

增强型地热系统与热电联产典型循环配置的技术经济性能比较

孟楠¹, 李太禄¹, 贾亚楠¹, 秦浩森¹,
刘青华¹, 赵文强², 雷国斌²

(1. 河北工业大学能源与环境工程学院清洁能源与污染控制天津重点实验室,
中国天津 300401;

2. 国网青海省电力公司, 西宁 810001)

摘 要:干热岩中含有丰富的热量,可以通过增强型地热系统加以利用,这也是最常用的地热发电的解决方案之一。为了提高地热资源的发电效率以及利用率,针对地热流体温度范围为 120℃至 220℃,干度范围为 0 至 0.9,提出了四种热电联产系统。分别对四个增强型地热系统的运行参数进行了优化,并对系统性能进行了分析和比较。这些结果显示,系统的性能和最佳运行条件随着地热流体的温度和干度而变化。在地热流体的温度和干度耦合条件下,基于双级闪蒸有机朗肯循环的热电联产系统展现了最高的发电效率。基于双级闪蒸有机朗肯循环的热电联产系统在实际应用中存在着最高的技术经济性能,其平准化电费为 0.0831 美元/千瓦时,且投资回收期为 9.43 年。使用正辛烷的有机朗肯循环的子系统具有较好的发电性能,然而使用正癸烷的有机朗肯循环子系统具有较好的技术经济性能。此外,增强型地热系统配置以及其运行参数应该与当地实际地热流体条件相匹配,并且在大多数情况下推荐基于双闪蒸有机朗肯循环的热电联产系统。

关键词:干热岩;热力学;经济性能;系统配置;有机朗肯循环;闪蒸循环

1 引言

虽然地球通过地表传递的总热量很大,但是其不同地区分布不均,并且在目前的技术经济条件下无法对其进行开采。然而,在自然界中存在的一些活动(主要是在地壳中的火成岩运动以及年轻的造山运动)可以在有限的区域内增加地球内部的热量,并且能够使其达到可以供人类使用的水平。这种地热能构成了地热资源。在干热岩体(HDR)中的热力资源可达数百摄氏度,是地球上一种安全、可再生的绿色能源供应。据估计在地球上有 40-400 Mquads 的 HDR 型地热资源,是化石资源的 100-1000 倍。中国大陆 3.0~10.0 km HDR 型地热资源总量计算是中国年能源消耗总量的 2.6×10^5 倍。然而,由于其透水性能差,不能形成地液地热资源,并且储存在岩体中的大量地热资源,目前仍很难被直接利用。因此,人们通过使用增强型地热系统(EGS)来开发和利用 HDR。该系统的原理是储存在 HDR 中的热量与注入的水

在经过热交换之后,水或者蒸汽的温度可以提高至 100-200℃,此时通过热交换器和地面循环装置可以进行发电,然后排出的流体可以重新注入到储层中,形成了一个循环回路。

对于 EGS 的地面循环装置,对于产生的低温地热水,有机朗肯循环(ORC)系统是最常用的循环系统。Bombarda 等研究发现 Kalina 循环需要一个非常高的最大压力,才能获得很高的热力学性能,与 ORC 循环相比较而言,这至少对于低水平的能量以及中高温度的热源来说似乎不是那么合理。为了提高循环性能,在蒸发器夹点温差为 4-15℃时, Sun 等优化了系统的净输出功率。Braimakis 等提出了两级有机朗肯循环(TSORC)系统,通过对比发现 TSORC 系统比传统 ORC 效率提高 25%。然而, Wang 等通过能量和 分析对 TSORC 进行评估,得出结论:尽管两级蒸发改善了蒸发过程,但也恶化了膨胀、冷凝和压缩过程,并增加了系统的运行成本。

有机闪蒸循环(OFC)被认为可以改善温度匹配并减少加热过程中的火用破坏,从而提高利用中高温地热源的效率。然后,研究人员在单闪蒸蒸系统的基础上提出了两级闪蒸蒸系统,并在热力学和经济学上都得到了优化。结果表明,虽然双闪蒸蒸系统可以带来更高的净输出功率,但是单闪蒸蒸系统可以以更低的价格发电。Jalilinasrabady 等研究了 Sabalan 生产井的总的可用焓,并计算得到对于单闪蒸蒸系统的总可用焓为 111MW,对于双闪蒸蒸系统的总可用焓为 114MW。DiPippo 得出结论,采用再热器的双闪蒸蒸式地热发电厂的效率比双闪蒸蒸式发电厂的效率高 3-5%。为了提高地热源的热量利用率,通过引入 ORC 子系统来回收闪蒸蒸循环中的分离器排出的热量,形成闪蒸蒸二元系统。Zeyghami 研究了复合闪蒸蒸二元地热循环在 150℃~250℃地热流体温度下的性能,并且发现分离器的压力决定了系统中蒸汽和二元组分的工作份额。通过优化闪蒸蒸二元地热系统,Aali 等发现在给定的条件下,系统的最佳(焓)效率可以达到 37.01%,最大焓损失发生在蒸汽发生器中。Kolahi 等研究了二元闪蒸蒸系统的涡轮机尺寸参数(SP)并得出结论,为了使闪蒸蒸室的 SP 可以承受,最好为闪蒸蒸室选择一个平均压力量。

近年来,基于 ORC 热电联产(CHP)系统受到了学术界的高度关注。Sadreddini 等提出了一种由压缩空气储能系统、ORC 循环和喷射器系统组成的热电联产系统。结果表明,系统的往返效率提高到了 71.87%,比基本案例效率提高了 5.7%。Tempesti 等通过热经济分析发现,在循环和效率方面,R245fa 可以获得最佳性能。Jang 等指出,如果通过增加膨胀机的体积膨胀比和等熵效率来改善 CHP 性能,则必须需要添加后加热器。Farrokhi 等研究了地热流体温度为 84.1℃时的最大净输出功率,并建议改进膨胀机和发电机以提高循环发电效率。Kheiri 等提出了余热发电厂和有机朗肯循环的组合。结果表明,通过集成,发电厂发电效率可提高 25%,然而发电厂的产热能力依然显著。

一方面,以往的研究过程大多只关注单闪蒸蒸系统和双闪蒸蒸系统的比较分析或如何提高系统的运行性能,但是却没有涵盖 EGS 系统的详细

筛选。然而,在大多数的系统改进过程中,地热流体的温度以及干度不能被看作为变量。因此,所选系统的最佳运行条件是片面的,为这项研究留下了研究空白。此外,由于地热流体在发电后的剩余热能没有得到充分利用,地热流体将以热电联产的形式加以利用,这也是近年来商业化的趋势。

