sup>/h；

备用水源水量为 137m<sup>3</sup>/h；

最终产水规格：

锅炉补水（除盐水）： 40t/h； 35.04 万吨/年

循环水补充水： 80m<sup>3</sup>/h； 70.08 万吨/年

除盐水补充水： 190 m<sup>3</sup>/h； 175.2 万吨/年

工业杂用水： 26 m<sup>3</sup>/h； 22.78 万吨/年

合计： 336 m<sup>3</sup>/h； 294.34 万吨/年

备注： 1 年按 8760 小时计算

### 2.2 水质

#### 2.2.1 原水水质

原水水质指标见表 2-1

表 2-1 产水水质指标

项目	单位	进水（原来提供）	进水（新建污水厂）
PH		6-9	6-9
浊度	NTU	<20	
SS	mg/L		≤30
COD <sub>Cr</sub>	mg/L	60-120	≤100

BOD <sub>5</sub>	mg/L	20-50	
油	mg/L	<10	≤3
总磷, 以 P 计	mg/L	<2	
氨氮	mg/L	<10	≤10
总 Fe	mg/L	<0.5	
Cl <sup>-</sup>	mg/L	<200	
总硬度 (以 CaCO <sub>3</sub> 计)		~300	
总碱度 (以 CaCO <sub>3</sub> 计)	mg/l	<700	

2.2.2 循环冷却水补水水质

水质指标见表 2-2

表 2-2 循环冷却水补水水质指标

项目	单位	产水 (原有装置指标)
PH		7-8
浊度	NTU	
SS	mg/L	<5
COD <sub>Cr</sub>	mg/L	<15
BOD <sub>5</sub>	mg/L	<5
油	mg/L	<1
总磷, 以 P 计	mg/L	<1
氨氮	mg/L	<1
总 Fe	mg/L	<0.3
Cl <sup>-</sup>	mg/L	<50
总硬度 (以 CaCO <sub>3</sub> 计)	mg/L	<300
总碱度 (以 CaCO <sub>3</sub> 计)	mg/l	<200 mg/l

异养菌	个/ml	<2000
TDS	mg/L	
电导率	μ s/cm	
SiO <sub>2</sub>	mg/L	
Mn	mg/L	
SO <sub>4</sub>	mg/L	

