



基于低真空运行模式的水电联产系统热力分析

刘晓华*, 杜宇, 沈胜强, 陈文博, 刘大伟

(大连理工大学 海洋能源利用与节能教育部重点实验室, 辽宁 大连 116024)

摘要: 提出了对于低真空运行后的凝汽式机组, 直接利用其末级排汽作为低温多效蒸馏海水淡化系统的加热汽源, 从而实现水电联产的方法. 采用矩阵法建立电厂热力系统多级回热数学模型, 基于弗留格尔公式对低真空运行进行变工况计算, 进而采用等温差法建立低温多效蒸馏海水淡化系统的数学模型. 在计算范围内, 当满足不同淡水产量的需求时, 可以优选出最佳排汽温度和蒸发器效数, 使得制水成本最低. 此外, 还讨论了各效温差值不同对水电联产系统经济性的影响.

关键词: 海水淡化; 低温多效蒸馏; 凝汽式机组; 低真空; 水电联产

中图分类号: TK114 **文献标志码:** A

0 引言

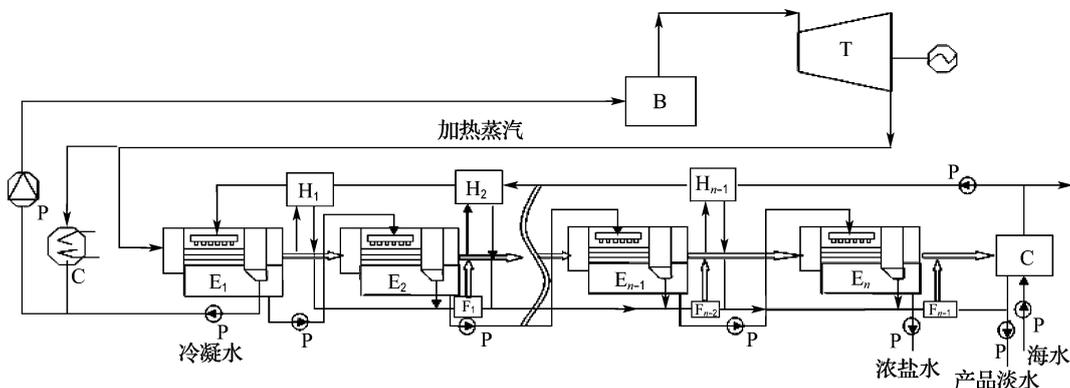
海水淡化技术已经有了半世纪的发展历史, 在全球范围内取得了巨大的成功. 海水淡化方法主要有热法、膜法和化学方法三大类. 其中, 热法主要包括多级闪蒸、多效蒸发和压汽蒸馏等. 目前适用于大型装置的海水淡化方法主要有多级闪蒸(MSF)、多效蒸发(MED)和反渗透(RO). 低温多效蒸发(LT-MED)是以海水顶值温度小于 70 °C 为特点的一种多效蒸发海水淡化技术. 水电联产低温多效蒸发海水淡化, 即电厂在发电的同时, 为海水淡化装置提供其所需的热量, 既提高了发电

厂的能源利用率, 又可提供质量可靠的淡水. 本文对水电联产系统的特性进行分析.

1 基于凝汽式机组低真空运行的水电联产数学模型

1.1 凝汽式机组低真空变工况数学模型

目前火电厂与蒸馏法海水淡化系统的具体集成方式参见文献[1~3]. 本文中的水电联产方式是指将凝汽式机组在低真空运行模式下得到的 70 °C 左右排汽作为低温多效蒸馏海水淡化装置的加热蒸汽, 系统见图 1.