本研究基于闪蒸蒸循环、ORC 和 CHP 系统的概念,建立了四种新型 CHP 系统模型。首先,分别对四个系统的蒸发温度和闪蒸蒸温度进行优化,找出温度和干度随不同地热流体的变化规律。其次,对每个系统进行适用性分析,以此得出在不同地热条件下运行性能最佳的系统及其最优的运行条件。最后,通过分析平准化电力成本(LCOE)和投资回收期(PBP)这两个技术经济参数,得到了技术经济性能最佳的系统。本研究所提供的变化规律和数据可以作为 EGS 发电厂的指导。

2 系统描述

图 1-4 是基于不同配置的热电联产系统示意图。四个热电联产系统的供暖部分利用地热水发电后的余热对普通住宅进行地板辐射采暖。然而,这样就与发电循环在结构存在着一定的差异。

2.1 基于单闪蒸蒸的热电联产系统

图 1 为基于单闪蒸蒸的热电联产系统,高温高压地热流体首先从生产井中取出,然后再通过分离器对其进行汽液分离(根据在不同地热流体条件下的不同系统的优化结果,判断是否进行闪蒸蒸过程)。分离出的高温饱和和液体用于加热换热器,为用户进行供暖,而高温饱和和蒸汽则带动汽轮机进行发电。此外,经涡轮排出的蒸汽通过冷凝器

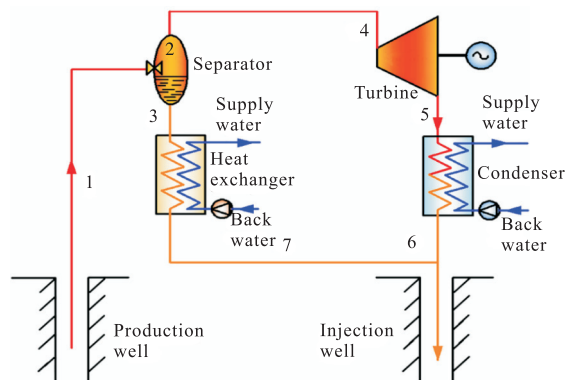


图 1 基于单级闪蒸蒸的热电联产系统的示意图

进行热交换,为用户提供热量。在将换热器出口的液体混合后,最后再重新注入回灌井,完成整个热电联产过程。

2.2 基于双闪蒸蒸的地热联产系统

基于双闪蒸蒸的地热联产系统分为两个部分。如图 2 所示,它是在单闪蒸蒸的基础上具有了一个二级分离过程。一级分离器(Separator1)闪蒸出来的蒸汽用于运行高压汽轮机(Turbine 1)发电。分离出来的饱和液体不直接进入换热器,而是通过二级分离器(分离器 2)进行减压。经过二次分离后,饱和液体进入换热器为用户进行供热,分离后的蒸汽与高压汽轮机(汽轮机 1)排出的蒸汽混合,在低压汽轮机(汽轮机 2)中发电,以此来该系统的整体效率。然后,经过发电后的蒸汽,经冷凝器供给用户之后冷凝成饱和液体,最后再注入到回灌井中。

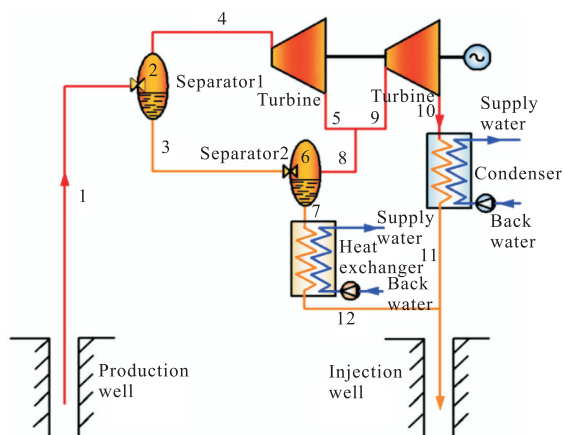


图 2 基于双级闪蒸的地热联产系统示意图

2.3 基于单闪蒸蒸有机朗肯循环的热电联产系统

图 3 所示的基 SFORC 的热电联产系统是由一个闪蒸循环和一个有机朗肯循环(ORC)组成。其运行过程是在单闪蒸蒸工艺的基础上,将分离出的饱和液体与 ORC 系统中的工质进行热交换,所以使得 ORC 中的工质变为饱和蒸汽,以此来驱动汽轮机进行发电。发电后的蒸汽进入冷凝器与回水进行热交换,来为用户进行供热,然后,其他过程与 SF 系统完全一致。

2.4 基于双闪蒸蒸有机朗肯循环的地热联产系统示意

图 4 显示了基于 DFORC 的热电联产系统,除了基于 DF 的热电联产系统外,还具有一个

ORC 单元,并且连接方法与基于 SFORC 的热电联产系统相同。

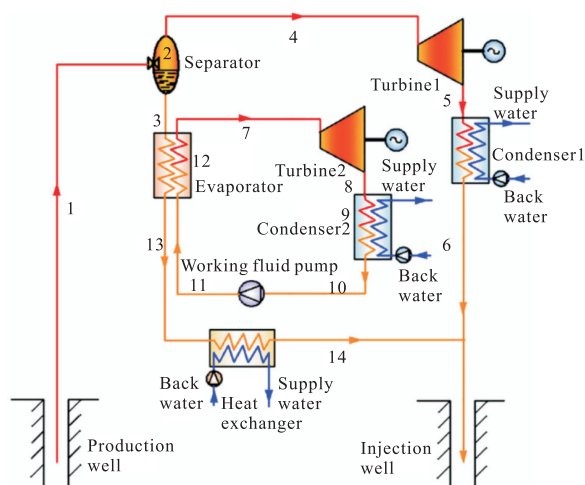


图 3 基于单闪蒸蒸有机朗肯循环的热电联产系统示意图

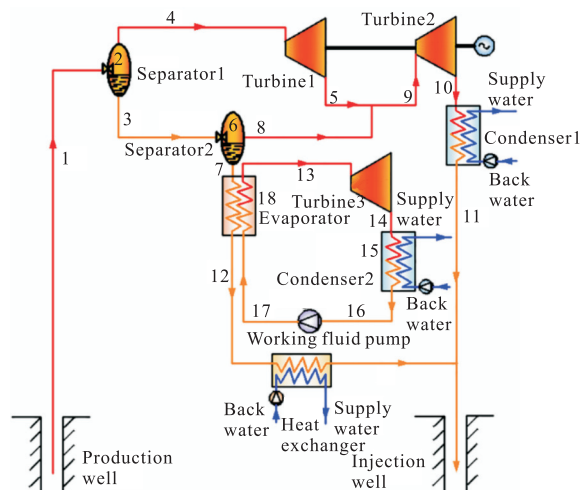


图 4 基于双闪蒸蒸有机朗肯循环的地热联产系统示意图

3 数学建模

为了更加细致地分析和研究四种热电联产系统的运行性能,对于主要的运行过程建立了热力学模型和技术经济模型。

3.1 热力学模型

根据热力学第一定律,对系统的各个组成部分建立了热力学模型。使用 MATLAB 和 REFPROP 对过程进行计算和优化。此外,为了便于数学模型的建立以及简化分析,所以作如下假设:

- (1) 系统在稳定的工作条件下建模。
- (2) 地热流体和冷源的夹点温差相同。

(3) 忽略了系统中有机工质的动能和势能的变化。

(4) 忽略了有机工质在分离器、蒸发器、冷凝器、热交换器和管道中的压降以及摩擦损失, 同样在管道中的热损失也被忽略。

(5) 忽略了汽轮机中有机介质混合过程中的能量损失。

(6) 使用纯水的特性来代替地热流体。

(7) 系统中所包括的单级分离器受到 $0.1\text{MPa} < P_2 \leq P_1$ 的约束, 并且系统中的双级分离器受到制约

$$\begin{cases} 0.1\text{MPa} < P_2 \leq P_1 \\ 0.06\text{MPa} < P_6 \leq P_2 \end{cases}$$

3.1.1 基于单闪蒸蒸汽的热电联产系统

基于 SF 的热电联产系统示意图如图 1 所示, 发电过程的 T-s 图如图 5(a) 所示。对于分离器, 最终状态的比焓被认为与初始状态的比焓相同:

$$h_1 = h_2 \quad (1)$$

$$\eta_{t,sf} = \frac{h_4 - h_5}{h_4 - h_{5s}} \quad (2)$$

其中, T-s 图中的路径 4-5 代表了涡轮机中的蒸汽真实的过程; 路径 4-5s 显示了蒸汽的等熵过程。 η_t 是涡轮的等熵效率。

$$m_1 = m_3 + m_4 \quad (3)$$

$$m_1 h_1 = m_3 h_3 + m_4 h_4 \quad (4)$$

涡轮功率输出 (W_t)、净功率输出 (W_{net}) 和 SF 循环的热功率 (W_{th}) 分别由下式给出:

$$W_{t,sf} = m_4 h_4 - m_5 h_5 \quad (5)$$

$$W_{net,sf} = \eta_m \eta_g \cdot W_{t,sf} - W_{cp} \quad (6)$$

$$W_{th,sf} = \eta_c Q_{c,sf} + \eta_{he} Q_{he,sf} \quad (7)$$

$$Q_{c,sf} = m_5 h_5 - m_6 h_6 \quad (8)$$

$$Q_{he,sf} = m_3 h_3 - m_7 h_7 \quad (9)$$

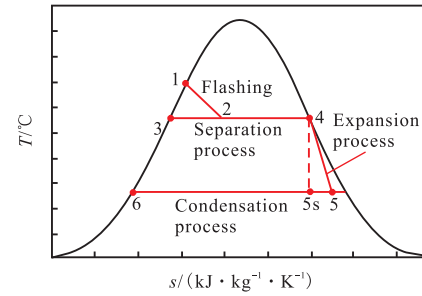
其中 η_m 和 η'_g 分别是涡轮机的机械效率和发电机效率。 η_c 和 η_{he} 分别代表冷凝器效率和热交换器效率。其中 W_{cp} 为冷却水泵的功耗。 Q_c 和 Q_{he} 分别代表冷凝器和换热器的传热量。

基于 SF 的 CHP 系统的发电效率如下:

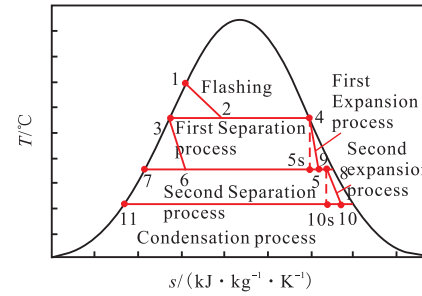
$$\eta_{g,sf} = \frac{W_{net,sf}}{m_1 h_1} \quad (10)$$

基于 SF 的 CHP 系统的整体 CHP 效率表示为:

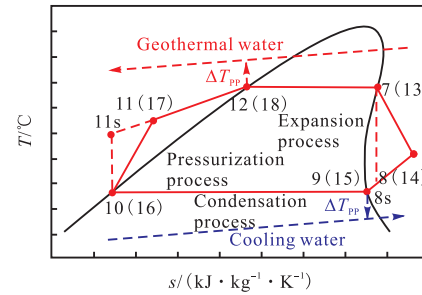
$$\eta_{CHP,sf} = \frac{W_{th,sf} + W_{net,sf}}{m_1 h_1} \quad (11)$$



(a) 单闪蒸蒸汽循环的 T-s 图



(b) 双闪蒸蒸汽循环的 T-s 图



(c) 用于单闪蒸有机朗肯循环和双闪蒸有机朗肯循环的有机朗肯循环的 T-s 图

图 5 单闪蒸蒸汽、双闪蒸蒸汽以及有机朗肯循环发电循环的 T-s 图

3.1.2 基于双闪蒸蒸汽的热电联产系统

基于 DF 的 CHP 系统示意图如图 2 所示, 发电过程的 T-s 图如图 5(b) 所示。由于 DF-based CHP 系统是 SF-based CHP 系统的升级系统, 闪蒸、分离和汽轮机膨胀过程的第一阶段可以使用 3.1.1 节中的公式确定。其他热力学过程如下:

二次分离过程也被认为具有与最终比焓相同的初始比焓。

$$h_3 = h_6 \quad (12)$$

$$\eta_{t,df,h} = \frac{h_4 - h_5}{h_4 - h_{5s}} \quad (13)$$

$$\eta_{t,df,l} = \frac{h_9 - h_{10}}{h_9 - h_{10s}} \quad (14)$$

其中下标 h 和 l 分别代表高压涡轮 (Turbine1) 和低压涡轮 (Turbine 2)。

$$m_3 = m_7 + m_8 \quad (15)$$

$$m_3 h_3 = m_7 h_7 + m_8 h_8 \quad (16)$$

$$m_9 = m_5 + m_8 \quad (17)$$

$$m_9 h_9 = m_5 h_5 + m_8 h_8 \quad (18)$$

DF 循环的汽轮机功率输出 ($W_{t,df}$)、净功率输出 ($W_{net,df}$) 和热功率 ($W_{th,df}$) 分别由下式给出:

$$W_{t,df,h} = m_4 h_4 - m_5 h_5 \quad (19)$$

$$W_{t,df,l} = m_9 h_9 - m_{10} h_{10} \quad (20)$$

$$W_{net,df} = \eta_m \eta_g \cdot (W_{t,df,h} + W_{t,df,l}) - W_{cp} \quad (21)$$

$$W_{th,df} = \eta_c Q_{c,df} + \eta_{he} Q_{he,df} \quad (22)$$

$$Q_{c,df} = m_{10} h_{10} - m_{11} h_{11} \quad (23)$$

$$Q_{he,df} = m_7 h_7 - m_{12} h_{12} \quad (24)$$

基于 DF 的 CHP 系统的发电效率如下:

$$\eta_{g,df} = \frac{W_{net,df}}{m_1 h_1} \quad (25)$$

基于 DF 的 CHP 系统的整体 CHP 效率表示为:

$$\eta_{CHP,df} = \frac{W_{th,df} + W_{net,df}}{m_1 h_1} \quad (26)$$

3.1.3 有机朗肯循环子系统

图 3 和图 4 分别是基于 SFORC 的 CHP 系统和基于 DFORC 的 CHP 系统的示意图。ORC 系统的 T-s 图如图 5(c) 所示。由于基于 SFORC 的 CHP 系统和基于 DFORC 的 CHP 系统与前两个系统的区别仅在于 ORC 子系统,以基于 SFORC 的 CHP 系统中的 ORC 子系统为例,ORC 子系统的热力学过程如下:

蒸发器:

$$Q_e = m_{wf}(h_7 - h_{11}) = m_3(h_3 - h_{13}) \quad (27)$$

其中下标 wf 代表着 ORC 系统中的工作流体。

汽轮机:

$$\eta_{t,orc} = \frac{h_7 - h_8}{h_7 - h_{8s}} \quad (28)$$

$$W_{t,orc} = m_{wf}(h_7 - h_8) \quad (29)$$

冷凝器:

$$Q_c = m_{wf}(h_8 - h_{10}) \quad (30)$$

工质泵:

$$\eta_p = \frac{h_{11s} - h_{10}}{h_{11} - h_{10}} \quad (31)$$

$$W_p = m_{wf}(h_{11} - h_{10}) \quad (32)$$

$$W_{net,orc} = \eta_m \eta_g \cdot W_{t,orc} - W_p - W_{cp} \quad (33)$$

其中下标 p 代表工作流体泵。其他参数的计算过程参见 3.1.1 节和 3.1.2 节。

3.2 技术经济建模

技术经济分析是评估热电联产系统整体性能的常用技术。系统总设备基础模块成本 C_{bm} 由每个组件的模块成本组成,并且每个组件的模块成本是每个组件的组件成本 C_p 与模块成本系数 F_{bm} 的乘积。 C_p 代表设备容量成本,它取决于系数 K 和组件的表面积或功率。模成本系数 F_{bm} 由系数 B 和 C 决定。此外,材料系数 F_m 和压力系数 F_p 也有一定的影响。分离器的体积和换热器的换热面积分别按照参考文献[13]和[29]中的计算方法计算。系统中各部分的具体模块成本如下:

分离器:

$$C_{bm,sep} = (B_{1,sep} + B_{2,sep} \cdot F_M \cdot F_{p,sep}) \cdot C_{p,sep} \quad (34)$$

$$\lg C_{p,sep} = K_1 + K_2 \cdot \lg(V_{sep}) + K_3 \cdot [\lg(V_{sep})]^2 \quad (35)$$

$$F_{p,sep} = \max \left\{ \frac{(P_{sep} + 1) \cdot D_{sep}}{2[850 - 0.6 \cdot (P_{sep} + 1)]} + 0.00315, 1 \right\} \quad (36)$$

$$\lg F_{p,sep} = C_1 + C_2 \cdot \lg(p_{sep}) + C_3 \cdot [\lg(p_{sep})]^2 \quad (37)$$

板式换热器:

$$C_{bm,plate} = C_{p,plate} \cdot F_{bm,plate} \quad (38)$$

$$\lg C_{p,plate} = K_1 + K_2 \cdot \lg(A_{plate}) + K_3 \cdot [\lg(A_{plate})]^2$$

$$C_{bm,plate} = C_{p,plate} \cdot F_{bm,plate} \quad (39)$$

$$F_{bm,plate} = B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_{p,plate} \quad (40)$$

$$\lg F_{p,plate} = C_1 + C_2 \cdot \lg(p_{plate}) + C_3 \cdot [\lg(p_{plate})]^2 \quad (41)$$

汽轮机:

$$C_{bm,t} = C_{p,t} \cdot F_{bm,t} \quad (42)$$

$$\lg C_{p,t} = K_1 + K_2 \cdot \lg(W_t) + K_3 \cdot [\lg(W_t)]^2 \quad (43)$$

泵:

$$C_{bm,p} = C_{p,p} \cdot F_{bm,p} \quad (44)$$

$$\lg C_{p,p} = K_1 + K_2 \cdot \lg(A_p) + K_3 \cdot [\lg(A_p)]^2 \quad (45)$$

$$F_{bm,p} = B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_{p,p} \quad (46)$$

$$\lg F_{p,p} = C_1 + C_2 \cdot \lg(p_p) + C_3 \cdot [\lg(p_p)]^2 \quad (47)$$

其中 K_1 、 K_2 、 K_3 、 C_1 、 C_2 、 C_3 、 B_1 、 B_2 、 F_M 、 F_{bm} 均为系统组件为成本价修正系数,如表 1 所示。

以青海共河盆地实际工程为例,该工程的钻井成本可计算为:

$$C_b = H_v \times P_v + H_h \times P_h \quad (48)$$

其中 C_b 代表钻井成本, $H_v = 5900\text{m}$, $H_h = 1000\text{m}$, $P_v = \$1100$, $P_h = \$3000$ 。