### 2.2.3 除盐水水质

40T/H 除盐水装置、机泵、再生装置等整体利用原有设施进行迁移，水质不变。

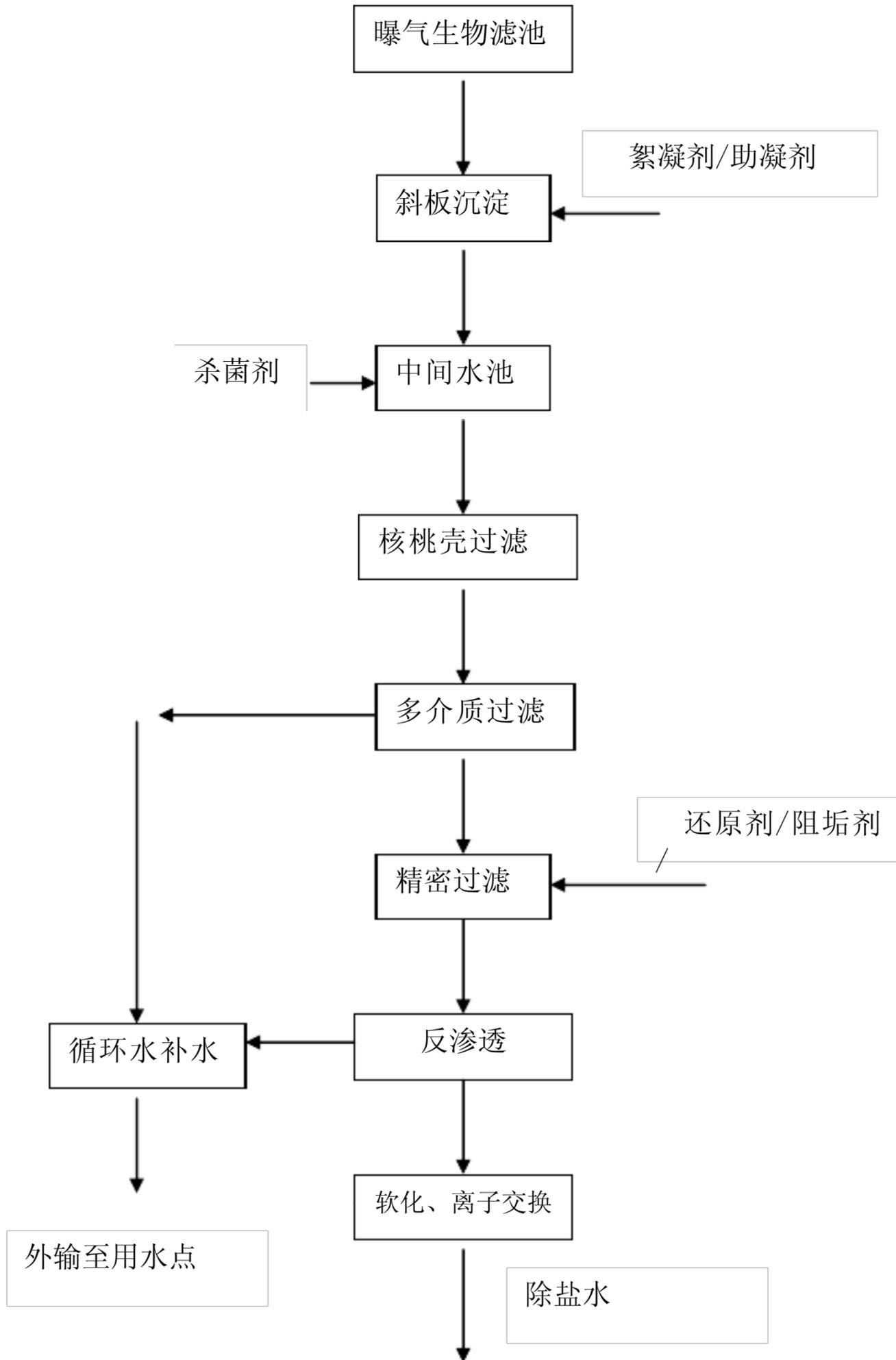
### 3 工艺系统说明

#### 3.1 工艺路线

本污水深度处理回用工程采用以曝气生物滤池为水质稳定工艺，去除大部分有机物、氨氮等；斜板沉淀去除大部分悬浮颗粒物和胶体。核桃壳和多介质过滤为反渗透的预处理工艺，降低细小悬浮物、胶体含量及 SDI 值。反渗透装置为系统的核心处理工艺预脱盐，去除水中大部分溶解盐类，脱盐除硬，降低离子交换再生药剂消耗，降低制水成本。离子交换器作为精度除盐、硬技术作为保障手段，生产高品质的除盐水和软化水，满足锅炉补给水要求，增加项目的赢利能力。

为减少本工程占地面积，降低工艺风险，采用\*\*石化分公司新建污水厂监测水池为原水池，由于本工程曝气生物滤池原水进水和反洗水均取自该池，为保持后续系统稳定建议进行放大容量处理（至少应在 600m<sup>3</sup> 以上）。曝气生物滤池排水、斜板沉降池排水、核桃壳过滤器排水、多介质过滤器排水考虑在 本装置区内短暂缓存后泵入\*\*石化分公司原有厂区进行处理；软化器和离子交换器再生排水应收集到本装置区内中和池，中和后外排。

工艺流程框图如下（见下页）：



## 3.2 工艺流程说明

### 3.2.1 曝气生物滤池

曝气生物滤池 (Biological Aerated Filter, BAF) 又称淹没式曝气生物滤池 (Submerged Biological Aerated Filter, BAF), 是 20 世纪 70 年代末 80 年代初出现于欧洲的一种生物膜法处理工艺, 该技术最初是用于污水处理的二级处理后, 用来控制其越来越严格的排水标准, 由于其处理性能良好, 应用范围不断扩大。与传统的活性污泥法相比, BAF 中活性污泥的微生物生物相更为丰富、浓度要高得多, 由于反应器体积小, 具有占地面积较小、臭气小、具有模块化结构和便于自动控制的优点。20 世纪 90 年代后, 曝气生物滤池有较大的发展, 世界很多大型污水处理厂都采用 BAF 工艺。我国有很多新建污水处理厂都采用 BAF 工艺: 如大连马栏河 12 万吨/天; 沈阳仙女河 20 万吨/天。

