

发电工程设计项目经理（设总）培训课题

第三部分：综合设计技术

第十一章：海水淡化技术

华北电力设计院工程有限公司

2012 年 6 月 北京

编 写 周 军 李 丁

校 审 张富礼

目 录

1 基础知识.....	1
1.1 我国水资源概况	1
1.2 海水淡化技术概述	1
2 主要优势.....	10
3 存在问题.....	12
4 主要关键点.....	13
4.1 海水淡化工艺主要设计参数	13
4.2 海水淡化工艺选择主要考虑因素	17
4.3 制水成本	19
4.4 水、电联产模式	24
4.5 经济比较模式	29
4.6 海水淡化工程设计要点	29
5 应用实例.....	31
5.1 天津大港发电厂海水淡化系统	31
5.2 河北国华黄骅发电厂一期海水淡化系统	31
5.3 河北国华黄骅发电厂二期海水淡化系统	33
5.4 天津北疆发电厂海水淡化系统	35
5.5 河北大唐王滩发电厂海水淡化系统	37
5.6 其它海水淡化工程	38
6 发展趋势.....	40
6.1 反渗透海水淡化技术的发展趋势	40
6.2 蒸馏法海水淡化技术的发展趋势	40

1 基础知识

1.1 我国水资源概况

水资源是指在一定经济技术条件下可以被人类利用的淡水资源的总称。水的存在方式有很多,我国《水法》第二条将水资源限定在地表水和地下水的范畴内。我国水资源总量较为丰富,居世界第六位。但就水资源与国土面积、耕地面积对比而言,则处于世界中等偏下水平。耕地亩均水量只及世界水平的 3/4,远低于印尼、巴西、日本、加拿大;而人均水量仅及世界人均水量的 1/4 强,属于贫水国家之列。水资源短缺已经成为我国经济与发展的主要瓶颈之一,我国沿海地区作为工业化和城市化水平较高的人口和经济的密集地带,其缺水形势更为严峻。

解决淡水资源匮乏问题的基本途径是开源节流。一是提高全社会的节水意识,提高水的利用率,二是开发新的淡水资源。海水淡化就是沿海国家和地区解决淡水不足的有效措施之一,并已得到越来越广泛的应用。滨海电厂在建设时也越来越多受到水资源的制约,而海滨电厂在生产电能的同时,利用其丰富且廉价的热源和电能,进行海水淡化,不仅可满足其工业用水的需要,而且还可为周边地区提供淡水水源。在推动和利用海水淡化技术方面,电厂有着其得天独厚的有利条件。因此,滨海电厂配套建设海水淡化装置已成发展趋势。

1.2 海水淡化技术概述

海水淡化是指脱除海水中的大部分盐分,使处理后的水符合用水(如饮用水、锅炉补给水等工业用水)标准的水处理技术总称。

海水淡化技术根据分离出海水成分分为两大类:从海水中分离出淡水和从海水分离出盐。具体分类见图1-1。采用从海水中分离出淡水的方法又可以细分为蒸馏法、冷冻法、反渗透法、水合物法和溶剂萃取法;而第二类则包括电渗析法和离子交换法。众多的海水淡化技术中适于产业化的主要有海水反渗透法

(seawater reverse osmosis, SWRO, 俗称膜法)和蒸馏法(俗称热法)。蒸馏法目前主要有多级闪蒸(multistage flash distillation, MSF)、多效蒸馏(multiple effect distillation, MED)。多效蒸馏又有三种形式: MED、MED-TVC(thermal vapor compression, 热压缩)和MED-MVC(mechanical vapor compression, 机械压缩)。

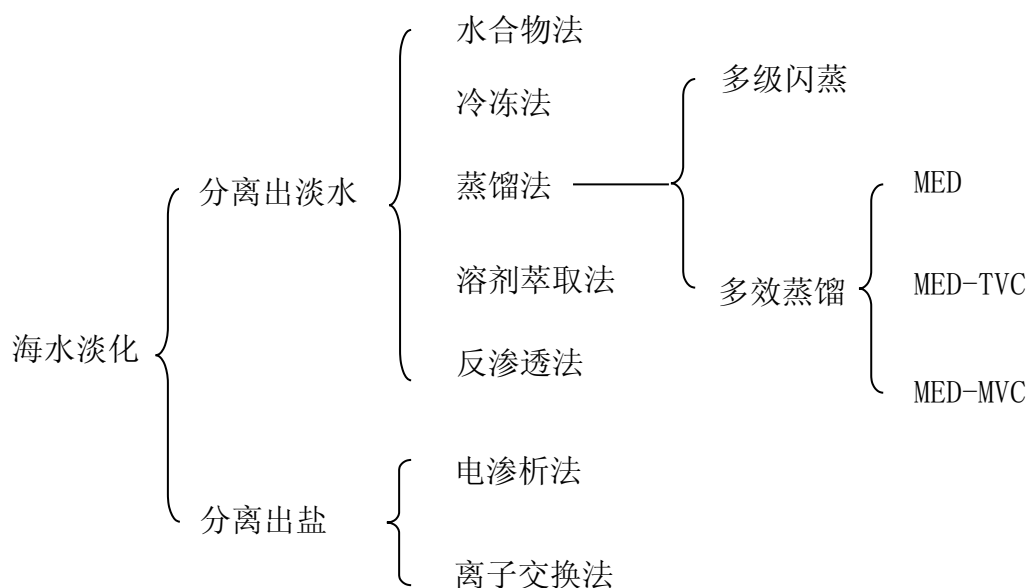


图 1-1 海水淡化技术的分类

1.2.1 蒸馏法

1.2.1.1 多级闪蒸(MSF)

MSF 是蒸馏法海水淡化最常用的一种方法,在 20 世纪 80 年代以前,较大型的海水淡化装置多数采用 MSF 技术。MSF 的典型流程示意图见图 1-2。

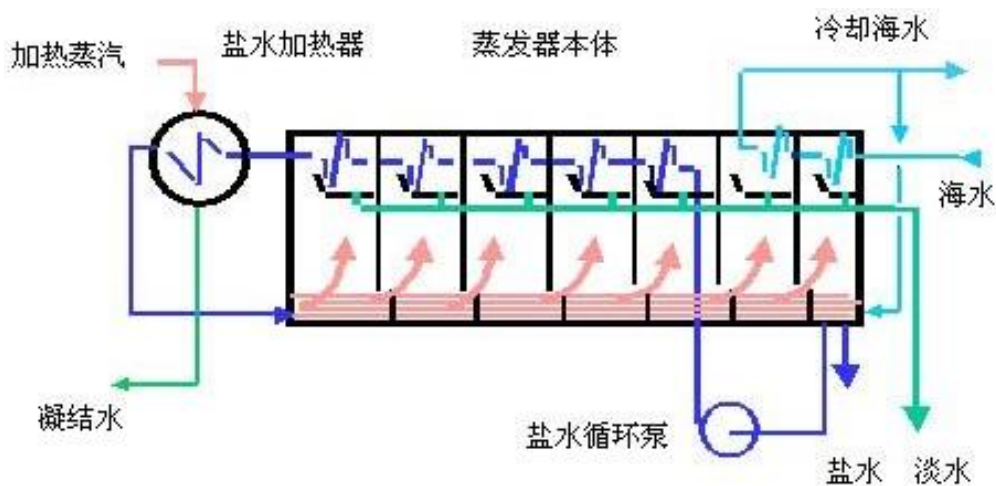


图 1-2 盐水再循环式多级闪蒸 (MSF) 原理流程

多级闪蒸过程原理如下：将原料海水加热到一定温度后引入闪蒸室，由于该闪蒸室中的压力控制在低于热盐水温度所对应的饱和蒸汽压的条件下，故热盐水进入闪蒸室后即成为过热水而急速地部分汽化，从而使热盐水自身的温度降低，

所产生的蒸汽冷凝后即为所需的淡水。

MSF 装置具有设备单机容量大、使用寿命长、出水品质好、造水比高、热效率高、寿命长等优点。但该装置海水的最高操作温度在 $110^{\circ}\text{C}\sim 120^{\circ}\text{C}$ 左右，对传热管和设备本体的腐蚀性较大，必须采用价格昂贵的铜镍合金、特制不锈钢及钛材，因此设备造价高；设备的操作弹性小，多级闪蒸的操作弹性是其设计值的 $80\%\sim 110\%$ ，不适应于产水量要求可变的场合。

1.2.1.2 低温多效蒸馏(LT—MED)

低温多效蒸馏海水淡化技术是指盐水最高温度一般不超过 70°C 的淡化技术，是 20 世纪 80 年代成熟的高效淡化技术。其特点是将一系列的喷淋降膜蒸发器串联布置。加热蒸汽被引入第一效，其冷凝热使几乎等量的海水蒸发，通过多次蒸发和冷凝，后面的蒸发温度均低于前面一效，从而得到多倍于蒸汽量的蒸馏水，最后一效的蒸汽在海水冷凝器中冷凝。第一效冷凝液返回锅炉，而其他效及海水冷凝器的冷凝液收集后作为产品水。

为提高热效率，目前多采用压汽蒸馏的淡化工艺，压缩可采用蒸汽喷射器，称为热压缩 (TVC)；或采用机械蒸汽压缩机，即机械压缩 (MVC)，由于受压缩机的限制，其单台装置的容量较其他蒸馏装置小。目前绝大多数低温多效蒸馏装置都采用热压汽蒸馏的方式来提高热能效率，即低温多效加蒸汽压缩喷射器 (LT—MED—TVC) 工艺。图 1-3 是 LT—MED—TVC 蒸馏装置的原理示意图。

低温多效海水淡化装置的运行温度远远低于 MSF 装置的 110°C ，所以其能耗和管壁腐蚀及结垢速率均较低。和 MSF 相比，其设备本体和传热管的材质要求较低，而热效率较高。

多效蒸馏的操作弹性很大，负荷范围从 110% 变到 40%，皆可正常操作。

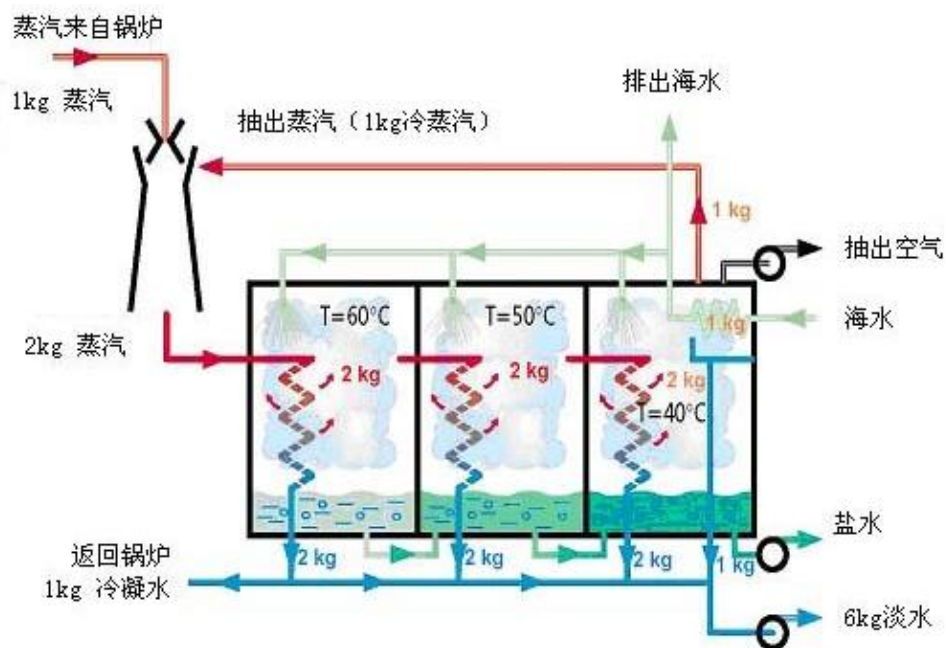


图 1-3 LT-MED-TVC 蒸馏装置的原理示意图

1.2.2 海水反渗透 (SWRO) 淡化技术

反渗透是用一种特殊的膜，在外加压力的作用下使溶液中的某些组分选择性透过，从而达到淡化、净化或浓缩分离的目的。SWRO 淡化技术在 20 世纪 70 年代后获得了很大发展。由于 RO 膜材料的不断改进，以及能量回收效率的不断提高，SWRO 技术已成为蒸馏法海水淡化系统的主要竞争对手。典型的海水反渗透处理工艺流程见图 1-4。