表 1 组件成本修正系数

Components	Coefficients				
	$K_1/K_2/K_3$	$C_1/C_2/C_3$	B_1/B_2	F_M	F_{bm}
Flashing device	$K_1 = 3.4974$ $K_2 = 0.4485$ $K_3 = 0.1074$	/	$B_1 = 2.25$ $B_2 = 1.82$	$F_M = 1.0$	/
evaporator	$K_1 = 4.3247$ $K_2 = -0.3030$ $K_3 = 0.1634$	$C_1 = 0.03881$ $C_2 = -0.11272$ $C_3 = 0.08183$	$B_1 = 1.63$ $B_2 = 1.66$	$F_M = 1.0$	/
condenser	$K_1 = 4.3247$ $K_2 = -0.3030$ $K_3 = 0.1634$	$C_1 = 0$ $C_2 = 0$ $C_3 = 0$	$B_1 = 1.63$ $B_2 = 1.66$	$F_M = 1.0$	/
Turbine	$K_1 = 3.514$ $K_2 = 1.4398$ $K_3 = -0.1776$	/	/	/	3.5
pump	$K_1 = 3.3892$ $K_2 = 0.0536$ $K_3 = 0.1538$	$C_1 = 0$ $C_2 = 0$ $C_3 = 0$ ($0 < p \leq 10\text{barg}$)	$B_1 = 1.89$ $B_2 = 1.35$	$F_M = 1.5$	1

总成本公式如下所示:

$$Cost_{2001} = \sum C_{bm,component} + C_b = C_{bm,e} + C_{bm,c} + C_{bm,t} + C_{bm,p} + C_{bm,p,gw} + C_{bm,p,cw} + C_b \quad (49)$$

$Cost_{2001}$ 代表 CEPCI(化工厂成本指数)在 2001 年提出的一种成本计算方法,现在应该用换算公式换算成 $Cost_{2018}$:

$$Cost_{2018} = Cost_{2001} \times CEPCI_{2018} / CEPCI_{2001} \quad (50)$$

$$CEPCI_{2001} = 397 \quad (51)$$

$$CEPCI_{2018} = 648.7$$

总投资成本的组成部分如下所示:

$$C_{TDC} = C_{DPI} + C_{cont} \quad (52)$$

$$C_{DPI} = Cost_{2018} + C_{site} + C_{serv} \quad (53)$$

$$C_{site} = 0.05 Cost_{2018} \quad (54)$$

$$C_{serv} = 0.05 Cost_{2018} \quad (55)$$

$$C_{cont} = 0.18 C_{DPI} \quad (56)$$

$$C_{startup} = 0.1 C_{TDC} \quad (57)$$

$$C_{TCI} = C_{TDC} + C_{startup} \quad (58)$$

其中 C_{TDC} 代表总折旧资本; C_{DPI} 是直接永久投资总额; C_{site} 代表场地准备成本; C_{serv} 代表服务设施成本; C_{cont} 代表应急费用和承包商费用; C_{TCI} 代表总投资; $C_{startup}$ 是工厂启动的成本。

$$CRF = \frac{i \times (1+i)^{LT}}{(1+i)^{LT} - 1} \quad (59)$$

其中 CRF 代表资本回收因子; i 为年贷款利率,假设为 5%, LT 为生命周期时间,假设为 20 年。

$$S_{annual} = C_1 \times H_{annual} \times W_{net} \quad (60)$$

S_{annual} 表示年售电收入,它是蒸汽汽轮机发电功率 W_t ,年发电的生产时间 H_{annual} 和电价 C_1 的乘积。

电价 C_1 为 0.1 (\$/kWh), 年发电时间 H_{annual} 定义为:

$$H_{annual} = 0.9 \times 24 \times 365 (\text{h/year}) \quad (61)$$

投资回收期 (PBP) 所示:

$$PBP = C_{TDC} / S_{annual} \quad (62)$$

平准化电力成本 (LCOE) 可以计算为:

$$LCOE = \frac{\sum_{t=1}^n C_{TCI} \times CRF / (1+i)^t}{\sum_{t=1}^n S_{annual} / (1+i)^t} \quad (63)$$

4 结果与讨论

通过对四种热电联产系统的热力学优化,得出了在变地热流体温度和干度条件下热电联产系统的适用性和最佳工况。

4.1 热力学优化

本节初步选取干度为 0.1、温度为 120℃、质量流量为 45kg/s 的地热流体作为样本。考虑到工质的临界温度及其对环境的影响,在系统的 ORC 单元中选取工质 R601 为例进行如下分析,其热物性和环境性质如表 2 所示。以蒸发温度和闪蒸温度为变量参数,对 4 个热电联产系统的净输出功率、火电功率、发电效率和热电联产效率进行优化,从