曝气生物滤池根据进水方式不同分为上向流和下向流形式。目前普遍采用上向流方式(即采用气水同向流), 使布水、布气更加均匀。同时, 在水气上升过程中可把底部截留的 SS 带入滤池中上部, 增加了滤池的纳污能力, 延长了工作周期。曝气生物滤池的主体可分为布水系统、布气系统、承托层、生物滤料层、反冲洗系统等五个部分。池底设承托层, 其上部是滤料层。在承托层设置曝气用的空气管道系统和空气扩散装置。污水滤过滤层的时候, 空气从底部进入, 并沿滤料表层上升, 与污水混合, 向生物膜上的微生物提供充足的溶解氧和丰富的有机物, 在微生物的新陈代谢作用下, 有机物被降解, 污水得到净化处理。污水中的悬浮物及由于生物膜脱落形成的污泥, 被滤料截留, 运行一段时间后, 因水头损失, 需对滤池进行反冲, 以释放截留的悬浮物并更新生物膜, 一般采用气水联合反冲洗。

滤料是曝气生物滤池的关键部分,对曝气生物滤池的功效有直接的影响,同时也影响到曝气生物滤池的结构形式和成本。目前,滤料多为专利产品,常用的滤料有石英砂、陶粒及塑料制品(合成纤维、聚苯乙烯小球等)。滤料的粒径主要取决于曝气生物滤池的功能。滤料粒径越小曝气生物滤池的效果越好,但小粒径会使其工作周期变短,滤料也不易清洗,相应的反冲洗水量也会增加,因此应综合考虑各种因素以选定合适的滤料粒径。生物滤池填料要求具有,质轻、机械强度高、比表面积大、空隙率高,化学性能稳定、水头损失小、形状系数好、吸附能力强。常用的填料有无烟煤、陶粒、沸石、麦饭石等。目前应用最广泛的填料是生物陶粒,粒径一般普遍采用的滤料粒径为3~6 mm。

为节约工程占地面积,工艺设计考虑利用\*\*石化分公司新建污水厂监测水池为原水池,有效容积 250m<sup>3</sup> (建议放大到 600m<sup>3</sup> 以上),用以接纳和稳定上游来水、提供滤池反冲洗用水及提供原水泵吸入位置。原水泵 3 台,2 用 1 备,流量 250m<sup>3</sup>/h,扬程暂定为 15m;反洗采用原水进行,选用反洗水泵 2 台,1 用 1 备,流量 500m<sup>3</sup>/h,扬程 15m。

本工艺选用一座钢筋混凝土曝气生物滤池,处理量 500m<sup>3</sup>/h,为保证系统稳定运行,在反洗时整个系统受水质和运行波动较小,采用 6 格设计规定时间逐一进行反洗,反洗时其它运行池短期增加水力负荷的方式减小产水水质波动和对系统连续运行的影响。曝气生物滤池基本尺寸为 10m×3m,池深 6m,填料深度为一般为 4m,水力负荷为 2.8m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h,有效水力停留时间约为 1.1h。生物曝气滤池配置进水、出水、反冲及排水、排气、空气管道系统装置及阀组,反洗周期约 24~48 小时,反冲 20min 左右。

本工艺选用 3 台罗茨风机,2 台为正常运行时生物反映提供溶解

氧，1用1备，备用设备同时做为多介质过滤器反冲气源设备，流量 $9\text{m}^3/\text{min}$ ，扬程6m；1台作为曝气生物滤池的反洗气源设备，流量 $23\text{m}^3/\text{min}$ ，扬程6m

### 3.2.2斜板沉淀

曝气生物滤池出水常常含有微生物和无机颗粒，尤其受到负荷冲击运行不太稳定。这些杂质与水形成溶胶态的微粒，由于布朗运动和静电排斥力而呈现沉降稳定性和聚合稳定性，通常不能利用重力自然沉降的方法除去而增加后续处理设施负荷。废水中的悬浮杂质在加入絮凝剂进行脱稳后，通过架桥吸附作用，相互碰撞合并成长为粗大的絮凝体。为提高混凝效果，有时需要添加有机高分子的助凝剂复配使用，使细小松散的絮体变得粗大而密实，有利于重力沉降。

沉淀池为加强沉降效果采用斜板沉淀。斜管沉降是根据浅池理论设计出来的新型沉淀池，在沉降区域设置许多密集的斜板，使水中的悬浮杂质在斜板中进行沉降。采用错向流动，水沿斜板向上流动，分离出来的泥渣在重力作用下，沿斜板下滑到池底排放。斜板沉降可以提高沉降效果50%-60%，单位面积上可以提高处理能力2-5倍，占地面积小，节约投资。

本工艺设计钢筋混凝土沉淀池1座，处理量为 $450\text{m}^3/\text{h}$ ，由于保温和高程布置节约能耗，整体布置成半地下结构。为了有效提高絮凝沉淀效果，在沉淀池前段设置钢筋混凝土混合反应池，反应停留时间15分钟，有效容积约为 $125\text{m}^3$ 。斜板沉降池设计为1座2格，有效平面面积为 $12\times 6\text{m}$ ，有效停留时间为20分钟，总停留时间为75分钟；斜板采用PE材质，倒60度角安装。在沉淀池后设置清水池，沉降池出水经过钢制三角锯齿堰溢流到清水池待用，体