B 锅炉; T 汽轮机组; P 水泵; $H_1 \sim H_{n-1}$ 预热器; $F_1 \sim F_{n-1}$ 闪蒸罐; $E_1 \sim E_n$ 蒸发器; C 冷凝器; n 效数

图 1 基于低真空运行模式的水电联产系统图

Fig. 1 System flow chart of water-power cogeneration based on low vacuum operation

为了得到低真空运行后汽轮机通流部分各级的热力参数,本文采用弗留格尔公式对汽轮机进行变工况热力计算,进而可以得到不同低真空运行工况下的电厂部分热经济性指标的变化情况。

具体计算方程如下:

$$\frac{D_1}{D_{1,0}} = \sqrt{\frac{p_1^2 - p_2^2}{p_{1,0}^2 - p_{2,0}^2}} \cdot \sqrt{\frac{T_{1,0}}{T_1}} \quad (1)$$

式中: $D_{1,0}$ 、 D_1 分别为工况变动前、后级组的通流量,kg/h; $p_{1,0}$ 、 p_1 分别为工况变动前、后的级组前的抽汽压力,MPa; $p_{2,0}$ 、 p_2 分别为工况变动前、后的级组后的抽汽压力,MPa; $T_{1,0}$ 、 T_1 分别为工况变动前、后级组前的抽汽温度,K。

本文主要研究变工况对整个水电联产的影响,因此采用如下简单公式:

$$p_1 = p_{1,0} \cdot \frac{D_1}{D_{1,0}} \quad (2)$$

由抽汽压力的变化而引起的抽汽比焓的变化,可以按照气态膨胀线的线性关系加以确定. 计算公式如下:

$$h_2 = h_{1,0} - \frac{p_{1,0} - p_2}{p_{1,0} - p_{2,0}} (h_{1,0} - h_{2,0}) \quad (3)$$

式中: h 、 p 分别表示过热蒸汽比焓、压力。

1.2 低温多效蒸馏海水淡化系统数学模型

低温多效蒸馏海水淡化系统的计算,是采用“等温差”的方法来设计各效蒸发器,考虑的热力损失包括盐水沸点升高,蒸汽在流经管束、除沫器和通道时因为摩擦阻力而造成的温度损失. 通过对各效蒸发器进行质量、热量平衡计算,进而求出加热蒸汽消耗量、各效蒸发器蒸发淡水量、各效预热器的蒸汽消耗量、各效闪蒸器冷凝水闪蒸量、各效蒸发器的溶液浓度、各效蒸发器传热面积等参数. 本文中数学模型具体计算公式参见文献[4].

2 海水淡化制水成本计算模型

本文中讨论的海水淡化制水成本计算模型主要分为两部分:一部分为投资费用,另一部分为运行费用. 本文中研究的制水成本模型中主要包括电厂由于低真空运行使得煤耗增加而产生的费用和海水淡化系统中各设备的运行和折旧费用. 模型中尚未考虑真空系统的费用、燃料煤价格的波

动情况、人员费用、海水预处理费用及土建工程的费用。

(1)对于低真空运行,在保证发电量不变的情况下,标准煤耗率增加,则全年制水燃料成本费用(元/a)为

$$J_1 = \theta \times C_1 \times P_e \times \Delta b_s \quad (4)$$

式中: θ 为系统年运行时间(本文取 8 760 h); C_1 为锅炉标准煤单价,元/t(本文取 450 元/t); P_e 为电厂的额定发电功率; Δb_s 为低真空工况对发电标准煤耗率的增量影响。

(2)蒸发器年折旧费用及维修费 J_2 、冷凝水闪蒸器年折旧费用 J_3 、冷凝器的年折旧费用 J_4 、预热器的年折旧费用 J_5 、海水淡化系统各类泵的折旧及运行费用 J_6 的计算方法均见文献[4].

(3)单位产量淡水成本模型可表示如下:

$$J = \sum_{i=1}^6 J_i / \left[\left(\theta \times \sum_{i=1}^n D_i \right) / 10^3 \right] \quad (5)$$

式中: J 为单位产量淡水成本,元/t; $\sum_{i=1}^n D_i$ 为淡水产量,kg/h。

3 计算结果与分析

3.1 水电联产方式对于电厂热经济性的影响

本文针对 N300-16.17/550/550 的凝汽式汽轮机组进行水电联产热力计算,首先固定水电联产系统效数为 7,并设计系统为含预热器的串联流程,计算结果如表 1 所示。

从表 1 计算结果可以得出:低真空运行排汽温度为 70 °C 时汽轮机的排汽量比原工况增加了 8.09%,发电标准煤耗增加了 9.95%,全厂能源利用率由原来的 38.85% 上升到 80.98%。分析上述变化的原因为全厂综合能源利用率包括发电效率和制水效率两项,因制水使发电效率下降,制水效率上升,两者之和导致综合能源利用率呈大幅上升趋势. 全厂能源利用率提高的本质原因是制水过程充分利用了原来电厂排汽部分的冷源损失,因此对于电厂而言,低真空运行模式下水电联产方式大大提高了电厂的能源利用率。