海水反渗透 (SWRO) 系统所需的能量决定于进水的含盐量、系统的浓缩倍率、进水温度及产品水的水质，其能耗约为 $3.5 \sim 6 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ 。

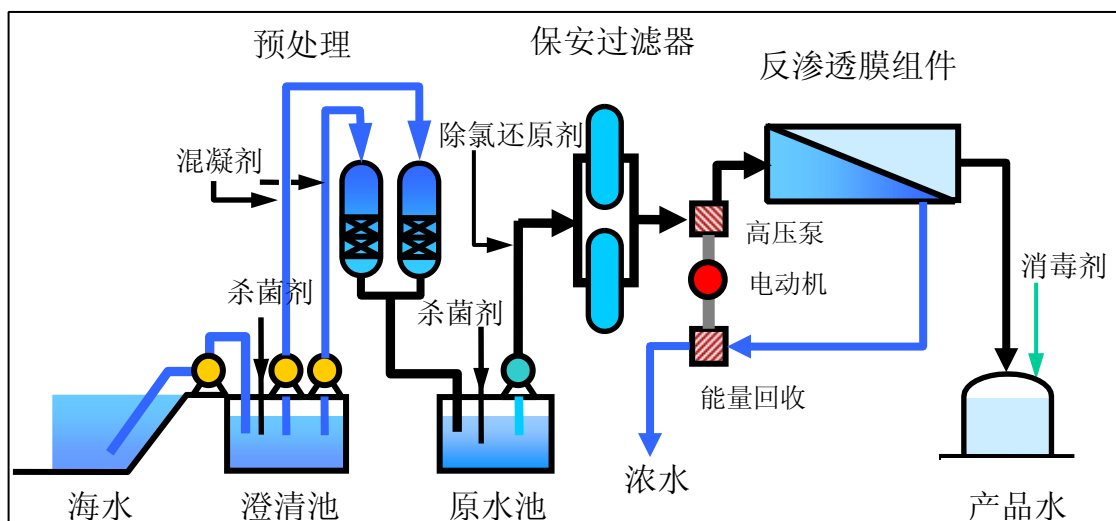


图 1-4 典型的海水反渗透工艺流程图

海水反渗透 SWRO 设备除膜组件、高压泵、能量回收装置需要进口外，其它设备和器件均可以在国内加工制造，设备投资以及制水成本相对较低。

1.2.3 混合淡化工艺

为充分利用各种淡化工艺的优势，一种新的工艺—混合式淡化（Hybrid Desalination）工艺应运而生。混合式淡化工艺的概念是两种或更多的工艺组合。在采用混合工艺的条件下，可以组合成更经济的工艺系统。发电、淡化是大规模海水淡化系统常用组合工艺，其优势很多，如公用电厂的取排水设施；利用电厂廉价的热和电；可利用电网对电厂发电量需求的峰谷变化，合理调配发电和制水。

1.2.4 海水淡化工艺主要技术性能对比

常用的海水淡化工艺主要技术性能见表 1-1。

表 1-1 海水淡化工艺技术比较

项 目	SWRO	LT—MED—TVC	MSF
产品水水质(mg/L)	200~500	1~10	1~10
电耗(kW·h/m ³)	3.5~6.0 (有能量回收)	1~2	1.5~4
装置热耗(kJ/kg)	—	190~400	190~400
预处理要求	需设置完善的预处理系统	要求进水浊度 小于 20mg/L~300mg/L	进水水质要求较低
海水利用率 (或回收率)	35%~55%	25%~40% (含冷却水量)	
排出海水的浓度	原海水的 1.6~1.9 倍	原海水的 1.5~1.8 倍	原海水的 1.7~2.2 倍
最大单机产水量 (m ³ /d)	相对较小，但正在向 大型化发展	近 40000	75000
操作弹性(%)	不限	40~110	80~110

从表 1-1 可以看出，蒸馏法与反渗透法的主要技术区别在于：对进水水质的要求不同；单机产水量的不同；变工况能力的不同；能（热）耗的不同等。蒸馏法工艺在装置规模、预处理系统的要求、出水水质、运行可靠性以及电耗方面具有明显优势，但蒸馏法的总能耗比 SWRO 法高；从海水用量上看，由于 SWRO 法水的利用率高，因此取水量较少。在变工况能力上，SWRO 法则没有限制。

正是这些因素导致了各淡化技术的经济性因具体工程条件的不同而不同，因

而也导致各具体工程淡化工艺的选择结果也不尽相同。

1.2.5 海水淡化技术特点比较

各种淡化技术各有其特点及适用的范围。根据目前全球海水淡化技术的应用和发展情况来看，多级闪蒸（MSF）、低温多效蒸馏（MED）和海水反渗透（SWRO）仍将决定海水淡化的未来，它们的关系是互相促进而不是代替和互相排斥。下面对这几种淡化方法的技术特点及适用范围进行比较。

1.2.5.1 反渗透法

SWRO工艺具有如下特点：

1) SWRO 设备单机容量小，分组运行灵活，设备起动时间短，对用水负荷变化适应性强。

2) SWRO 设备除膜组件、高压泵、能量回收装置需要进口外，其它设备和器件均可以在国内加工制造，设备投资以及制水成本相对较低。

3) 海水预处理要求严格。对于水质较差的海水水质（如我国渤海湾地区水质），预处理系统比较复杂，而且海水水质的变化也将对系统的稳定运行产生影响。

4) 出水品质相对较低，对于有高用水品质需求的用户尚需增加部分除盐设备的投资和运营成本。

5) 反渗透装置需要加药处理，这些药剂对于有浓盐水回收利用要求的场合需要进行相关的试验研究。

6) 反渗透装置日常运行维护工作量庞大。

7) 原海水温度较低时效果较差，需加热。

从规模上看，无论大型、中型或小型淡化规模，采用海水反渗透都是适合的。从海水水温上看，低温运行一般对反渗透系统不利，一般建议在 15℃～35℃为宜。从投资上看，海水反渗透装置的投资低毋庸置疑。从制水成本上看，SWRO 工艺的制水成本也较低。从运行维护的工作量上看，由于海水水质会季节性发生变化，因此，反渗透系统的运行工况需经常进行调整，同时，反渗透膜需定期进行更换，因此，运行维护工作量较大。

结论：

1) SWRO 工艺适用于各种规模的海水淡化系统。

2) 因可以取电厂的冷却水排水, 因此也适用于海水温度较低的地区。

3) 一般需要设置复杂的预处理设施。

1.2.5.2 低温多效蒸馏法

为提高系统热效率, 低温多效工艺一般与 TVC 工艺联合应用。该工艺具有如下特点:

1) 海水预处理要求较简单, 对海水品质变化的适应性强。

2) 出水品质较高, 可节省后续除盐设备的投资和运营成本。

3) 出水率稳定, 不受水温影响。

4) 设备可在 40%~110%额定负荷范围内正常运行。

5) 设备单机容量大。

6) 检修、维护工作量小。

7) 提高蒸汽压力, 可以适当减少蒸汽用量; 且随着造水比的提高, 蒸汽用量将有所减少; 但同时设备投资有所增长。

8) 海水用水量较大, 其中一部分是用于最后一效蒸汽冷凝的冷却用水。

9) 多用于出力较大的淡化厂

从规模上看, 低温多效工艺一般适用于大型、中型规模, 对于小型规模, 经济性较差。从海水水温上看, 较低的海水温度对工艺系统有利, 一般在 0~35℃ 均可运行, 但温度较高时, 冷却水用量较大, 取排水量也较大, 会增加取排水的费用。从投资上看, 低温多效工艺的投资比 SWRO 工艺高, 但略低于 MSF 工艺。从制水成本上看, 低温多效工艺也是比 SWRO 工艺的制水成本高, 比 MSF 工艺略低。从运行维护的工作量上看, 由于主设备属于热力设备, 可以长期稳定运行, 运行维护工作量小。

结论:

1) 低温多效工艺适用于火力发电厂大中型海水淡化系统。

2) 对于有废热可用的火电厂应优先采用。

3) 对于海水温度较低的地区更有优势。

1.2.5.3 多级闪蒸法

MSF 工艺具有如下特点:

1) 设备单机容量大。

2) 使用寿命长。

3) 出水品质好。

4) 装置热效率高，但热电联产效率较低；

5) 该装置海水的最高操作温度在 $110^{\circ}\text{C}\sim 120^{\circ}\text{C}$ 左右，盐水对传热管和设备本体的腐蚀性较大，必须采用价格昂贵的铜镍合金、特制不锈钢及钛材，因此设备造价高。

6) 设备的操作弹性小：多级闪蒸的操作弹性是其设计值的 $80\%\sim 110\%$ ，不适应于产水量要求可变的场合。

7) 为了减轻结垢和腐蚀，对进入装置的海水必须加酸和进行脱气(脱除 CO_2 和 O_2)处理，因而也增加了造水成本。

从规模上及海水水温上看，MSF 工艺的适用性与低温多效工艺基本相同。从投资上及制水成本看，MSF 工艺都是最高的。从运行维护的工作量上看，由于换热管易于清洗，清洗周期长，因而运行维护工作量最小。由于一般采用盐水再循环式，因此运行电耗较低温多效工艺高。

结论：

1) MSF 工艺适用于火力发电厂大中型海水淡化系统。

2) 对于有废热可用的火电厂应优先采用。

3) 对于海水温度较低的地区更有优势。

4) 由于操作弹性小，对于水量要求变化较大的场合不太适用。

1.2.6 海水淡化工艺选择具体建议

根据上述分析比较，针对我国火力发电厂海水淡化系统的选择提出如下建议：

1) 反渗透海水淡化工艺适用于各种规模的海水淡化系统，对于小型海水淡化系统，宜优先采用反渗透工艺。

2) 有废热可以利用时，宜优先采用蒸馏法工艺。

3) 对于海水水温较低的北方地区，当不易保证反渗透系统的进水水温的情况下，为简化系统，减少运行维护工作量，宜采用蒸馏法工艺。对于海水水温较高的南方地区，如水温超过 30°C 时，取排水量将会很大，此时采用反渗透工艺经济性更好。

4) 鉴于低温多效工艺具有投资低、制水成本低、设备变负荷能力运行强等优势, 宜优先采用低温多效工艺。

5) 对于制水量要求可变的情况下, 蒸馏法工艺不易满足用户要求时, 宜优先采用反渗透工艺。

6) 由于原海水污染对蒸馏法工艺不敏感, 而对反渗透法将会大幅度增加海水预处理的难度和成本, 因此, 对于在海水污染严重的地区(如渤海湾地区)建设大型的海水淡化厂, 采用蒸馏法工艺更加安全可靠。

7) 对于大型海水淡化厂, 为获得最佳的经济效益, 蒸馏法和海水反渗透的混合工艺将是发展的方向。

对一个特定的淡化工程, 技术路线的取舍是结合当地实际情况的市场经济行为。海水淡化工艺的选择应综合考虑海水水源及水质条件、建厂地区可供使用的热、电的价格水平、装置规模以及技术与安全性要求等因素, 经综合技术经济比较后确定。