积 190 立米，有效停留时间 20 分钟。

**加药系统** 在混合反应池入口投加杀菌剂和絮凝剂。

污水经过生化处理后，水质条件大大改善，细菌含量也大幅度减少，但细菌的绝对值仍很可观，对过滤系统和反渗透系统仍然会造成生物污染，使系统不能稳定和持续运行，导致反渗透膜频繁清洗，而且清洗难度加大。因此在进入过滤和反渗透系统前必须采用消毒。

常用的消毒剂有氧化型消毒剂液氯、臭氧、二氧化氯、次氯酸钠和光化学反应消毒剂紫外线等。综合考虑运行成本、占地等，本工艺采用二氧化氯消毒剂，二氧化氯消毒剂具有操作安全，投加量易于控制，药剂为广谱型药剂，材料易于从市场上获得等，是安全的消毒剂。杀菌剂为次氯酸钠溶液/ $\text{ClO}_2$  混合液体，采用水射器/计量泵投加。采用高效复合二氧化氯发生器 1 台，有效氯产量 5000g/h。

为了加快水中粒子的布朗热运动，增加微粒碰撞结合的几率；通过架桥吸附理论，破坏水中颗粒、胶体的均一性和稳定性，使粒子形成较大絮体并在自身不断壮大的同时，改善沉降和过滤性能，水质得到净化。

如果原水水质浊度和悬浮物较少，水质较好或水温较低，可不投或少投絮凝剂。絮凝剂为固体聚合氯化铝配制成液体，投加量 15-30ppm；计量泵投加，计量泵 2 台，1 用 1 备，流量 120L/h，扬程 70m；溶药箱及其搅拌设备利用原有装置。

### 3.2.3 核桃壳过滤器

核桃壳过滤器是一种新型的适用于含油污水处理的过滤设备。采用具有较强吸附能力、抗压能力强、化学性能稳定、硬度高、耐磨性好、亲水性好、抗油浸并经过特殊加工的核桃壳为滤料介质。其特点是：滤速高，处理量大；占地面积小，降低投资；处理效果好，减轻

后续设施油污负荷；反洗再生方便，运行费用低廉；反洗强度低，再生效果好，无需借助气源和化学药剂，管理方便。

核桃壳过滤器可允许较高的进水悬浮物，因此采用核桃壳过滤器可直接对杀菌池出水过滤，节省混凝沉淀设备，同时对悬浮物有较高的去除效率，可保证多介质过滤器的正常运行，降低多介质过滤器的反洗频率，提高系统运行的经济性和可靠性。

本工艺选用核桃壳过滤器可承受 0.6Mpa 压力，处理水量 90m<sup>3</sup>/h，油去除率为 60~90%；反洗时间为 10min，反洗水量 100m<sup>3</sup>/h；本装置配置 6 台 Φ2400 核桃壳过滤器，其中 3 台为利用原有装置迁移，3 台为本次工程新增。工艺设计采用核桃壳供水泵 4 台，3 用 1 备，流量 180m<sup>3</sup>/h，扬程 42m；反洗水泵 2 台，1 用 1 备，利旧 1 台，新增 1 台，流量为 100m<sup>3</sup>/h，扬程为 20m。

#### 3.2.4 多介质过滤器

多介质过滤器是最成熟和最常用的水处理工艺，布置灵活、操作简便、出水稳定，广泛应用于中小型污水、中水或净水处理工程的预处理工段。

多介质过滤器为压力式过滤器，它利用容器内所装填设备内填装一定高度无烟煤和级配石英砂滤料的间隙，通过拦截、沉淀、惯性、扩散和水动力作用使得在絮凝剂作用下已经脱稳的悬浮物颗粒在迁移到滤料表面时，在范德华引力和静电力以及\*\*些化学键和\*\*些化学吸附力的作用下，粘附于滤料颗粒表面或滤料表面上原先粘附的颗粒上。这样进一步降低水的浊度及 SDI 值，而且水中的有机物、细菌乃至病毒等随着水的浊度的降低而部分的被去除。