而确定初始设置下4个系统的最优运行条件。

在单级闪蒸热电联产系统中,随着闪速温度的升高,净输出功率和发电效率先升高后降低,如图6所示。一方面,提高闪速温度有助于获得更高

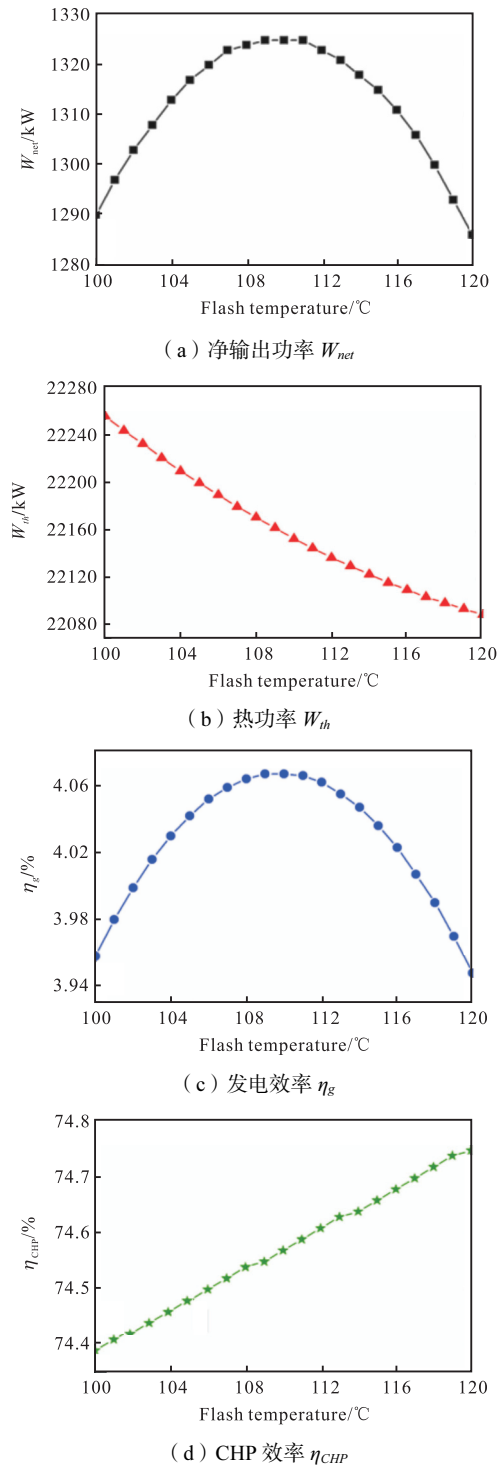


图6 基于SF的CHP系统中热力学参数随闪蒸温度的变化

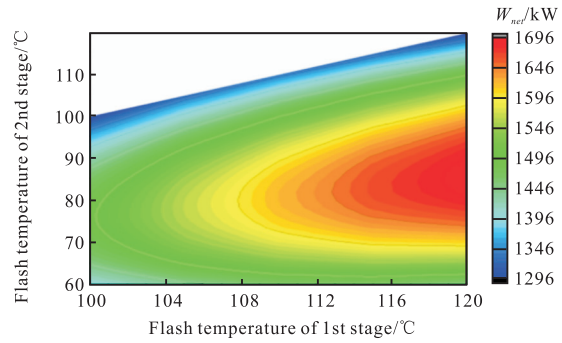
的涡轮比功率。另一方面,闪蒸温度越高,闪蒸过程中蒸汽分离越少。因此,系统的净输出功率为1325kW,发电效率为4.07%,当闪点温度为110℃时达到最优值。也可以看到,热电功率和热电联产效率是逐渐提高的。由于换热器入口焓的增加大于冷凝器入口焓的减少,因此在闪速温度为120℃时,热电功率23069 kW,热电联产效率74.75%。由此可知,在此热源条件下,为了使单级闪蒸系统的发电性能最大化,需要通过在分离器中添加泄压阀对流体进行减压。如果希望系统的热电联产效率达到最佳值,则无需添加泄压阀。

双级闪蒸热电联产系统的热力学性能主要受两个分离器的影响,因此需要对两个闪蒸单元的温度进行耦合分析。如图7所示,两个闪速温度下的净输出功率和发电效率变化基本相同。第一次闪控温度为120℃,第二次闪控温度为85℃时,两者均达到最大值。此时净输出功率为1696kW,发电效率为5.21%。因此,为了达到最佳的发电性能,地热流体应先进入分离器,再进入带泄压阀的二次分离器。双级闪蒸热电联产系统的热功率与发电性能成反比。当两个阶段的瞬时温度都接近地热流体温度时,最大热功率为23050kW。系统的总热电联产效率代表了生产井出口的气液混合物的总能量利用率,因此当不添加减压阀时,热电联产效率最高,为74.74%。由此可见,发电性能的提高必然会导致供热功率和热电联产效率的降低。

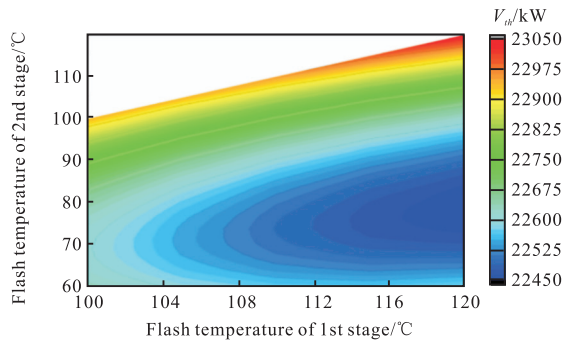
如图8所示,对于单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统,需要考虑ORC机组闪蒸温度和蒸发温度对系统性能的影响。可以看出,系统的净输出功率和发电效率与闪蒸温度成正比。随着蒸发温度的升高,流过ORC的工质质量流量减小,汽轮机进出口焓差增大,因此在蒸发温度为82℃时,净输出功率和发电效率达到最大值。同时,最佳净输出功率为1585 kW,发电效率为4.87%。加热用的热功率与发电量相反,当两个温度变量都趋于最大值时,热功率达到23042 kW。系统整体热电联产效率受加热功率影响较大,最高可达74.74%。

从上述三个系统的分析结果可以看出,在与其他参数耦合时,当第一级闪蒸温度最大时,发电性能和加热功率均最优。因此,对于双闪蒸蒸有机

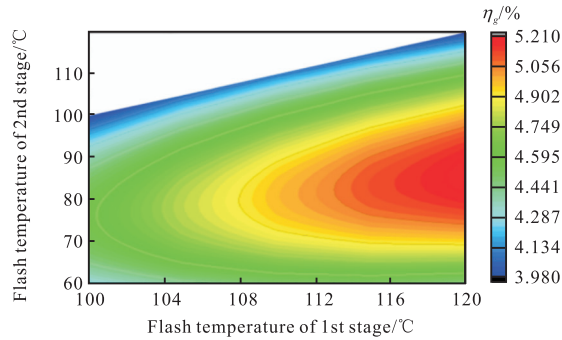
朗肯循环热电联产系统, 只需考虑二级闪蒸温度与蒸发温度的耦合变化规律即可选择最佳操作条