2 主要优势

我公司在国内海水淡化的工程设计方面起步早, 经验丰富, 并具有以下优势。

1) 国内大型海水淡化工程业绩多

我公司在国内电力行业最早从事海水淡化工程的设计单位, 目前在国内电厂大型海水淡化工程方面的设计业绩也最多。主要业绩清单见表 2-1。

表 2-1 我公司主要海水淡化工程业绩

序号	项目名称	装置规模 (t/d)	采用技术	备注
1	天津大港发电厂	2×3000	MSF	为国内首次应用, 淡水作为电厂全部工业用水水源, 1990 年投运, 至今已运行近 20 年
2	河北黄骅发电厂一期工程	2×10000	LT-MED-TVC	国内第一套大型 MED 海水淡化项目, 淡水作为全厂工业用水水源
3	河北黄骅发电厂二期工程	1×12500	LT-MED-TVC	国产第一套大型 MED 海水淡化项目, 我公司参与研制开发
4	天津北疆发电厂一期工程	4×25000	LT-MED-TVC	国内目前最大的 MED 海水淡化项目, 为循环经济示范项目, 淡水用于电厂自用并供市政, 浓排水用于制盐
5	河北王滩发电厂	10800	SWRO	国内电厂最早投运的大型反渗透海水淡化项目, 采用双膜处理工艺, 产水作为电厂全部工业用水水源
6	印尼 INDRAMAYU 电厂	2×4500	LT-MED-TVC	首次出口的国产海水淡化设备
7	印尼 T. J. AWAR-AWAR 2×350MW 燃煤电站	6120	SWRO	
8	加纳燃气联合循环发电工程	1440	SWRO	

2) 掌握目前主流的海水淡化工艺设计技术

我公司多年来积极推广、采用新技术, 设计的海水淡化项目涵盖了目前主流的 3 种海水淡化技术, 通过大量的工程实践, 已经掌握了主流海水淡化工艺的设计技术, 在热法海水淡化设计方面, 还具有系统总体优化设计能力, 发电、制水联产的总体热力规划设计能力。

3) 取得的海水淡化的相关技术研究成果多

我公司具有以下技术研究成果：

a) 完成了集团公司科研项目“海水淡化设计研究”，并主编了集团公司企业标准《海水淡化设计导则》，该项目获得了中国电力工程顾问集团公司 2010 年度科学技术奖二等奖；

b) 主编并完成了新编国家标准《火力发电厂海水淡化工程设计规范》；

c) 依托天津北疆电厂工程完成了浓盐水用于制盐的相关技术研究工作，成果已应用于生产；

d) 参与了黄骅电厂二期工程的 MED 设备国产化研制工作，项目已成功投运，并获得了中国电力科学技术一等奖。

4) 与相关单位的强强联合

海水淡化作为朝阳产业具有非常广阔的市场前景，为此，公司与上海电气电站集团上海动力设备有限公司签署了战略合作协议，实现了海水淡化领域的强强联合，并取得了一些初步的成果。

3 存在问题

我公司已全面掌握海水淡化工程设计技术，但尚不掌握 MED 海水淡化设备的关键技术—横管降膜蒸发的换热计算。

该项技术属设备本体设计内容，不属于工程设计单位的设计范围，不掌握该技术，对项目的可行性研究一般没有影响。但由于多效蒸馏海水淡化技术的特殊性，没有定型产品可供设计选用，同一个项目，每个专利商提供的方案都不相同，每个项目都要进行非标设计，因此，在进行热法海水淡化项目的初步设计时，需要专利商提供初步的设备设计方案，工程设计方案只能按拟定的一种方案进行设计，这样的工程设计方案就有一定的局限性，按照这种方案进行系统招标时，就有排他性。所以，目前热法海水淡化系统的设备招标基本都是按照只确定主要设计参数进行，如：给出现场条件、蒸汽参数，提出设计水温、水质、造水比、排水温度等要求，由设备商进行方案设计。

因此，我公司若想在海水淡化方面有更大的作为，就需要进一步掌握热法海水淡化的核心技术，或者与相关专利技术拥有者进行更紧密的、排他性的合作。

4 主要关键点

海水淡化技术的主要关键点在于如何进行技术经济比较、如何选择海水淡化工艺、如何确定主要设计参数、海水淡化浓盐水如何处置、应关注的设计要点等。下面分项进行叙述。

4.1 海水淡化工艺主要设计参数

4.1.1 反渗透海水淡化工艺的主要技术参数

反渗透工艺的主要设计参数有水回收率，能量回收效率和海水设计温度等。

4.1.1.1 水回收率

水回收率是反渗透装置产水量与给水量之比，是反渗透系统最重要的设计参数。系统回收率的大小直接影响到海水淡化 RO 系统的投资费用。增加回收率，则会减少取排水系统设备的容量，降低预处理设备的容量，相应降低取排水系统的能耗，但增加回收率会增加高压泵能耗，增加膜元件和压力容器数量等。因此，回收率的确定应综合考虑原海水水质、预处理工艺、膜元件特性、运行压力、综合投资和制水成本等因素。海水反渗透系统的水回收率一般控制在 35%~55% 范围内，多数项目为 40%~45%。

4.1.1.2 能量回收效率

SWRO 系统所需的能量决定于进水的含盐量、系统的浓缩倍率、进水温度及产品水的水质，其能耗一般为 $9 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3 \sim 10 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ 。SWRO 的能耗主要是高压泵的能耗。SWRO 通常的操作压力在 5.8MPa~8.0MPa 之间，排出的浓盐水的压力也高达 5.5MPa~6.0MPa，这部分压力的回收将大大降低系统总能耗，从而降低制水成本。因此，能量回收效率的确定也系统设计的主要设计参数之一。

不同的能量回收装置具有不同的能量回收效率。大型海水淡化系统的能量回收装置主要有两种：透平式增压器（如 Pelton Wheel 式）和正位移式压力交换器（如 PX）。透平式能量回收装置的能量回收效率为 35%~70%，透平式增压器可使电机、泵、高压设备和电气分配设备投资减少 30%~50%，节省占地，压力从 6.2MPa~8.3MPa 可调。其能量回收效率与装置的规模和系统的水回收率密切相关，降低回收率使高压盐水排放量增加，经过泵和透平部分的海水及盐水流量增加，能耗损失加大，总能耗增加。正位移式能量回收装置是近几年发展的能量回收装置，利用正位移原理，直接传递脱盐浓海水的能量给进料海水其能量回收效

率高达 90%~95%。

究竟选用何种能量回收装置要综合考虑能量成本、系统出力、投资费用和操作费用等因素。

采用能量回收装置后，海水淡化装置的能耗约为 $3.5 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3 \sim 6 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ 。

4.1.1.3 海水设计温度

海水设计温度对 SWRO 系统的影响主要表现在能耗、膜的水通量、出水水质和系统安全性。海水设计温度的提高将有利于提高水回收率，降低比能耗，从而降低制水成本。温度升高，系统水回收率增加，产水水质变差。给水温度还受反渗透膜的限制。海水反渗透装置的设计进水水温宜控制在 $15^\circ\text{C} \sim 35^\circ\text{C}$ 范围内，最低不应低于 10°C ，最高不应超过 40°C 。当来水水温过低时，应设置原水加热设施。

4.1.2 蒸馏法海水淡化工艺的主要技术参数

蒸馏法海水淡化工艺的主要设计参数有加热蒸汽参数，最低加热蒸汽压力，造水比，额定、最高、最低海水进水温度等。

4.1.2.1 蒸汽参数

从发电和海水淡化综合考虑，水电联产海水淡化用汽应依照以下原则：争取水电联产的最大经济性、稳定的供汽压力、充足的供汽量和相对的供汽安全，同时对于大型非专用抽汽汽轮机改造项目，应尽量保持原有汽轮机基本设计不作大的修改。

水电联产是热电联产的一种形式，从热电联产考虑，抽汽参数越低，对发电的影响越小，热量的综合利用率越高，发电的热经济性越好。目前，通常 MED 第一效蒸汽温度小于 70°C ，也就是相应加热蒸汽在 0.032 MPa 即可。此时造水比虽然比较低，但是蒸汽的可发电利用价值很低，蒸汽计算价格可以降低，制水成本中的蒸汽费用降低，水价可以降低。过低的蒸汽压力也存在以下问题，低压蒸汽的比容很大，输送蒸汽的管道口径过大，管道成本和布置存在困难。在 MED 设备启动时，低于大气压力的蒸汽不能靠自然压力供应至海水淡化设备，需要设置较大的抽气设备，启动时间也会加长。同时对于采用负压蒸汽，管道等存在泄漏点时会造成蒸汽中不凝结气体增加，影响 MED 设备的换热，增加 MED 设备的抽气装置容量。

抽汽参数应根据海水淡化方式及汽轮机可能提供的蒸汽参数确定，多级闪蒸可根据加热顶值温度确定最低加热蒸汽参数。低温多效海水淡化对蒸汽参数的适应范围较宽，可利用极低蒸汽压力，采用较少的级数，也可以采用较高压力蒸汽，增设 TVC 提高蒸汽利用效率。

电厂如自用海水淡化水，需要水量不大，蒸汽耗量不大时，可从汽轮机低压缸抽低压蒸汽用于制水。如电厂采用水电联产对外供水，消耗蒸汽量较大，低压缸抽汽量不能满足需要时，可考虑从中压缸末级抽汽。中压缸末级抽汽口可以设的比较大，汽轮机中、低压缸间导汽管设置抽汽调节阀，控制抽汽压力，可满足抽汽量的需要。中压缸末级叶片采用加强设计，可满足级后压力的变化，因此采用中压缸末级作为海水淡化供汽抽汽最为理想。对于特别设置的大规模水电联产电厂也可以采用专用背压机或汽轮机高背压排汽用于海水淡化。

远距离输送蒸汽至海水淡化站不建议采用负压蒸汽，如使用负压蒸汽供应海水淡化装置，宜采用后置机就近海水淡化装置布置，或海水淡化装置靠近汽机房就近布置，尽量缩短供汽管道长度。对于负压蒸汽用于海水淡化设备，多级闪蒸海水淡化设备可以使用负压蒸汽，蒸汽压力降低相应减少闪蒸设备级数，但不宜使用过低压力蒸汽，因为盐水加热器换热器温差不宜过小。低温多效海水淡化设备不宜使用低负压参数蒸汽 (0.49MPa. a~0.9MPa. a 以下)，低负压蒸汽直接供应全直流低温多效海水淡化装置时压力偏高，设置 TVC 压力又偏低，水电联产效益可能不好，不如采用高负压参数蒸汽，或采用对应饱和蒸汽温度在 70℃左右，压力 30kPa. a 蒸汽为宜。

4.1.2.2 最低加热蒸汽压力

各蒸馏法海水淡化设备参考加热蒸汽参数如下：

- 1) 多级闪蒸装置要求的最低蒸汽压力为 0.15MPa (a) ~0.30MPa (a)。
- 2) 低温多效蒸馏装置要求的最小蒸汽压力为 0.025MPa (a) ~0.032MPa (a)。
- 3) 带热压缩的低温多效蒸馏装置的压缩汽源压力宜选用 0.20MPa (a) ~0.50MPa (a)。

对于某一多级闪蒸海水淡化设备，对应加热需要的蒸汽压力有一个对应的最低蒸汽压力，低于此值则不能保证盐水的加热温度和设备产水量。

对于低温多效海水淡化设备分为两种情况，对于全直流 MED 海水淡化设备，

不设 TVC，对应额定冷却水量和温度条件下，保证额定出力时有一个最低蒸汽压力，如低于此蒸汽压力则不能保证设备的额定产水量。对于 MED-TVC，蒸汽压力对 TVC 效率的影响巨大，当蒸汽压力低于额定值时，一般情况 TVC 效率要下降，单位制水的蒸汽耗量要增加，在蒸汽压力低至不能保证设备额定出力或 TVC 不能正常工作时，此压力为该设备的最低加热蒸汽压力。