过滤经过一段时间后，表层滤料间的缝隙逐渐为污染离子所堵塞，既出现所谓的表层截污现象，形成滤膜，使过滤阻力剧增，滤速

剧减，或可能出现滤膜裂缝，出现污染物穿透的现象。因此多介质过滤器运行一段时间后应及时反洗，反洗时其他设备短期承受高负荷水利冲击，系统设计采用气水反洗，再生滤料。



本工艺方案采用 12 台  $\Phi 3200$  多介质过滤器，其中 5 台为原有装置迁移使用，7 台为本次工程新增设备。工艺配备 2 台反冲洗泵，1 用 1 备，1 台利旧，1 台新增，流量  $300\text{m}^3/\text{h}$ ，扬程为 20m，建设钢筋混凝土水池 1 座，容积  $190\text{m}^3$ ，基本尺寸为  $12\text{X}4\text{X}4\text{m}$ 。

### 3.2.5 反渗透装置

反渗透膜是在一定压力驱动下，允许溶剂分子透过而不允许溶质分子透过的一种功能性选择半透膜。

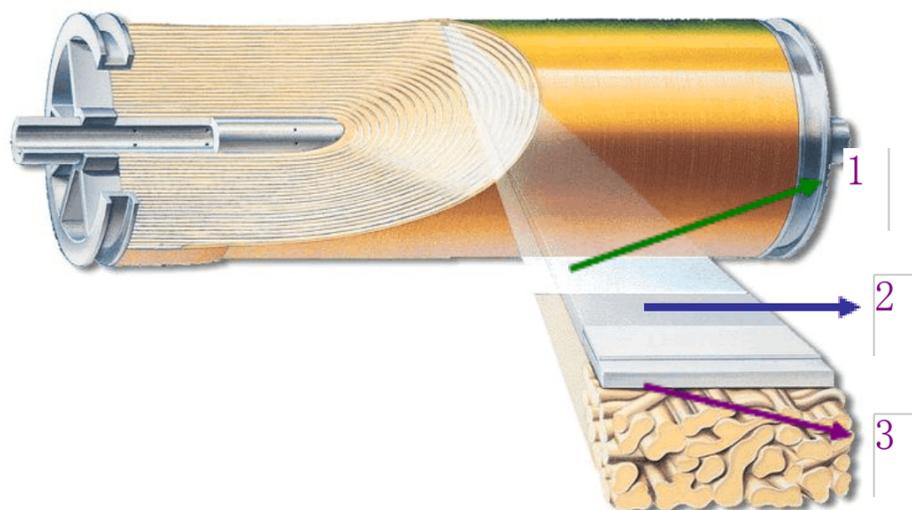
反渗透是最精密的膜法液体分离技术，将溶剂和溶剂中离子范围的溶质分开，它能阻挡几乎所有溶解性盐，只允许水溶剂通过，可脱除水中绝大部分的悬浮物、胶体、有机物及盐份。

反渗透膜需要制成一定构型才可用于水处理。目前膜的构型主要

有平板式、管式、卷式和中空纤维式。但常用于大型水处理工程的只有卷式膜。

目前广泛应用的反渗透膜为卷式复合结构，它由三层组成，如下图所示：

反渗透膜组件剖析图

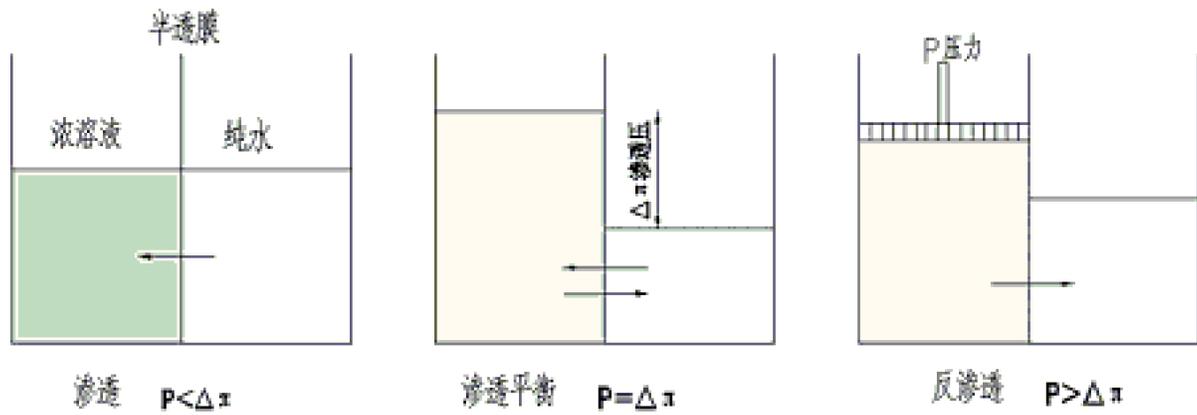


- 1、聚酯林
- 2、聚砜材料多孔中间支撑层，约  $40\ \mu\text{m}$  厚；
- 3、聚酰胺材料超薄分离层，约  $0.2\ \mu\text{m}$  厚。