3.2 水电联产方式对制水成本及制水规模的影响

如图 2 所示,本文在固定排汽温度为 70 °C

表 1 N300-16.17/550/550 原工况及低真空工况主要热经济指标

Tab.1 N300-16.17/550/550 main thermo-economics index under design condition and low-vacuum condition

排汽温度/℃	汽轮机排汽量/ (kg·h ⁻¹)	发电标准煤耗率/ (kg·kW ⁻¹ ·h ⁻¹)	汽轮机绝对 内效率	汽轮机绝对 电效率	电厂热效率	综合能源 利用率
33.23(原设计工况)	554 310	0.316 5	0.447 1	0.438 2	0.388 5	—
65(低真空工况)	597 540	0.346 8	0.406 3	0.398 3	0.354 6	0.811 4
70(低真空工况)	599 140	0.348 0	0.404 9	0.396 8	0.353 4	0.809 8

时,分析了不同装机容量下效数的变化对制水成本的影响.当效数一定时,制水成本随装机容量的增大而明显降低,因此可以得出结论,低真空运行模式下的水电联产方式适宜用于较大装机容量的海水淡化系统,有利于制水成本的降低;当装机容量一定时,制水成本随效数的增加而降低,但是降低的幅度非常小,因此在装机容量固定的前提下通过改变效数来降低制水成本的效果不是很明显.

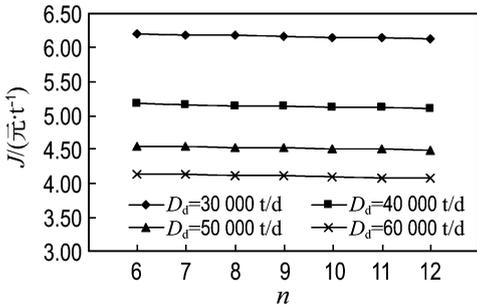


图 2 不同装机容量下制水成本随效数的变化
Fig.2 Effect of number of evaporators on water cost under different water production

如图 3 所示,本文还分析了在充分利用汽轮机的排汽作为 MED 的首效加热蒸汽,效数固定为 7 时,排汽温度的变化对制水成本的影响.由图可见,制水成本随排汽温度的降低而降低,发电标准煤耗率随排汽温度的降低而降低,从而导致 J₁ 部分成本降低,因此总制水成本得到降低.

一般在选取末效二次蒸汽温度时均应保证大于 35℃,当“等温差”选取为 3℃时,以温度分别为 55、60、65 和 70℃的汽轮机低真空运行后的排汽直接作为低温多效蒸馏海水淡化系统的加热汽源,并对该水电联产系统进行热力设计计算,结果如图 4 和 5 所示.可以看出,在汽轮机排汽参数不变的前提下,制水成本随效数的增加而降低,淡水产量随效数的增加而增加;在效数不变的前提下,

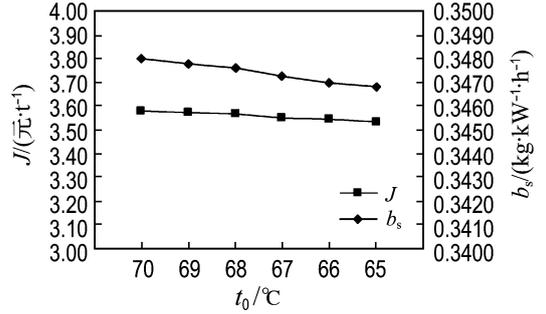


图 3 制水成本和发电标准煤耗率随排汽温度的变化
Fig.3 Effects of exhaust steam temperature on water cost and coal rate