4.1.2.3 造水比 (GOR)

蒸发器的热效率通常是由造水比来衡量。造水比是成品水量和消耗蒸汽量的比值。海水淡化装置的造水比本质上取决于级(效)数、供应的蒸汽量压力和 TVC 效率。

机械压缩海水淡化装置也归为热法海水淡化工艺，但由于其采用动力主要为机械能，因此应采用单位制水耗电来衡量设备效率，造水比性能参数不适用于机械压缩海水淡化设备。

不同的蒸馏法海水淡化装置的造水比宜按如下范围选取：

低温多效蒸馏：3~7；

带热压缩的低温多效蒸馏：6~15；

盐水再循环式多级闪蒸：4~12；

贯流式多级闪蒸：2~8。

造水比与制水成本密切相关。要达到更高的造水比，意味着选择更多的级数或者效数，设备的加工费用和材料费用增加，因此设备成本较高，但运行成本较低。尽管有些淡化厂的 GOR 值可以达到 16，但是一般的海水蒸馏设备其 GOR 值在 6 到 12 之间。在实际工程上选择设备造水比时应注意，从综合经济性上考虑，并不是造水比越高经济性越好。

4.1.2.4 额定、最高、最低海水进水温度

对于蒸馏法工艺，海水温度对海水取、排水量的影响很大，产品水温、冷凝液水温和浓盐水水温也有很大差别。

额定海水进水温度为热法海水淡化设备额定工况条件下的设计海水进水温度。如何确定额定海水温度，目前没有统一规定，温度不同主要影响额定工况冷却海水流量，对海水在最高和最低温度下的正常运行没有直接影响。建议额定海水进水温度采用年加权平均温度圆整值，圆整精度可高可低，采用此方法取值，

海水淡化设备额定工况各种参数更接近年平均值，对于设备的辅助设备选型，对计算设备的年综合经济性更为接近实际，更为有利。

最高海水进水温度一般取用当地海水多年出现的最高海水温度，海水温度增高直接导致热法海水淡化设备末级和末效凝汽的冷却流量增加。由于系统的不同，相同最高海水进水温度条件下，需要的冷却水量相差可能很大，冷却海水流量的大小直接影响了海水提升设备的容量及建设费用，也影响了设备的电耗和运行费用。

最低海水进水温度一般取用当地海水多年出现的最低海水温度。过低海水进水温度会导致末几级（效）蒸汽压力降低，蒸汽比容增大，淡化水含盐量增高，产品水品质会下降。

4.2 海水淡化工艺选择主要考虑因素

火力发电厂设置海水淡化系统看重的是电厂相对廉价的热和电，其效果是节能、经济、环保。因此，火电厂的海水淡化系统应结合火电厂的技术特点进行设计，应综合考虑现场条件、出水水质要求、淡化系统规模、蒸汽特征及价格、电价和主要设计参数等因素对淡化工艺选择的影响。

4.2.1 现场条件对淡化工艺选择的影响

现场条件包括原海水特征（水质、水温，海水季节性变化规律等），海洋环境要求和现场场地条件等。

4.2.1.1 海水特征的影响

1) 悬浮物的影响

对于海水反渗透工艺，海水悬浮物含量最受关注。悬浮物包括无机物，如黏土，不溶性的金属氧化物，有机物，如胶体。这些悬浮物的存在将严重危害反渗透膜，造成系统无法运行。因此，对于海水反渗透工艺，必须确保预处理出水满足反渗透装置进水水质要求。

MSF、MED（—TVC，—MVC）和 SWRO 对进水水质的要求相差很大，主要表现在悬浮物含量上。如果悬浮物进入蒸发器，换热管表面可能会产生冲刷腐蚀。这将导致较早地更换管束，相应地要增加制水成本。MSF 装置的海水在换热管内部通过，仅有冲刷腐蚀的风险，因此，对进水水质适应性好，进水预处理相对简单；而对于 MED 工艺，悬浮物可能会附着在管表面而影响传热效果，因此，对 MED 工

艺而言，其预处理要求相对 MSF 工艺较高。

2) 含盐量的影响

海水含盐量水平对淡化工艺的影响因淡化工艺不同而不同。

对于反渗透法而言，含盐量不仅影响产水率（水回收率），还将影响出水水质和系统能耗。随着含盐量的增加，反渗透装置的水回收率呈下降趋势，比能耗和制水成本呈上升趋势。显而易见，受膜的脱盐率制约，出水水质也会因原海水含盐量的增加而变差。

含盐量对蒸馏法的影响主要表现在换热表面结垢的风险上（盐份越高越易结垢），最终影响的是原料水的产水率和盐水最高工作温度。海水含盐量的一般值在 35000mg/L-43000mg/L 之间，而排放的盐水的含盐量一般保持在 70000mg/L 之内。因此，流入蒸发器中的水流量应予以控制，目的是保持排放盐水的含盐量在可接受范围之内。

3) 水温的影响

对于反渗透工艺而言，给水温度的提高将有利于提高回收率，降低比能耗，从而降低制水成本。

对于蒸馏法工艺，对海水的需求有两种基本用途，一是作为生产淡水的原料水，二是作为蒸汽冷凝水、产品水和浓盐水的冷却水。一般情况下，较低的海水温度对蒸馏工艺有益，因蒸发器的驱动力是总的温差。高温差可以允许设置更多的级/效数，可以获得高的造水比，在同样的能耗下生产更多的水。作为冷却用水时，海水温度低，可以减少冷却水用量，降低浓排水温度，因而取排水量减少。

4.2.1.2 海洋环境要求的影响

海洋环境的要求主要是对浓盐水排放的要求。任何淡化工艺的浓排水都会改变排放海域的海水水质，蒸馏法工艺的浓排水还会有热污染。目前海水淡化项目的浓盐水排放已成为比较敏感的问题，国内对海水淡化浓盐水排放尚没有具体要求。随着对于环境保护的要求越来越严格，部分项目提出了较高的排放标准，如要求浓盐水零排放——用于制盐和盐化工。

过高的排放要求必然造成工程项目投资的增加，海水淡化的综合成本的增加，因此需要综合考虑环保及制水成本关系。对于小型海水淡化项目，可考虑浓盐水和电厂循环水混合排放，对于大型海水淡化项目，在封闭海域，水体交换较

差的环境下，浓盐水的排放需要和海洋环境保护管理单位协商，确认浓盐水的排放。对于浓盐水可综合利用的情况应尽可能综合利用。

4.2.1.3 现场场地条件的影响

火力发电厂的海水淡化系统受整个电站规划设计的制约。通常蒸馏法海水淡化装置占地面积要比反渗透海水淡化装置大。在淡化方案选择时现场产地条件也是一个不可忽视的因素。

4.2.2 出水水质要求对淡化工艺选择的影响

蒸馏法工艺的出水水质明显优于海水反渗透工艺的出水水质。

多数具有水平网状除雾器的蒸发器，海水蒸馏后得到的蒸馏水的含盐量值一般为 $1\text{mg/L} \sim 2\text{mg/L}$ （通常保证值是 5mg/L ）。带有竖直V型脱雾器的MED蒸发器，其残余盐份可能会更高（ 10mg/L 之内）。其出水经消毒和再矿化后可直接饮用。

虽然海水反渗透膜的脱盐率已经很高，但反渗透装置的出水水质一般仍在 $200\text{mg/L} \sim 500\text{mg/L}$ 之间。有时单一的一级反渗透系统不一定满足用户对水质的要求。如世界卫生组织对饮用水硼含量的要求很严（ 0.3mg/L ），我国的《生活饮用水卫生标准》（GB5749-2006）中对硼的含量也予以了限制（ 0.5mg/L ）。因此，对于硼含量高的海水，就需采用复杂的RO工艺（如以色列Ashkelon海水淡化厂），也可采用热膜组合工艺。

因此，不同的出水水质要求将直接影响淡化工艺的选择。

4.2.3 淡化装置规模对淡化工艺选择的影响

淡化装置的规模将直接影响淡化工艺的经济性。对于小规模的海水淡化装置，反渗透是最经济的方式，MSF则适合超大规模的应用，而MED近年来也在朝着超大型化发展。

4.3 制水成本

4.3.1 制水成本估算

由于海水淡化装置投资和制水成本的影响因素较多，即使采用同一淡化工艺，但投资和制水成本往往差别很大。表4-1和表4-2是黄骅电厂在方案比选阶段的 $20 \times 10^4/\text{d}$ 的LT-MED-TVC和SWRO海水淡化装置制水估算成本明细。

表 4-1 LT-MED—TVC 海水淡化装置制水估算成本明细

序号	项目	单位	数量	单价	合计 (万元/年)	单位成本 (元/吨)	各项比例 (%)	备注
一	年淡水产量	万吨	6570					
二	年制水成本	万元				4.16	78.50	
1	蒸汽费	吨		23.60	11927	1.82	34.34	
2	用电费	kWh		0.20	1971	0.30	5.66	
3	材料费 (药品等)				1314	0.20	3.78	
4	折旧费	万元		3.8%	9374	1.43	26.98	固定资产 246675 万元
5	大修理提存费	万元		1%	2467	0.38	7.17	
6	人工工资及福利费	人	20	50000	156	0.02	0.57	福利系数 56%
7	其他				40	0.01		
三	偿还贷款利息					1.14	21.50	
	水 价					5.30	100	
成本估算条件：海水淡化装置造水比：13 电耗 1.50 kWh/吨水 (抽汽) 蒸汽价格：23.6 元/吨 电价：0.20 元/kWh 年运行小时数：7884 小时 设备折旧年限：25 年								

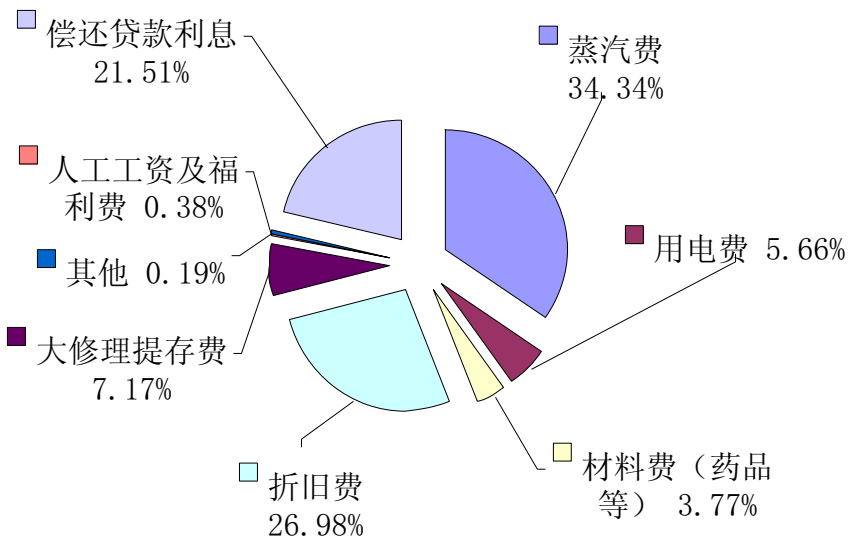


图 4-1 LT-MED—TVC 海水淡化装置制水成本饼图

表 4-2 SWRO 海水淡化装置制水估算成本明细

序号	项目名称	单位	数量	单价	合计 万元/年	单位成本 元/吨	各项比例 (%)	备注
一	年淡水产量	万吨	6570					
二	年制水成本	万元				3.02	80.32	
1	蒸汽费		—		—	—		
2	用电费	kWh		0.20	5913	0.90	23.94	4.50 kWh/吨
3	材料费 (膜更换及药品等)	万元			6833	1.04	27.65	
4	设备折旧费	万元		4.75%	5586	0.85	22.61	固定资产 127784 万元
5	大修理提存费	万元		1%	1278	0.20	5.32	固定资产 127784 万元
6	人工工资及福利费	人	20	50000	156	0.02	0.79	福利系数: 56.00%
7	其他				40	0.01		
三	偿还贷款利息	万元			4846	0.74	19.69	按 80%贷款考虑
	水价					3.76	100	
成本估算条件: SWRO 海水淡化装置电耗: 4.50 kWh/吨水 电价: 0.20 元/kWh 年运行小时数: 7884 小时 设备折旧年限: 20 年								