### 3.2.5.1 反渗透原理

反渗透过程是渗透过程的逆过程，利用选择性半透膜的压力分离过程。半透膜是只允许溶剂通过而不允许溶质通过的膜。当两种不同浓度的溶液分别位于半透膜的两侧，低浓度侧的溶剂（水）将向高浓度侧渗透，高浓度侧溶液上升，达到一定高度时，渗透平衡，这种现象称为渗透作用。当渗透平衡时，溶液两侧的静压差称为渗透压。如果在高浓度侧施加大于静压差的压力，将会发生渗透过程的反过程，即高浓度侧的溶剂向低浓度侧溶液渗透，这一过程称为反渗透。

反渗透过程的示意图如下。

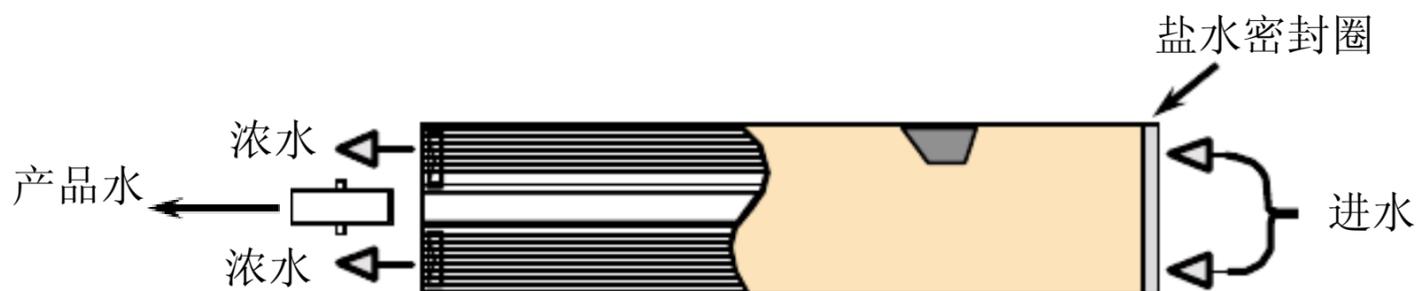


反渗透不是自发进行的，为了进行反渗透过程，就必须加压，只有工作压力远远大于溶液的渗透压时，水才能通过膜从盐水中分离出来。

### 3.2.5.2 反渗透运行

本项目一级反渗透系统用一级两段杉树型排列方式，这样可以保持每只压力容器内水的流速和膜表面通量的均匀性；减缓污堵和结构，延长清洗周期并且提高系统的利用率。

反渗透膜压力容器用于装填膜元件。在实际运行过程中，给水从压力容器一端的给水管路进入膜元件。在膜元件内一部分给水穿过膜表面而形成低含盐量的产品水，剩余部分水继续沿给水通道向前流动而进入下一个膜元件，由于这部分水含盐量比原水要高，在反渗透系统中称为浓水。产品水和浓水最后由产品水通道和浓水通道引出膜壳。



进水通道

产水通道

膜叶

### 3.2.5.3 反渗透冲洗

当反渗透系统从运行状态到停止状态，膜片之间的水处于 3-4 倍的浓缩状态时：部分离子很可能在过饱和状态，在水流静止的情况下，容易在进水侧或浓水侧结垢或结晶析出；3-4 倍浓度会在水静止状态下沉淀在膜片表面，容易造成膜组件的污染而出现清洗周期变短的现象。

反渗透系统中设有自动冲洗功能。在系统停机时，可自动冲洗膜元件表面，将膜表面的高浓水置换成净化水，防止表面沉积物的污染，从而保证膜元件的正常寿命。

另外，为了延长反渗透系统的清洗周期，需要定期对系统进行冲洗，以带走反渗透膜表面的污染物。

### 3.2.5.4 反渗透化学清洗

无论采用何种预处理方式，反渗透运行一段时间，膜表面都会造成污堵、污染或结垢。导致反渗透膜元件污染加剧、压力降增高、水量衰减、脱盐率下降。此时需要停机进行彻底的化学清洗恢复膜