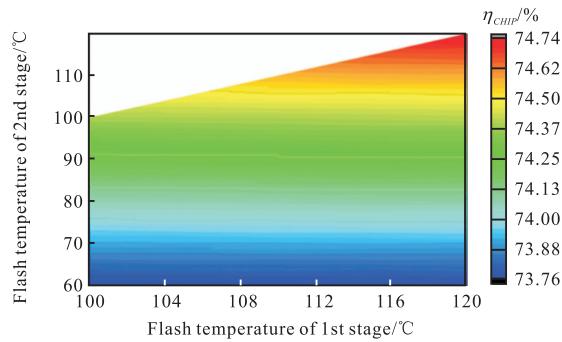
(a) 净输出功率 W_{net}



(b) 热功率 W_{th}

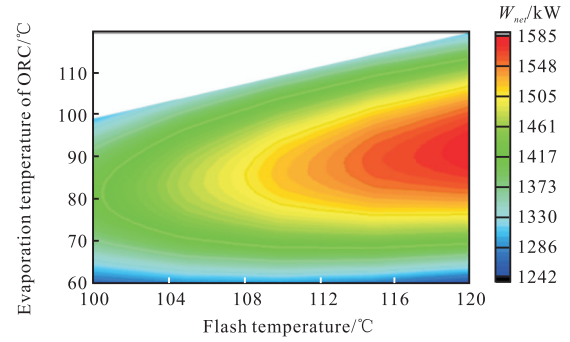


(c) 发电效率 η_g

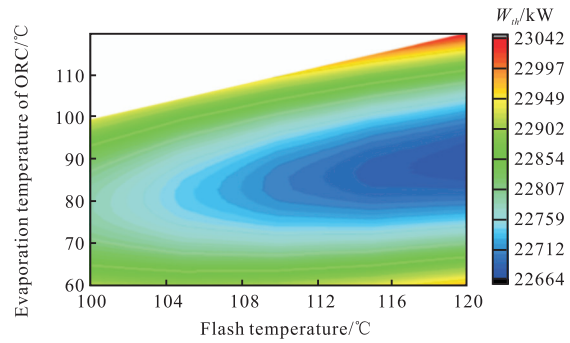


(d) CHP 效率 η_{CHP}

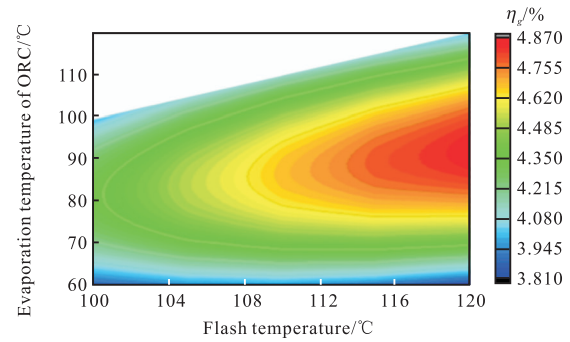
图 7 基于 DF 的 CHP 系统中热力学参数随两级闪蒸温度的变化



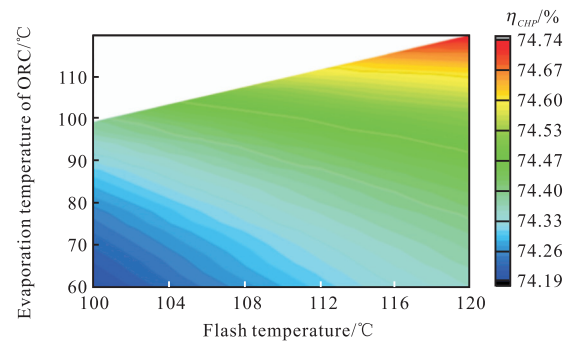
(a) 净输出功率 W_{net}



(b) 热功率 W_{th}



(c) 发电效率 η_g



(d) 热电联产效率 η_{CHP}

图 8 单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统热力学参数随闪蒸温度和蒸发温度的变化

件。第二段温度和蒸发温度的变化较之前更为特殊。如图 9(a)、(c)所示, 系统发电性能随二次闪

蒸温度和蒸发温度先升后降,在二次闪速温度为95℃、ORC蒸发温度为69℃时达到最优值。此

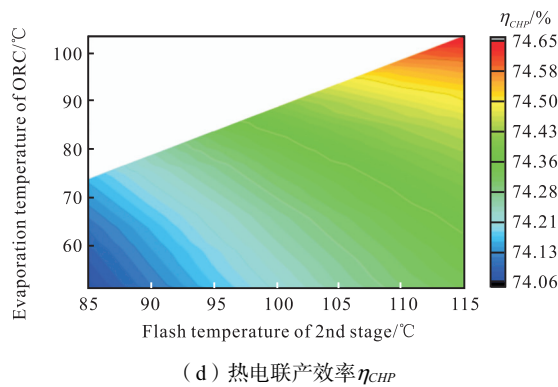
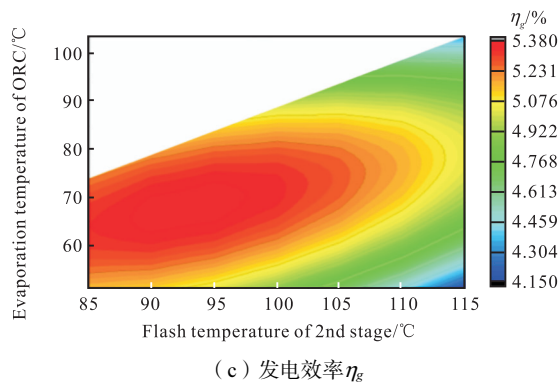
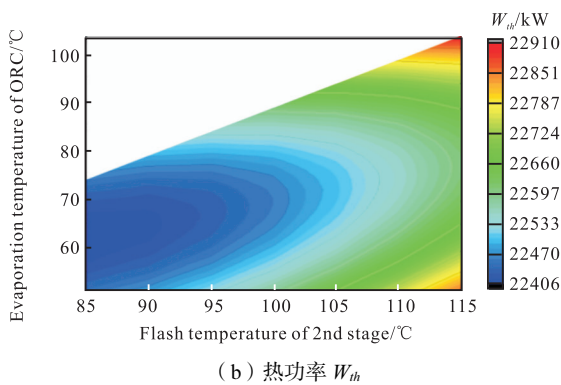
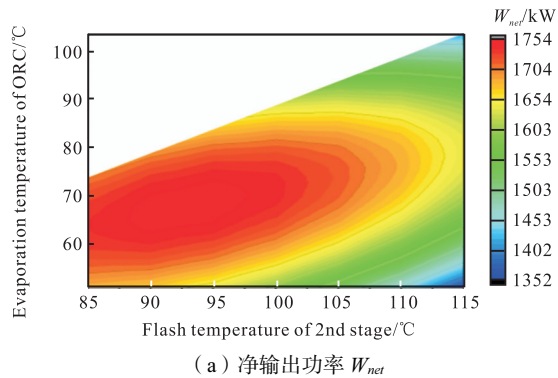


图9 双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统热力学参数随闪蒸温度和蒸发温度的变化

时,净输出功率为1753kW,发电效率为5.38%。另一方面,热功率与发电性能的变化趋势相反,供热的最大热功率为22910kW,如图9(b)所示。从图9(d)可以看出,当两种温度都趋于最高时,系统的总热损失最小,相应系统的总CHP效率也最大,为74.65%。

显然,通过这一部分的分析,可以得出不同配置的热电联产系统的最佳运行条件也是不同的。在固定地热流体条件下,4种热电联产系统的发电性能对比结果为:双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统>双闪蒸热电联产系统>单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统>单闪蒸热电联产系统;总热电联产效率为单闪蒸热电联产系统>双闪蒸热电联产系统=单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统>双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统;用于加热的热功率为单闪蒸热电联产系统>双闪蒸热电联产系统>单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统>双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统。从各系统的热力学参数可以看出,在相同工况下,系统之间的最优发电性能差距约为24.4%,不同系统之间的最优火电功率与整体热电联产效率的差距小于1%。另外,对比上述两种效率可以看出,热电联产模式的能源利用率高于纯发电的50%。因此,采用热电联产是充分利用可再生能源的重要途径,将成为未来研究的趋势。