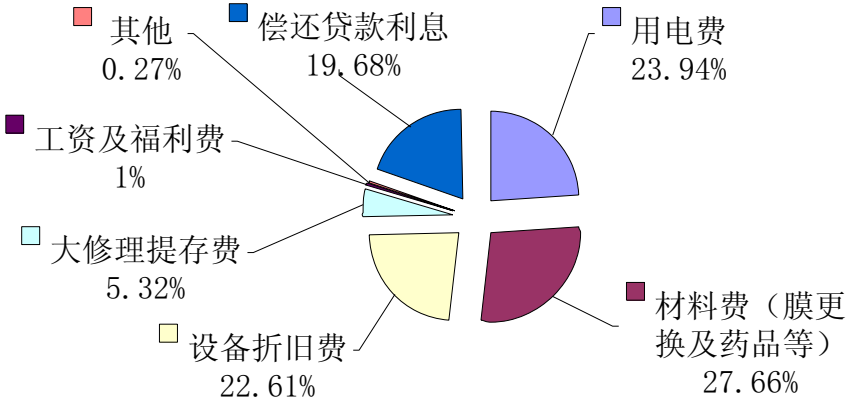


图 4-2 SWRO 海水淡化装置制水成本饼图

4.3.2 运行成本测算（实例）

黄骅电厂一期 MED-TVC 海水淡化装置的设计造水比 8.4, 当时的总投资(不包括海水预处理) 为 22851 万元, 投产后测算的运行成本列于表 4-3, 成本分析示于图 4-3。蒸汽和电价变化对制水成本的影响见图 4-4 和图 4-4。

表 4-3 水电联产低温多效海水淡化装置测算运行成本

序号	项目	单位	数量	单价	合计 万元/ 年	单位成本 (元/ 吨)	各项比例 (%)	备注
一	年淡水产量	万吨	6570					
二	年制水成本	万元			3562	5.32	84.18	
1	蒸汽费	吨	722945	24.0	1735	2.64	41.77	
2	用电费	kWh	5637060	0.30	169	0.26	4.11	平均 0.858kWh/吨 水
3	材料费(药品等)	吨		0.29	194	0.30	4.75	
4	折旧费	万元	22851	4.75%	1085	1.65	26.11	总投资 22851 万元
5	大修理提存费	万元	22851	1%	229	0.35	5.54	
6	人工工资及福利费	人	10	50000×1.6	80	0.12	1.90	福利系数 60%
三	偿还贷款利息 (财务费用)				656	1.00	15.82	按 80%贷款考虑
	水 价					6.32	100	
成本估算条件: 蒸汽价格: 24.0 元/吨 电价: 0.30 元/kWh 年运行小时数: 7884 小时 设备折旧年限: 20 年								

从该厂运行后测算的制水成本可以看出, 水电联产低温多效海水淡化装置制水成本为 5.32 元/m³, 含偿还贷款利息的制水成本为 6.32 元/m³。

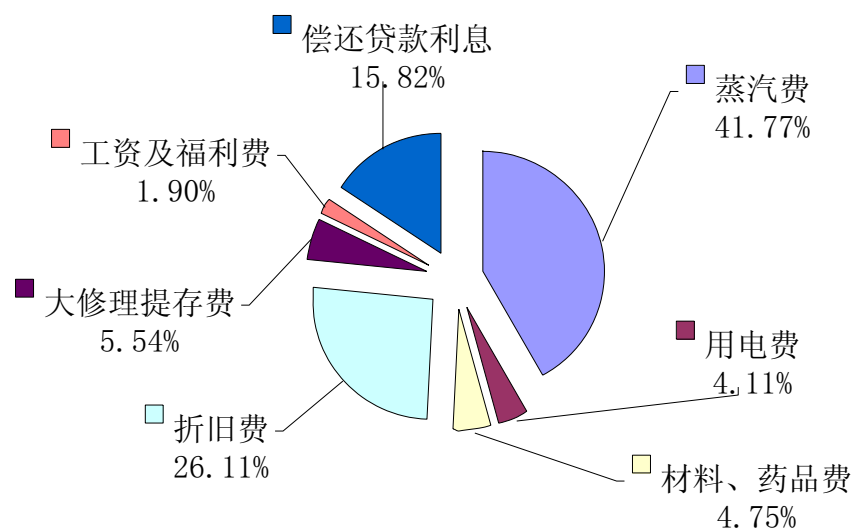


图 4-3 水电联产低温多效海水淡化装置成本饼图

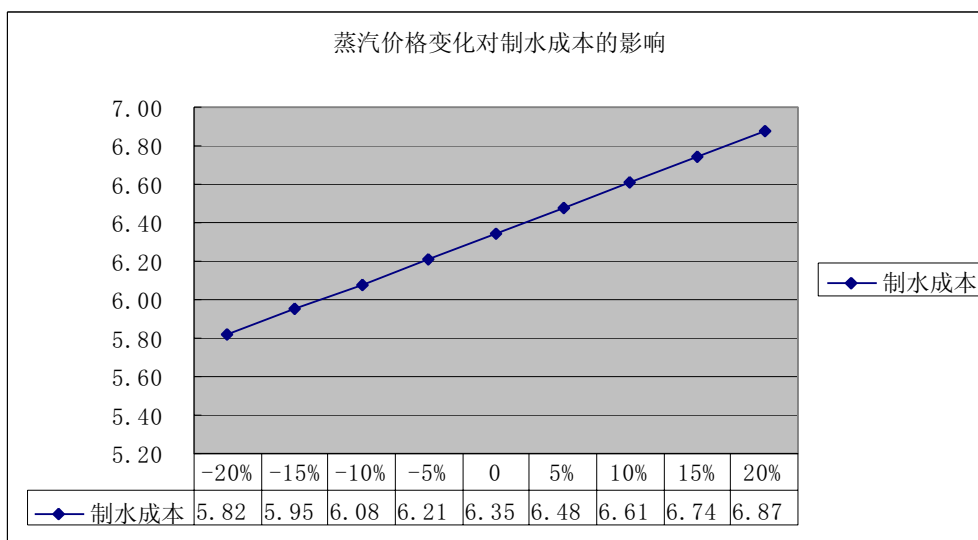


图 4-4 蒸汽价格变化对成本的影响

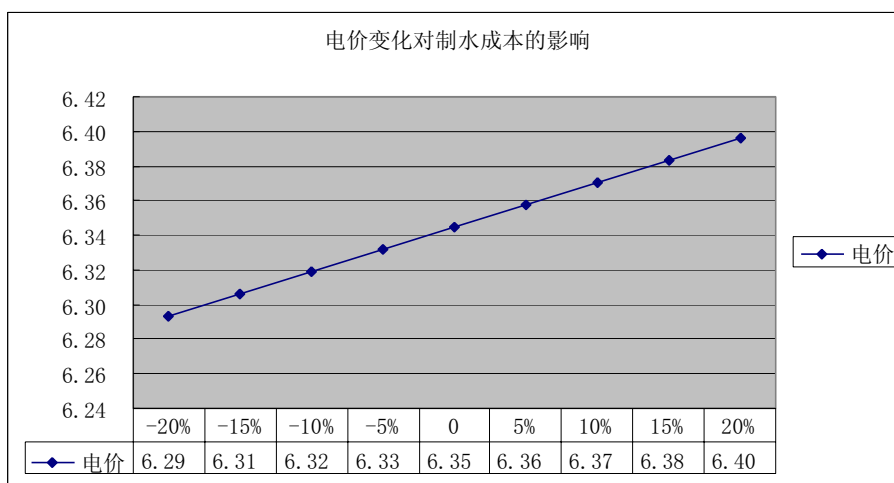


图 4-5 电价变化对成本的影响

4.3.3 制水成本的主要影响因素

表4-1~表4-3和图4-1~4-3可以看出，LT-MED-TVC海水淡化装置的蒸汽费用是最主要的成本费用。标煤价格为300元/吨，蒸汽价格约为24.0元/吨时，蒸汽费用约占总成本费用的40%左右；但随着燃料费的增加，该项费用的比例要增加，标煤价格为500元/吨时，则蒸汽费用约占总成本费用的50%。其次为固定资产折旧费和偿还贷款利息，约占25%~30%和16%~20%。对于反渗透海水淡化装置，材料费（膜更换及药品等）、电费和设备折旧费占制水成本的比例较大。

4.4 水、电联产模式

常规热力发电厂和海水淡化联合生产主要是利用热电厂的低品质热量，可以和膜法协调生产，也可以和热法组合联产。

北方地区冬季海水温度较低，会影响反渗透海水淡化设备的产水量，热力发电厂循环水排水可以提高海水温度 10℃左右，以循环水排水作为膜法海水淡化的物料水，可以较大幅度的提高膜法海水淡化设备的产水量和降低单位制水的耗电量。

热法海水淡化和热力发电厂的水电联产主要方式是利用发电后低参数蒸汽用于制水。高参数蒸汽发电，低参数蒸汽制水，利用蒸汽不同参数的品质等级，分级利用，可有效地降低单位制水消耗热量的费用，降低制水成本。可以说，目前如不采用水电联产方式，国内单纯热法大规模海水淡化是不会有生存空间的。

以下是几种不同的水电联产方案。

4.4.1 方案一：抽汽式汽轮机水电联产方案

目前国内几个较大型热法海水淡化项目均采用汽轮机抽汽，作为海水淡化设备的热源，如天津大港电厂、天津泰达海水淡化站、黄骅电厂、天津北疆电厂、曹妃甸首钢自备电站等。以上电厂采用蒸汽压力均在 0.15~0.6MPa.a 之间，海水淡化设备造水比在 8~15 之间。

抽气式汽轮机水电联产方式是高参数蒸汽在汽轮机做功发电后，在较低压力级抽出部分蒸汽用于海山淡化。由于低参数蒸汽抽出后减少了汽轮机凝汽器的凝汽量，减少了汽轮发电机组热力过程中的冷源损失，虽然抽出蒸汽还有一定的发电能力，但用于海水淡化制水后能源的综合利用率提高，降低了制水消耗热量的成本。

用于海水淡化的蒸汽参数越低，可用于发电的能力越低，其蒸汽热量的价值越低，制水成本中蒸汽费用相对越低。但抽汽受到汽轮机特性和系统的部分限制，首先汽轮机对不同的抽气参数可抽汽量是不同的，如一般机组对应高压缸排汽、中压缸排汽位置抽汽量可以比较大，如 300MW 机组中压缸排汽口抽汽量可以达到 500~600t/h，抽汽压力在 0.25~0.6MPa.a 之间。而对于其它各段抽汽受到汽轮机结构、汽轮机叶片强度限制，一般抽汽量较小，如 300MW 汽轮机的低压缸的 5、6 段抽汽压力在 0.1~0.3MPa.a 左右，一般抽汽量仅有 30~50t/h 左右。如果作为电厂自用海水淡化制水，采用低压缸 5、6 段抽汽可以满足要求，但如果作为大规模海水淡化，只有从中压缸末级抽汽才能满足如此大量的制水用汽的需要。这也就是目前几个大型海水淡化站采用制水蒸汽均在 0.4~0.6MPa.a 之间的主要原因。