的初始性能，保证反渗透系统的正常运行，延长反渗透膜元件的使用寿命。

进行化学清洗的条件：

- A、当标准化后的产水流量比上次清洗后减少 10% ~ 15%；
- B、当标准化后的产水水质比上次清洗后降低 10% ~ 15%；
- C、当标准化后的压降比上次清洗后增加 10% ~ 15%；
- D、在长期停运之前及作为日常的维护。

通常在预处理运行正常的情况下，造成膜元件污堵或结垢的物质如下，也就是说我们化学清洗的目标物质：碳酸钙垢、硫酸钙、硫酸钡、硫酸锶垢、水和金属氧化物垢（包括铁、锰、镍、铜等）、硅垢、胶体沉积物（无机）、胶体沉积物（无机、有机混合体）、有机沉积物（自然产物）、有机沉积物（人为产物）、生物滋长（细菌、真菌、霉菌等）。

注意：通常需要清洗的是上述污染物的混合物。

反渗透化学清洗一般包括碱洗、酸洗、杀菌、螯合几类，根据污染物性质的不同采取不同的组合清洗方式。由于目前发现的反渗透的污染绝大部分为混合污染，通常一种清洗剂不能完全满足要求，需要使用专用的复合膜清洗剂进行组合清洗。

清洗方式通常可分为循环清洗、浸泡清洗、循环+浸泡清洗 3 种。短期的清洗过程膜可以承受 2.5-11PH 值；温度在 35℃左右更利于清洗。清洗液配水应该采用反渗透产品水，本工程设计了产水回流管路。根据污染程度不同，确定清洗次数和清洗时间，一般反渗透清洗一次需耗时 6-24h，污染严重，还需要更长时间。清洗过程中主要观察清洗液颜色变化和 PH 值变化。

合理配置，反渗透膜组件是反渗透系统的核心，为保障反渗透系

统的安全稳定的运行，我们进行设计优化：

- 1、 为保证反渗透系统的生产质量，我们选用了世界著名膜生产商 DOW 公司的产品，由于中水回用工程需要，选择了抗污染膜组件，通道宽、清洗方便；
- 2、 为保证整套反渗透系统产水质量和数量，考虑到污水的波动性，我们适当增加了膜组件，降低了单位面积的膜通量，可降低污堵频率；
- 3、 为保护反渗透膜组件，我们在系统高压泵前设置了精密过滤器，降低反渗透膜组件的污染负荷；
- 4、 为防止系统泵突然起动产生的“水锤”对膜组件的伤害和实际生产运行中节约能耗的需要，我们给系统的高压泵设置了变频装置；
- 5、 为防止膜组件进水超压和系统高压泵进水不足造成气蚀，我们在高压泵的前后设置了高低压保护控制设施；
- 6、 为防止反渗透系统停止运行时，浓水侧在膜表面结垢，我们设置了停机自动大水量冲洗的保护设施；
- 7、 为降低在膜面结构和沉淀的可能，我们在膜前投加专用阻垢剂；
- 8、 为防止细菌、微生物污染膜组件和保护膜组件的需要，我们在膜前投加了非氧化性杀菌剂；
- 9、 为降低反渗透主机在化学清洗时水量减少对后续系统稳定运行造成大的影响，我们设置了多套同样的装置。

本工艺中反渗透系统的设计为 4 套 30t/h 反渗透并联运行。其中 3 套为原有污水处理站反渗透设备搬迁改造使用。1 套为本次工程中新增。新增设备包括  $\Phi 450$  精密过滤器 1 台；高压泵 1 台，流量 43m<sup>3</sup>/h，

扬程 10m；主机 1 套；压力容器 8 支；反渗透膜组件 BW30-365FR 48 支，冲洗泵 1 台，流量 45m<sup>3</sup>/h，扬程 30m。反渗透清洗设备利用原有装置，如有必要更换则新增。

#### 阻垢剂投加

由于反渗透过程是一个脱盐、浓缩的过程。浓水侧由于各种原因易产生结垢现象，为了在较高的水利用率的情况下防止反渗透浓水侧特别是反渗透压力容器中的最后一、二根膜元件的浓水侧出现无机盐类的结垢，从而影响反渗透膜的性能，在进反渗透前加膜阻垢剂，以减轻反渗透膜浓水侧的结垢趋势。

选用美国米顿罗计量泵 4 台，流量 3.81/h，扬程 7.6Bar；阻垢剂计量箱 2 台，有效容积 500l。

#### 盐酸投加

降低反渗透进水 PH 值，减缓反渗透结垢趋势。合理的低 PH 值条件，可使反渗透运行中承受较高的朗格里尔指数和斯蒂夫戴维指数。

选用美国米顿罗计量泵 4 台，流量 3.81/h，扬程 7.6Bar；阻垢剂计量箱 2 台，有效容积 500l。

#### 还原剂投加

由于在沉淀池投加了杀菌剂，水中可能还残留着一定的游离余氯。余氯使反渗透膜可能遭到破坏，因此在进入反渗透系统之前我们要投加易溶，不易沉淀，还原性较好的还原剂进行氧化还原反应。