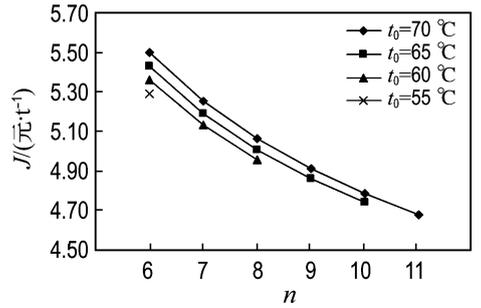


图 4 各效温差为 3℃时不同排汽温度下制水成本随效数的变化
Fig.4 Effect of the number of evaporators on water cost under different exhaust steam temperatures ($\Delta t = 3^\circ\text{C}$)

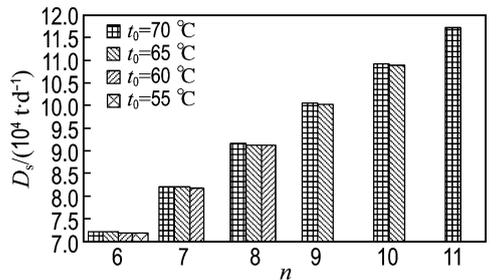


图 5 各效温差为 3℃时不同排汽温度下淡水产量随效数的变化
Fig.5 Effect of the number of evaporators on water production under different exhaust steam temperatures ($\Delta t = 3^\circ\text{C}$)

制水成本随汽轮机排汽温度的升高而增大,淡水产量随排汽温度的变化很小. 因此在设计系统时可以参考如下结论: 在满足相应的淡水需求量的前提下可以尽量安排蒸发器效数最大, 而为了使制水成本最低可以尽量降低排汽温度. 在本文的计算范围内, 对计算结果进行优选后可以得出如表 2 所示的结论.

表 2 各效温差为 3 °C 时不同淡水需求量下最佳排汽温度和最佳效数的选择

Tab. 2 The optimal exhaust steam temperature and the number of evaporators under different water production ($\Delta t = 3\text{ }^{\circ}\text{C}$)

淡水需求量/ ($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	最佳排汽 温度/ $^{\circ}\text{C}$	最佳效数	制水成本/ ($\text{元} \cdot \text{t}^{-1}$)
60 000~70 000	55	6	3.643 5
70 000~80 000	60	7	3.491 3
80 000~90 000	60	8	3.334 6
90 000~100 000	65	9	3.246 0
100 000~110 000	65	10	3.140 3
110 000~115 000	70	11	3.083 7

当“等温差”选取为 2 °C 时, 同样仍以排汽温度分别为 55、60、65 和 70 °C 的加热汽源作为研究对象, 计算结果如图 6、7 所示, 此时不同淡水量需求下优选出的最佳排汽温度和最佳效数如表 3 所示. 从表 2 和 3 中的对比中可以得出如下结论: 当“等温差”减小时, 制水成本总体都有所上涨, 但是满足不同淡水需求量下的最佳排汽温度会降低, 蒸发器最佳效数保持不变.

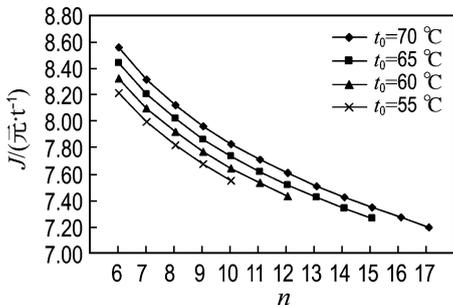


图 6 各效温差为 2 °C 时不同排汽温度下制水成本随效数的变化

Fig. 6 Effect of the number of evaporators on water cost under different exhaust steam temperatures ($\Delta t = 2\text{ }^{\circ}\text{C}$)

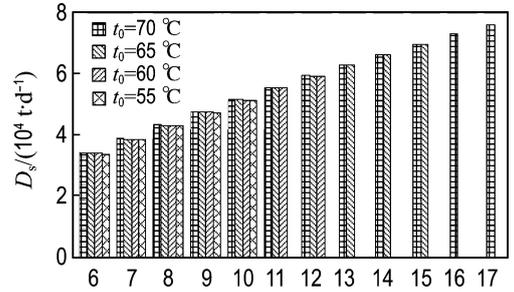


图 7 各效温差为 2 °C 时不同排汽温度下淡水产量随效数的变化

Fig. 7 Effect of the number of evaporators on water production under different exhaust steam temperatures ($\Delta t = 2\text{ }^{\circ}\text{C}$)