采用低压蒸汽制水时水电联产效益更好，但对于大规模海水淡化制水汽轮机抽取更低参数低压蒸汽受到很多限制，如采用过低参数蒸汽输送蒸汽的管道口径过大，对于管道费用和布置安装带来一定的麻烦。例如 DN1000 管道输送 0.5MPa.a 蒸汽时输送量在 350t/h 左右，如压力降到 0.15MPa.a 时，蒸汽输送量将大幅降低，仅能输送 150t/h 左右。

多级闪蒸海水淡化设备加热最高盐水温度在 110℃左右，蒸汽压力一般均为正压。低温多效海水淡化设备首效温度一般不超过 70℃，对应蒸汽压力为负压，在 30kPa.a。低温多效海水淡化设备可以采用 30kPa.a 蒸汽作为加热热源，但远距离输送负压蒸汽存在较大麻烦，除管道管径过大之外，还存在输送蒸汽前建立整体管道的真空比较费时，管道无法正常疏水，管道泄漏不易察觉等问题，因此汽轮机抽汽供应海水淡化设备建议采用正压输送。由于以上原因系统不适宜远距离输送低压蒸汽。

上述抽凝式汽轮机的热法水电联产方式简单，发电和制水设备之间相互关联性低，运行可靠，但抽汽参数和抽汽量受到汽轮机特性和输送管道条件限制，不可能很低，其水电联产的经济性受到限制。

4.4.2 方案二：后置式汽轮发电机水电联产方案

作为抽汽式汽轮机供应海水淡化设备加热用汽的联产方案，抽汽压力不宜采用过低参数蒸汽，导致蒸汽价格偏高，制水成本降不下来。特别是对于大规模海

水淡化项目，由于抽汽只能从中压缸末级抽汽，抽汽参数高，如一般亚临界纯凝机组低压缸发电量占整个机组发电量的约 40%，由中压缸末级抽汽对机组发电量影响是较大的，造成水电联产效益受到影响。

由于以上原因提出了后置机方案，即采用汽轮机较高压力蒸汽供应至海水淡化站，蒸汽进入海水淡化站的后置式汽轮机，发电后排汽供应热法海水淡化设备。因多级闪蒸海水淡化设备进汽压力在 0.1MPa.a 以上，后置机发电量相对少，不宜采用后置机方案，但低温多效海水淡化设备 1 效进汽压力仅在 30kPa.a，采用后置机可发电量较大，水电联产经济效益较好。

黄骅电厂对此方案进行过详细研究，以抽汽 250t/h，抽汽参数 0.55MPa.a，320℃ 计算，后置机可发电约 32.5MW，排汽 30kPa.a，可制水 4 万吨/日。相同蒸汽量条件下海水淡化设备产水量虽然降低了 40%多，但蒸汽费用降低约 2/3，这样计算制水成本降低了约 1.5 元/m³，综合效益还是可观的。

本方案更适合于大型机组和大规模海水淡化，例如现有 1000MW 机组，对于部分厂家汽轮机中压缸抽汽压力约在 1MPa.a，如直接抽汽供海水淡化设备，水电联产的经济性很差。如采用后置机方案，采用较高蒸汽压力，汽轮机至海水淡化站的蒸汽管道管径可以降低，解决了蒸汽输送的问题，同时最大限度的利用了蒸汽的品质发电，尽可能降低蒸汽参数，用于海水淡化制水的蒸汽费用可以降低，即降低了海水淡化的成本，对于电厂具有了更高的经济效益。降低的水价可以更方便的被社会接受，解决沿海地区的淡水供应问题，带来更好的社会效益。

4.4.3 方案三：背压式汽轮机水电联产方案

以上抽凝式汽轮机抽汽供海水淡化设备用汽，即便设置后置机，但抽凝汽轮机仍有不小于最低冷却流量的低压缸排汽，最终进入凝汽器，造成一定的冷端热损失。对于 300MW 机组约有 120t/h，600MW 机组约有 250t/h，这些蒸汽如适当提高压力可对应海水淡化制水 2 和 4 万吨/日左右，还有一定的利用空间。汽轮机抽汽输送至海水淡化站，如距离较远，管道压力损失也对水电联产造成部分效率的损失。

由此在具有大规模海水淡化供水市场条件下，可以考虑采用背压式汽轮机水电联产方案。即汽轮机设计排汽对应低温多效海水淡化设备的 1 效进汽压力，汽轮机就近布置海水淡化设备，汽轮机排汽直接进入海水淡化设备。

此方案对于以蒸汽可发电能力计算蒸汽价格的方式,蒸汽价格和后置机方案计算基本一致,但此方案完全消除了热力发电系统的冷源损失,在能源综合利用率上无疑是提高了。

背压机建议采用 200MW 或 300MW 空冷机组的修改通流方案机组,适当提高主蒸汽流量,保证机组的满发。建议可能情况下采用 300MW 机组,对应排汽量约 600t/h,可保证海水淡化制水量约 10 万吨/日。由于 600MW 机组排汽量过大,机组发电量受水市场供水量影响过大,同时一旦机组故障也会影响淡水供应,因此不宜作为水电联产背压机使用。

对于背压机任何情况下都和用汽设备的运行是联系在一起的,当地淡水市场的需求量决定了背压机组水电联产的经济效益。如果供水量要求长年制水设备满负荷运行,背压机的效益会优于抽凝机组,如果地区淡水需求量限制背压机电负荷,水电联产效益将会非常差。同时需要注意地区淡水市场对海水淡化供水的依存度如何,最好有一定的备用供水水源。不要因为背压式汽轮机的常规检修或事故停机造成地区淡水供应的紧张。

4.4.4 方案四:双背压汽轮机水电联产方案

上面提出的背压机水电联产方案,很大程度上发电设备和海水淡化设备相互制约,电负荷和水负荷调整受到限制。对于以上情况提出了双背压汽轮机水电联产方案,汽轮机采用双低压缸汽轮机,其中一个低压缸采用纯凝运行,一个低压缸采用高背压排汽,排汽压力对应低温多效海水淡化设备 1 效压力,排汽直供海水淡化设备。

目前以上方案比较适合的是 600MW 机组,600MW 常规机组为低压双缸,低压单缸模块可适用于 250~400MW 机组的排汽量。汽轮机设备相关问题已经和主要汽轮机厂作过沟通,汽机厂认为原则上是可行的,不存在很大问题。

汽轮机运行时根据进汽量调整机组电负荷,根据制水需要量调整高背压低压缸进汽量,剩余蒸汽进入低背压低压缸,纯凝运行。设计时使两低压缸负荷可在较大范围内进行调整,使电负荷和制水负荷均可在较大范围进行调整。

本方案也可以采用一个低压缸分开布置,采用双轴方案,主要适用于汽机房 A 列前布置海水淡化设备场地紧张,需要远离汽机房布置的情况。本方案类似于抽凝机组水电联产方案,差别在于机组取消一个低压缸,但采用双轴汽轮机系统

辅助设备量增加，总建设投资有所提高，综合经济性未必有利。

双背压机组方案适用于电负荷需求较大，同时具有较大海水淡化水市场需求，供水量变化较大的场合。本方案额定工况经济性不如背压机方案，但水和电的负荷调节性能非常灵活，水、电适应性宽，和后置机方案比较，发电设备及系统简化，发电成本相对较低，在不影响发电成本的情况下，制水成本很低，和后置机方案基本一致。

4.4.5 制水设备费用及制水成本分析

低温多效海水淡化工程当前建设静态投资在 1 万元/(吨/日)左右，其中设备购置费占比例最大，约为总费用的 80%，设备费用中最高的是主设备蒸发器，占设备费用的 80%以上。

由于主设备及辅助设备材料费用占较大比例，对工程造价影响较大的是材料费用。对于海水介质部分制造厂换热管材采用价格昂贵的钛材，蒸发器壳体采用高等级不锈钢，这些材料价格对设备费用影响较大。辅助设备如配套水泵及换热设备由于防止海水腐蚀问题，使用材料的费用对价格的影响也比较大。如黄骅二期国产化项目时，钛板的板式换热器价格在 0.8~1 万元/m²，2009 年钛板换热器价格降至 0.35~0.4 万元/m²，单价由大幅度降低。

蒸汽费用方案二低于方案一是因为方案二设备造水比高，单位制水蒸汽费用降低，方案三设备造水比降低，但蒸汽可发电能力大幅降低，相对单位制水的蒸汽费也大幅降低。

设备折旧费，方案二设备容量增大至 1.8 万吨/日，单位容量设备费用降低致使单位制水的设备折旧费降低。方案三采用全直流蒸发器，结构单一，可节省部分费用，设备不需要安装进口大容量 TVC，节省了部分费用，辅助设备容量增大，但相对费用增加不大，使单位制水设备费用进一步降低。设备容量增大后单位制水容量用于控制的费用也有所降低。

采用后置机方案，如果将后置机部分归入海水淡化站，发出电力供应海水淡化，剩余部分外供，收入作为海水淡化项目收益，补贴水价，或增设膜法海水淡化设备，利用剩余电力供应膜法海水制水，还可以在一定幅度上降低单位海水淡化的制水成本。

人工费随设备容量增大，单位制水设备的运行管理人员数量和工作量降低。

4.5 经济比较模式

海水淡化方案的经济比较模式直接影响比较的结论。目前最常用的海水淡化方案的经济比较方法是仅就不同的淡化装置方案计算其投资、成本，在相同的资本内部收益率的条件下，计算出不同方案的水价。这种比较方法存在两个问题，一是对于蒸馏法的热价如何确定。热价是影响蒸馏法水价的主要因素，而热价的确定涉及到热电联产带来的效益以及固定资产折旧在热和电两种产品中如何分摊，带有很大的的人为因素。二是热价的高低以及发电量的不同对发电部分（厂）的经济效益的影响没有考虑。采用这种比较方法，普遍的结论是蒸馏法的水价高于反渗透法的水价。当热价取值很低时，蒸馏法的水价反而低于反渗透法的水价。

基于上述分析，可以采用另一种比较模式来规避上述问题，即将发电部分与制淡水部分捆成一个厂来进行分析计算，当淡水外供时，电厂有两种产品：电和淡水，当淡水不外供时，电厂只有一种产品：电。当淡水外供时，不同方案在锅炉蒸发量、年供淡水量以及投资方内部收益率相同的条件下，通过财务分析，假定电价计算水价，或假定水价计算电价，取其低者为优。当淡水不外供时，只需比较不同方案的电价，取其低者为优。

采用这种比较模式，对某 $2 \times 1000\text{MW}$ 机组的 $40 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 、 $20 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 和 $2 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 的海水淡化方案的比较结论如下：对于 $40 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 、 $40 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 海水淡化方案，多效蒸馏工艺由于抽汽制水影响了发电，采用此方案的电厂总体经济指标相对 SWRO 工艺较差，而且由于前者的燃煤量和排水量的增加，碳排放量增加，导致其环境指标也相对较差。但随着淡化规模的减小，两者的差距也相应缩小。对于 $2 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 海水淡化方案，多效蒸馏工艺由于抽汽制水对发电几乎没有影响，两种淡化制水方案经济指标相差无几，仅是热法的燃煤量略有增加、上网电价略高。

4.6 海水淡化工程设计要点

海水淡化工艺的选择应从节能减排、投资方经济效益、淡化厂的供水可靠性、现场条件等方面统筹考虑。

4.6.1 节能减排要求

从绝对的能量消耗上看，蒸馏法工艺的能量消耗要高于反渗透工艺，但由于蒸馏法工艺可以利用的是发电机组提供的低品位热源，因此，对于水电联产的海

水淡化项目，从节能的角度看，蒸馏法海水淡化工艺具有一定的优势。

由于反渗透系统的水回收率一般高于蒸馏淡化工艺，因此废水排放量小，且没有热污染（浓盐水温升约 $1\sim 2^{\circ}\text{C}$ ），因此从浓盐水排放量方面考虑，海水反渗透工艺占优。