选用美国米顿罗计量泵 4 台，流量 3.81/h，扬程 7.6Bar；阻垢剂计量箱 2 台，有效容积 500l。

### 3.2.6 离子交换系统

离子交换是利用离子交换剂，使交换剂在水溶液中电离出可交换离子和原水中离子之间发生等物质量规则的可逆性交换，导致水质改善而离子交换剂的结构不发生实质性的变化的水处理方式。离子交换

技术在水处理领域中历史悠久、应用广泛，如水质软化、水质除盐、高纯水制取、工业废水处理、贵金属回收。通常，离子交换脱盐、硬适宜含盐、硬量较小的范围，过高的含盐、硬量将导致设备过大、再生频繁、劳动强度高、操作过于复杂等。离子交换最主要的消耗来源于酸碱、盐再生消耗的药剂费用，同时离子交换酸碱再生易于造成酸碱废水污染。含盐、硬量较高的水质，经过技术经济比较，采用反渗透等水处理技术作为预除盐、硬手段与离子交换系统组成联合工艺，扩大流程适用范围，简化了离子交换系统，提高了系统的出水水质，延长了离子交换设备的再生周期，降低了酸碱消耗，减少了废液排放量，可获得满意的技术经济效率。

被处理水通过离子交换层时，将按树脂对各种离子的选择性顺序，依次进行交换。在交换树脂层失效后，层态分布也按照选择顺序从上到下依次排列，亲和力大的离子处于进水端树脂的功能基团中，亲和力小的离子处于出水端树脂的功能基团中。

当 1 台离子交换器失效后，我们切换使用备用的设备，失效设备要进行再生借此恢复离子交换树脂的初始性能。钠、阴、阳离子交换器再生过程一般可分为反洗、再生、置换、正洗四个步骤；混合离子交换器再生过程一般可分为反洗、再生、置换、混脂、正洗五个步骤。

A、反洗：目的松动阴阳混合树脂或者利用树脂间的密度差异进行分层，分别使用无机酸碱或盐进行再生；

B、再生：阳离子交换树脂采用盐酸进行再生，阴离子交换树脂采用碱液进行再生，钠离子交换器树脂采用盐进行再生；

C、再生过后，要采用相同流量的脱盐水进行置换操作，时间约为 20-30 分钟；

D、置换完毕的混合离子交换器阴阳树脂要混合均匀，需要洁净

无油的压缩空气；

E、进行正洗操作，使用进水进行正洗；流量控制在 20-30m<sup>3</sup>/h，时间 30 分钟，控制出水 PH 值呈中性即可。

新增 Φ1500 脱碳塔 1 台，处理量 40m<sup>3</sup>/h，配备离心通风机 1 台；利旧 Φ1500 阴、阳离子交换树脂各 1 台，处理量 40m<sup>3</sup>/h；利旧 Φ1200 混合离子交换器 2 台，1 用 1 备，处理量 40m<sup>3</sup>/h。

建设 100m<sup>3</sup> 中间水池 1 座，基本尺寸为 8x4x4m；

建设钢筋混凝土 100m<sup>3</sup> 除盐水池 1 座，配备外输水泵 2 台，1 用 1 备，流量 46m<sup>3</sup>/h，扬程暂定为 110m。外输水加氨泵 2 台；计量箱 1 台；氨瓶、减压阀等装置均为利旧使用。

建设地下钢筋混凝土 220m<sup>3</sup> 污水池 1 座，基本尺寸为 12x4.5x4m；配备防腐污水外排泵 2 台，1 用 1 备，流量 160m<sup>3</sup>/h，扬程 35m。

### 3.2.7 年总消耗表

本装置的年总消耗见表 3-1

表 3-1 年总消耗表（操作时间按 8760 小时计）

序号	名称	规格	单位	年消耗
1	聚合氯化铝(固体)	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> >28%	吨	120
2	氯酸钠		吨	20
3	阻垢剂	纯度 100%计	吨	5
4	还原剂	NaHSO <sub>3</sub> >98%	吨	7.5
5	NaOH	NaOH >40%	吨	50
6	盐酸	HCl >30%	吨	80

### 3.2.8 主要工艺设备一览表

表 3-2

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/515021110033012002>