表 3 各效温差为 2 °C 时不同淡水需求量下最佳排汽温度和最佳效数的选择

Tab. 3 The optimal exhaust steam temperature and the number of evaporators under different water production ($\Delta t = 2\text{ }^{\circ}\text{C}$)

淡水需求量/ ($\text{t} \cdot \text{d}^{-1}$)	最佳排汽 温度/ $^{\circ}\text{C}$	最佳效数	制水成本/ ($\text{元} \cdot \text{t}^{-1}$)
60 000~70 000	55	6	5.673 8
70 000~80 000	55	7	5.476 8
80 000~90 000	55	8	5.322 6
90 000~100 000	55	9	5.196 9
100 000~110 000	55	10	5.091 3
110 000~115 000	60	11	5.062 9

4 结 论

(1) 低真空运行后随着汽轮机排汽温度的升高, 进汽量相应增加, 电厂的发电标准煤耗率增加, 但是联产后全厂能源利用率大幅上升.

(2) 当效数一定时, 制水成本随装机容量的增长而明显降低, 因此可以得出结论, 低真空运行模式下的水电联产方式适宜用于较大装机容量的海水淡化系统, 有利于制水成本的降低; 当装机容量一定时, 制水成本随效数的增加而降低, 但是降低的幅度非常小, 因此在装机容量固定的前提下通过改变效数来降低制水成本的效果不是很明显.

(3) 在充分利用汽轮机的排汽作为 MED 的首效加热蒸汽, 效数固定为 7 时, 发电标准煤耗率随排汽温度的降低而降低, 从而导致制水成本随排汽温度的降低而降低.

(4) 在各效温差为 3 °C 时, 在汽轮机排汽参数

不变的前提下,制水成本随效数的增加而降低,淡水产量随效数的增加而增加;在效数不变的前提下,制水成本随汽轮机排汽温度的升高而增大,淡水产量随排汽温度的变化很小.因此在设计系统时可以参考如下结论:在满足相应的淡水需求量的前提下可以尽量安排蒸发器效数最大,而为了使制水成本最低可以尽量降低排汽温度.

(5)当“等温差”减小时,制水成本总体都有所上涨,但是满足不同淡水需求量下的最佳排汽温度会降低,蒸发器最佳效数保持不变.

参考文献:

[1] EL-NASHAR A M. Cogeneration for power and

desalination — state of the art review [J].

Desalination, 2001, **134**(1-3):7-28

[2] HAMED O A. Thermoeconomic analysis of a power/water cogeneration plant [J]. **Energy**, 2006, **31**(14): 2699-2709

[3] DARWISH M A. On the reduction of desalting energy and its cost in Kuwait [J]. **Desalination**, 2008, **220**(1-3):483-495

[4] ZHANG Xiao-man, LIU Xiao-hua, SHEN Sheng-qiang, *et al.* Optimization and analysis of heat, water and power cogeneration system [C] // **The 4th International Conference on Cooling and Heating Technologies**. Jinhae:[s n], 2008:28-31

Thermodynamic analysis of water-power cogeneration system based on low vacuum operation

LIU Xiao-hua*, DU Yu, SHEN Sheng-qiang, CHEN Wen-bo, LIU Da-wei

(Key Laboratory of Ocean Energy Utilization and Energy Conservation of Ministry of Education, Dalian University of Technology, Dalian 116024, China)

Abstract: In order to achieve water-power cogeneration, the last-stage exhaust steam provided by condensing steam turbines under low vacuum operation is utilized as thermal resources for the low-temperature multi-effect distillation desalination system. Multi-stage heat-regenerative mathematical model of power plant thermodynamic system is constructed by matrix method. The off-design parameters under low vacuum operation are calculated on the basis of Friuli Nagel formula. Then, the mathematical model of low-temperature multi-effect distillation desalination system is built through equivalent temperature difference method. It can be concluded that within the selected temperature range of exhaust steam there exist optimal temperature of exhaust steam and the number of evaporators to make the fresh water cost lowest for different water demands. The effect of the temperature difference between desalination effects on the thermal economic performance of the water-power cogeneration system is also discussed.

Key words: desalination; low-temperature multi-effect distillation; condensing steam turbine; low vacuum; water-power cogeneration