4.6.2 投资方经济效益

就投资而言，MSF、MED(-TVC)、SWRO 三种工艺依次减少。根据国内的工程经验，MSF 工艺约为 MED(-TVC)工艺的 1.1 倍左右，为 SWRO 工艺的 2 倍左右。

从制水成本上看，也是蒸馏法高于 SWRO 法。汽价和电价是影响制水成本的主要因素，当蒸汽价格足够低，甚至为免费时，两种工艺的制水成本相差不大（如中东地区），甚至蒸馏法的水价低于反渗透法的水价。

4.6.3 淡化厂的供水可靠性

蒸馏法工艺的主要设备为热力设备，运行可靠性高，年利用率高达 95%以上，MSF 装置的年利用率甚至可达 98%。而反渗透装置由于需要较频繁的停运维护，因此设备年利用率相对较低。当淡化用户对供水可靠性要求高时，蒸馏法淡化工艺具有优势。当然，反渗透工艺也可以通过增加装置的备用量来提高供水可靠性。

4.6.4 现场场地条件

一般而言，蒸馏法淡化装置的占地要大于 SWRO 装置。当原海水水质较差时，对于反渗透工艺，需设置完善的预处理设施，此时，淡化系统总的占地就较大。

5 应用实例

5.1 天津大港发电厂海水淡化系统

天津大港发电厂二期工程是由意大利引进的燃煤机组，其海水淡化设备是引进美国 ESCO 公司的多级闪蒸 (MSF) 海水淡化设备，是我国第一套大型的海水淡化装置。全厂共设置 2 套 $3000\text{m}^3/\text{d}$ 的盐水再循环、长管型 MSF 装置，海水淡化系统于 1989 年 10 月投产，至今已运行 20 多年。

工艺设计参数如下：

热回收段：36 级；排热段：3 级；淡水产能： $125\text{m}^3/\text{h}$ ； $260.1\text{J}/\text{kg}$ 淡水； $4.4\text{kWh}/\text{m}^3$ 淡水；产品水含盐量： $\leq 3\text{mg}/\text{L}$ ；蒸汽耗量： 0.176MPa ， $13.092\text{t}/\text{h}$ （夏季）， $12.156\text{t}/\text{h}$ （冬季）；造水比约为 10。没有预处理设施。

运行工况如下：

温度： $0\sim 120^\circ\text{C}$ ；pH 值： $6\sim 8.5$ ；压力： $0.2\sim 0.97\text{MPa}$ ；含盐量： $300\sim 70000\text{mg}/\text{L}$ ；溶解氧： $10\sim 10000\mu\text{g}/\text{L}$ 。

出水水质：含盐量 $\leq 3\text{mg}/\text{L}$ ，电导率一般为 $3\sim 7\mu\text{S}/\text{cm}$ 。

每个容器的顶棚、侧壁、中间隔板（支撑板）及级间隔板均为碳钢板，闪蒸室内接触海水的部分衬 3mm 厚的 316L 不锈钢。不锈钢与容器碳钢基体通过塞焊连接。

闪蒸设备运行几年后产生了一些腐蚀现象，通过采取措施后，闪蒸防腐蚀问题基本上得到解决。

5.2 河北国华黄骅发电厂一期海水淡化系统

5.2.1 项目概况

黄骅发电厂位于河北省沧州市以东约 100km 的黄骅港港口附近，一期工程为 $2\times 600\text{MW}$ 亚临界燃煤发电机组。1 号机组于 2006 年 6 月 28 日投产，2 号机组于 2006 年 11 月 16 日投入商业运营。

黄骅电厂一期工程海水淡化站规划容量 $100000\text{m}^3/\text{d}$ ，采用分期建设模式，先期建设 $20000\text{m}^3/\text{d}$ 海水淡化系统。经对各种海水淡化技术和汽轮机抽汽系统及汽轮机本体结构进行反复论证优化，结合渤海湾的海水水质及所在地区的自然与环境条件，一期工程选择了带热压缩的低温多效（MED-TVC）海水淡化技术。经过国际招标选择了法国 SIDEM 公司设计和供货的 2 套日产量 1 万吨的低温多效

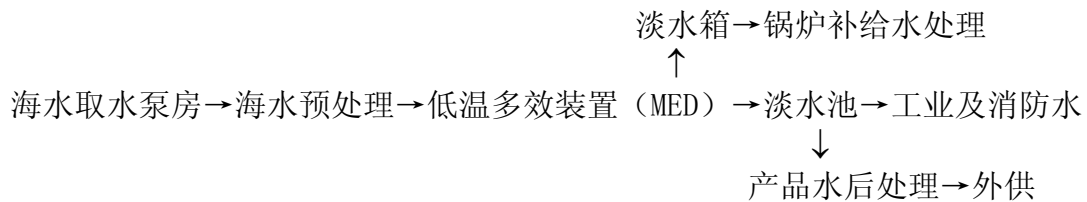
海水淡化装置。

河北黄骅发电厂一期工程 $2 \times 10000 \text{ t/d}$ LT-MED-TVC 海水淡化项目，为国内第一套大型 MED 海水淡化项目。该项目采用的凝聚澄清预处理工艺，淡水作为全厂工业用水水源，2006 年投运。

5.2.2 工艺系统

海水淡化工艺系统主要设备采用法国 SIDEM 公司的低温多效装置。海水淡化装置为低温多效加蒸汽压缩喷射器（MED-TVC）的蒸馏淡化装置型式。

主要工艺流程如下：



5.2.3 各系统简述

1) 取水系统：本期工程海水淡化水源在初期容量时直接取用海水，海水取水泵设于电厂取水泵房内，共装设 4 台立式长轴泵，分别设于一期 4 台循环水泵的流道内，正常运行工况为 2 用 2 备。其中 2 台泵共用 1 套变频调速装置，以同时满足制水站夏季工况 $4650 \text{ m}^3/\text{h}$ 及冬季工况 $3300 \text{ m}^3/\text{h}$ 的用水要求。由一条 DN800 的钢套筒混凝土输水管送至海水淡化制水站，输水管道长约 450m，与电厂循环水管道并列敷设。

2) 海水预处理：按照法国 SIDEM 公司基本设计的要求，进入 MED 装置的海水含沙量和悬浮物要求不超过 300 mg/L ，建议最好小于 50 mg/L 。由于进口原海水的混浊度有时高达 $2000 \sim 4000 \text{ mg/L}$ ，为保证淡化装置的正常运行和减少设备清扫工作量，设置了海水预处理系统。预处理的流程为：

海水→海水提升泵→混合絮凝沉淀池→清水池→清水提升泵→MED

絮凝剂为聚合三氯化铁，冬季低温时投加助凝剂聚丙烯酰胺。

系统进出水水质：

系统进水水质	系统出水水质
SS<2000 mg/L	SS<20mg/L
SS >2000 mg/L	SS<300mg/L

海水预处理还设置一个旁路渠。当水质干净或一个沉淀池检修时，可以打开

旁路门直接进入清水池。

3) MED-TVC: 蒸发器为 4 效级淡水发生器, 包括效容器外壳、喷淋喷嘴、汽水分离器、产品水和盐水收集等效内装置设备。最高工作温度小于 65℃。

海水淡化装置主要技术参数见表 5-1。

表5-1 黄骅电厂海水淡化装置主要技术参数

项 目	单 位	技术参数
单套的生产能力	m ³ /d	10000
效数		4
水质 (TDS)	mg/L	≤5
产水率 (GOR)	kg/kg	8.33
电耗(不包括照明和电加热)	kWh/m ³	1.20
设计海水温度	℃	25 (最大为 30, 最小为-3.5)
设计蒸汽压力	MPa (a)	0.55 (变化范围 0.37~0.55)
蒸汽温度	℃	320
蒸汽耗量	t/h	50
噪声水平	dB(A)	≤85
变工况能力	%	50~100
年利用小时数	小时	7884

4) 淡水后处理系统: 海水淡化产品水在输送生活水系统前加氢氧化钙溶液调节 pH 值, 作为其他工业用水时加氢氧化钠调节 pH 值。

5) 凝结水回水系统: 海水淡化加热蒸汽在 MED 设备第一效被凝结, 经化学车间除盐后, 输送至凝结水补充水箱。

6) 海水排水系统: 海水淡化排水大部为有压排水, 初期容量的全部海水排水排至电厂一期工程循环水 1#、2#排水沟内, 利用循环水排水口排入大海。

5.2.4 运行情况

2005 年 7 月海水淡化主体设备开始安装, 2006 年 3 月 14 日两套海水淡化调试完成试运投入制水。自投运以来, 2 套海水淡化装置运行稳定, 全部自动控制和连锁保护都正常投运, 各项监视、控制参数正常, 满足合同有求。

5.3 河北国华黄骅发电厂二期海水淡化系统

黄骅发电厂二期工程建设 2×660MW 国产超临界燃煤机组, 配套建设 1×12500t/d LT-MED-TVC 海水淡化项目。为降低工程投资和海水淡化制水成本, 二期工程采用国产低温多效海水淡化装置。该项目为国产第一套大型 MED 海水淡化

项目，北京国华电力公司联合北京国华电力工程技术有限公司、河北国华沧东发电有限责任公司、北京国电华北电力工程有限公司、上海电气集团和上海动力设备有限公司，开展万吨级低温多效海水淡化装置的技术研发、设计、制造和工程应用。根据一期工程的运行经验，该项目没有设置海水预处理系统。主要设计技术数据见表 5-2。

表5-2 国产化海水淡化设备主要设计技术数据

项目	单位	技术数据
出力	m ³ /d	12,500
造水比（GOR）	kg/kg	10.2
效数		6 效，再循环效 4 效，直流效 2 效
进水条件（TSS）	mg/L	<300（建议<50）
产品水质量（TDS）	mg/L	≤5
产品水温度	℃	<35
额定产品水量	t/h	456.5
凝结水质量	mg/L	≤2.5
凝结水温度	℃	<40
额定凝结水量	t/h	115.5
进料方式		凝结水回热，一级平流进料
额定蒸汽耗量	t/h	51
额定加热蒸汽压力	MPa.a	0.55
额定加热蒸汽温度	℃	320
最低加热蒸汽压力	MPa.a	0.3
额定海水进水温度	℃	25
最高海水进水温度	℃	30
最低海水进水温度	℃	- 1.5
海水含盐量	%	3.6
真空系统方式		两级射汽抽气器，两级蒸汽冷凝器
电耗	kWh/m ³	1.0
负荷调节范围		40~110%
产品水温度/压力	℃/MPa	≤35/0.3
凝结水的温度/压力	℃/MPa	≤40/0.3

国产化项目概念设计于 2007 年上半年完成，初步设计于同年 10 月完成，2008 年上半年完成主要辅助设备的招标，同年年底完成设备安装，2009 年初开始运行调试工作，2 月份达产，3 月完成设备性能验收试验。性能验收试验由西安热

工研究院有限公司进行，验收试验结果完全满足初始设计值，部分性能优于原设计，并好于同期引进的同容量低温多效海水淡化设备。100%额定进汽条件下的主要试验结果如下：

产水量：12873 t/d

TDS（总溶解固形物）：2.1mg/L

造水比：10.88

制水电耗：0.81 kWh/m³

平均噪声水平：79.9dB(A)

设备可在 40~110%负荷变负荷正常运行。

该项目获得了 2009 年度中国电力科学技术奖一等奖。

5.4 天津北疆发电厂海水淡化系统

5.4.1 工程概况

天津北疆发电厂厂址位于天津市汉沽区南部沿渤海区域。该厂规划容量为 4×1000MW 机组，一期工程建设 2×1000MW 超超临界燃煤机组，配套建设规划容量为日产 20 万吨淡水的海水淡化工程，淡化装置分期建设，一期工程采购的海水淡化装置制水量为日产 10 万吨淡水。天津北疆发电厂是集发电—海水淡化—浓海水制盐一体化运营模式建设的高效大型系统工程，是典型的循环经济模式项目。

天津北疆发电厂一期工程的 4×25000t/h LT-MED-TVC 海水淡化项目为国内目前最大的 MED 海水淡化项目，主设备由以色列 IDE 公司设计供货。淡水用于电厂自用并供市政。一期工程循环冷却水供水方案采用带冷却塔的海水二次循环供水方式。海水淡化装置的水源取自发电厂的取排水工程，取水分为两种水源，进料水采用新鲜海水，进入强制冷凝器的冷却水采用发电厂二次循环水。海水淡化装置正常运行所需的蒸汽来自汽轮机的低压缸抽汽和/或中压缸排汽，蒸汽压力和温度随主机负荷、蒸汽流量的变化而变化，提供的蒸汽压力范围为 0.03~0.669MPa（a）

该项目的发电工程和海水淡化系统要求没有废水排放，淡化装置的浓盐水排至盐场用于制取食用盐和其他用盐。

该项目已于 2009 年成功制出合格水。

5.4.2 水源和水质

海水淡化设备原料水取自新鲜海水，原料海水悬浮物含量为 25mg/L。温度变化范围为零下 2.1℃～零上 30℃，含盐量变化范围为 27000mg/L～34000mg/L。

该工程海水淡化设备末效强制循环冷却器的冷却海水采用发电机组循环冷却海水，温度变化范围为 6℃～33℃，含盐量变化范围为 48600mg/L～66000mg/L，排水返回海水冷却塔循环使用。

该工程海水取水采用高潮位取水的方式，在海挡外设置两座沉淀调节池，由一级沉淀调节池入口设置闸门调节进水水位，经两级沉淀调节池后，通过海水取水泵升压后输送至冷却塔和海水预处理站。

5.4.3 海水预处理系统

海水预处理系统通过招标，选定了威立雅水处理技术（上海）有限公司的技术，即采用以微砂加速沉淀工艺为基本原理的海水预处理方案，其技术先进、适应能力强、出水水质好，流程简述如下：

二沉池海水→取水泵→微砂加速沉淀设备→清水池→海水提升泵→MED 装置
↓
污泥浓缩→离心式脱水机

预处理设备出力按 24 万吨/天设计，设置 2 套 ACTIFLO® 装置，每套处理水量约为 5000t/h。远期规划容量 48 万吨/天，设置 4 套预处理设施。当 1 套预处理设施检修停运时，其他 3 套预处理设施的超负荷出力（即产水量 48 万吨/天）能够满足全部 20 万吨/天海水淡化设备满出力时进水量的要求，且出水的悬浮物含量不大于 15mg/L。

在预处理设备调试期间或运行初期，受取水工程建设的影响，进水悬浮物（SS）的含量预计超过 1000mg/L，要求此时预处理装置在额定运行工况下的出水总悬浮物量低于 15 mg/L。

5.4.4 系统设计参数

装置容量：4×25000 m³/d 的水平管降膜式 MED-TVC 海水淡化装置。

造水比：10.3～15（根据提供的蒸汽参数决定）

效数：14 效

海水设计温度：海水淡化设备的设计（考核）温度：原料水温度为 30℃，

冷却水温度为 33℃；设备运行时的最高温度：原料水温度为 30℃，强制冷凝器冷却水温度为 33℃；最低温度：原料水温度为-2.1℃，强制冷凝器冷却水温度为 6℃。

产品水要求：TDS $\leq 5\text{mg/L}$ 。

进水要求：海水悬浮物 $\leq 25\text{mg/L}$ 。

出力调节范围：40%~110%。

电耗：蒸汽参数为 0.12MPa 时电耗为 1.40 kWh/m³，蒸汽参数为 0.50MPa 时电耗为 1.30 kWh/m³。

5.5 河北大唐王滩发电厂海水淡化系统

5.5.1 工程概况

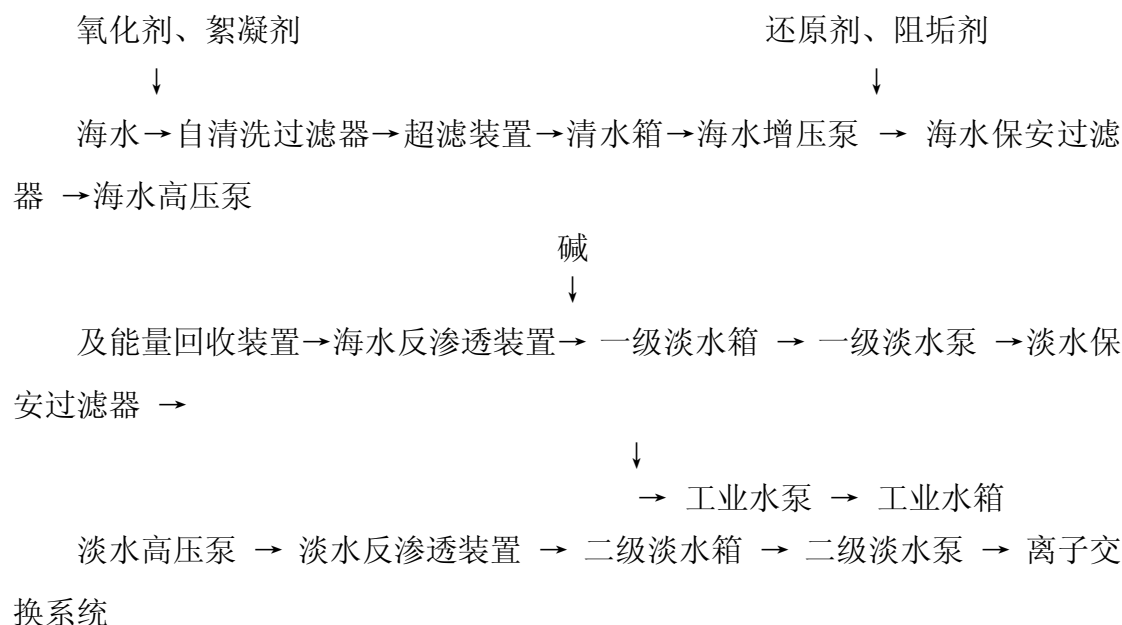
河北大唐王滩发电厂一期工程新建 2X600MW 燃煤发电机组，其全部工业用水采用海水。冷却水系统采用的是海水直冷方式，通过专用引水渠将海水引入电厂。海水淡化系统从冷却水系统取水，夏季从电厂凝结器前取水，冬季从凝结器后取水。

河北王滩发电厂 10800t/d（规划 3×150t/d，安装 2×150t/d）SWRO 海水淡化项目是我公司设计的第一套大型海水反渗透系统，也是国内电厂最早投运的大型反渗透海水淡化项目，其系统特点是采用“双膜”处理工艺，简化了预处理，产水作为电厂锅炉补给水及部分工业用水水源。

王滩电海水淡化系统在设计初期做了近 3 个月的现场试验，并确定了自清洗过滤器的种类及过滤精度、超滤运行及反洗的参数、清洗间隔，加药的种类和剂量等。

5.5.2 系统工艺流程

王滩电厂海水淡化系统工艺流程如下：



5.5.3 系统设计参数

- 1) 系统设计温度：最高 28℃，最低 10℃
- 2) 预处理系统出水水质：浊度<1NTU，SDI 值≤3
- 3) 海水反渗透装置：脱盐率≥99%（三年内），回收率≥45%
- 4) 淡水反渗透装置：脱盐率≥95%（三年内），回收率≥85%
- 5) 能量回收装置效率：≥70%。

5.5.4 运行情况

海水淡化系统于 2005 年 11 月 30 日至 12 月 11 日进行了 SWRO 装置的开车调试和试运行。2006 年 2 月 16 日系统正式投运。

5.6 其它海水淡化工程

5.6.1 印度尼西亚 T. J. AWAR-AWAR 2×350MW 燃煤电站海水淡化系统

印度尼西亚 T. J. AWAR-AWAR 2×350MW 燃煤电站设计了 6120t/d SWRO 海水淡化项目，采用了传统的预处理工艺：凝聚澄清、双滤料过滤和细沙过滤。海水淡化系统产水作为全厂的淡水水源。该项目正处于设计阶段。

5.6.2 加纳燃气联合循环发电工程海水淡化系统

加纳燃气联合循环发电工程的海水淡化系统采用的是凝聚澄清加超滤、反渗透

透工艺，海水淡化系统总出力为 1920t/d。海水淡化系统产水作为全厂淡水水源。该项目正处于施工阶段。

5.6.3 印尼 INDRAMAYU 电厂淡化系统

印尼 INDRAMAYU 电厂 $2 \times 4500\text{t/d}$ LT-MED-TVC 海水淡化项目为我国首次出口国产海水淡化设备的项目。鉴于该装置为设备供货商的第一套商业化设备，为安全起见，设置了海水预处理系统，预处理工艺为国产技术，与黄骅电厂一期工程的工艺类似。该项目已于 2010 年调试完成。

6 发展趋势

6.1 反渗透海水淡化技术的发展趋势

反渗透海水淡化的发展趋势包括如下方面：

1) 进一步提高反渗透膜的性能

研制新的反渗透膜，使其透水通量和截留率进一步提高，抗污染性和抗氧化性进一步增强，价格更加合理。

2) 提高配套装置的性能

采用高效的能量回收装置，可将海水反渗透装置的吨水电耗降至 2.6kWh 左右。

3) 用新技术代替传统的预处理技术

如果采用微滤或超滤等新技术可以简化预处理流程，减少或避免化学药剂的加入。采用纳滤技术作为反渗透的预处理，可以提高系统的回收率。

4) 工程技术的优化

在现有技术条件下，提高系统的回收率可以降低反渗透淡化的能量消耗，但回收率的提高受到反渗透膜性能和预处理水平的制约。因此，采用新技术或技术组合优化反渗透的工艺流程将有助于降低设备投资和运转费用。

6.2 蒸馏法海水淡化技术的发展趋势

蒸馏法海水淡化将向如下方向发展：

1) 装置规模的大型化

蒸馏法海水淡化装置容量越大、其经济性就越强。因此，蒸馏法正在向提高装置容量的方向发展。目前多级闪蒸的最大单机容量已经达到日产淡水 7.5 万吨，MED—TVC 的单机造水容量已接近 40000 吨/日。

2) 新材料、新工艺的采用使装置性能提高。

蒸馏法海水淡化发展的另一个趋势就是采用新材料和新工艺来提高性能。如竖直排列的铝合金波纹管的传热系数比光滑管高 2.5 倍以上，可明显的降低材料的使用量；蒸发器的壳体材料采用特种混凝土等。新型制造材料的使用将显著降低海水淡化装置的制造费用或提高装置性能。

3) 不断完善工程优化技术

蒸馏淡化技术的工程优化不断完善将是努力方向之一。例如，开发多级闪蒸

和多效蒸馏的运行管理软件用于协调运行参数，使系统的运行最佳化；开发新型阻垢分散剂，在减少添加量的基础上，使之对环境更加友善；采用新型的压缩技术（如吸热式热泵）提高蒸汽的压缩效率，提高系统的造水比；与反渗透技术结合，形成混合工艺流程，提高水回收率，降低水价等。随着工程化技术的不断完善，蒸馏法海水淡化的造水成本还可以降低。

4) 纳滤技术及其他预处理软化技术的应用将有助于提高蒸馏法工艺的盐水最高运行温度，从而可以提高造水比，提高热效率，减少取排水量，同时也为热—膜联合处理工艺创造了有利条件，如将蒸馏工艺的排水作为反渗透系的给水，或将反渗透浓水继续进行蒸馏等，可以最大限度低提高热效率和降低取排水量。两种工艺的产品混合水可以获得较佳的出水水质。