4.2 四种热电联产系统的适用性

由于与干热岩石热交换后的地热水不仅是液体,而且很可能处于气液混合状态,其干燥程度和温度会随着时间和地质条件的变化而变化。因此,在确定系统的最佳运行条件时,应考虑地热源的干度和温度对不同热电联产系统发电和采暖性能的影响。选取的工况为地热流体温度变化范围为120~220℃(参照中国青海省共和盆地的实际情况,增强型地热系统在其生命周期内的温度变化范围为165~180℃,本文的温度范围有所扩大),干燥范围为0~0.9。

由于普通热电联产电厂的产热远远大于输出功率,但电相对于热的值更高。在未来,供热也将由电力驱动,如大量使用热泵。能源系统的发展越来越依赖于电网,如何提高热电联产电厂的电力份额是一个严峻的问题。另外,通过上节的对比分

析可知,不同系统之间的发电量差异要远远大于供热功率的差异。因此,提高系统的发电性能是下面几节的重点。

4.2.1 地热源温度的影响

当干度固定为 0.1 时,随着地热流体温度的逐渐升高,通过模拟得到各地热流体温度对应的最佳工作点,如图 10 所示。首先,由图 10(a)可以看出,单闪蒸热电联产系统的最佳闪蒸温度随着地热流体温度的增加而增加。由于最佳闪蒸温度总是低于地热流体温度,因此分离器需要闪蒸工艺。由图 10(b)可以看出,在双闪蒸热电联产系统中,当地热流体温度 $\leq 140^{\circ}\text{C}$ 时,第一级最佳闪蒸温度与地热流体温度相等。当地热流体温度 $> 140^{\circ}\text{C}$ 时,第一级最佳闪蒸温度小于地热流体温度。因此,二次分离器的压力需要调节在地热流体温度 $> 140^{\circ}\text{C}$ 。同时,最佳第二级闪蒸温度与第一级闪蒸温度具有相同的变化趋势。由图 10(c)可以明显看出,当地热流体温度 $\leq 150^{\circ}\text{C}$ 时,单闪蒸有机朗肯循环热电联产第一阶段闪蒸温度与地热流体温度相等。然而,当地热流体温度 $> 150^{\circ}\text{C}$ 时。在这个范围内,地热流体需要在分离器中减压。双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统,如图 10(d)所示,边界温度变为 160°C 。第一级闪蒸温度每升高 10°C ,第二级闪蒸温度升高 5°C ,蒸发温度升高 3°C 。分析结果表明:当蒸汽分离分级时,对于双闪蒸热电联产系统,地热流体温度 $\leq 140^{\circ}\text{C}$ 时,第 2 段闪蒸对系统发电性能的改善起主导作用,而地热流体温度为 $> 140^{\circ}\text{C}$ 时,第 1 段闪蒸对系统发电性能的改善起主导作用。此外,单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统和双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统,边界温度分别为 150°C 和 160°C 。

不同地热流体温度下各系统最佳工作点对应的发电效率和整体热电联产效率分别如图 11 和表 3 所示。可以看出,随着地热流体温度的升高,这两个参数逐渐升高。显然,在发电性能方面单闪蒸热电联产系统的发电效率最低,而双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统的发电效率最高。对于双闪蒸热电联产系统和单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统,总体而言,双闪蒸热电联产系统的发电性能优于单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统。但随着地热流体温度的升高,单闪蒸有机朗肯循环

热电联产系统的增长速率高于双闪蒸热电联产系统。另一方面,如表 2 所示,系统间的整体热电联产效率差距在 0.5%左右,可以忽略不计。由此可

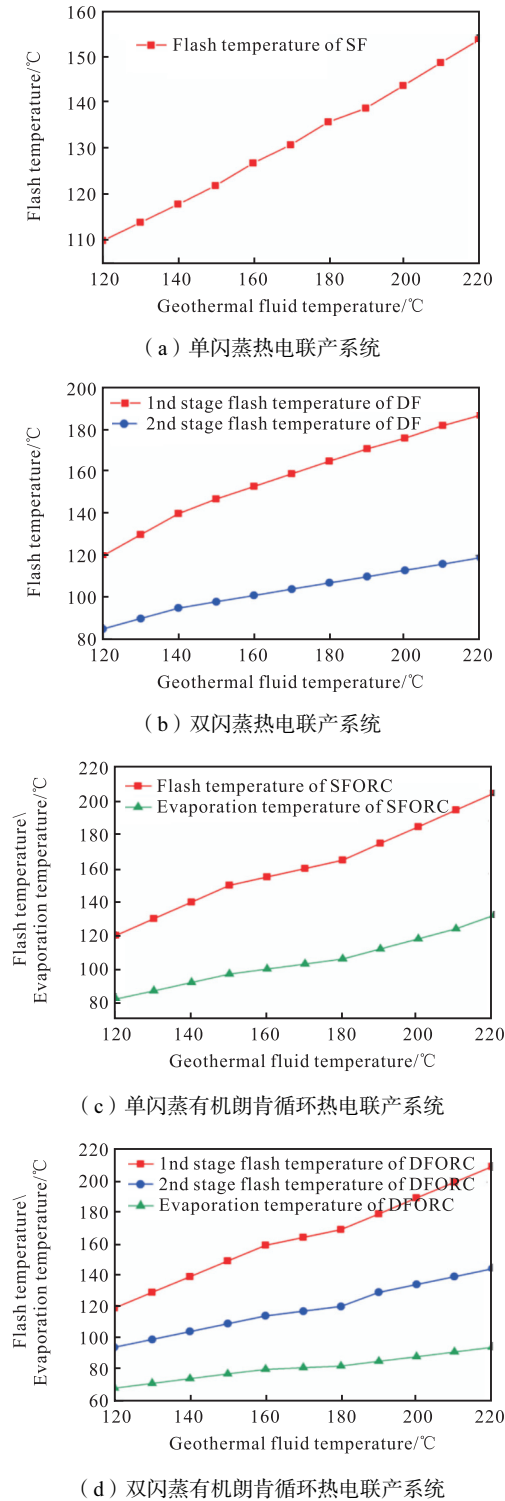


图 10 四种系统最佳闪蒸温度和蒸发温度随地热流体温度的变化

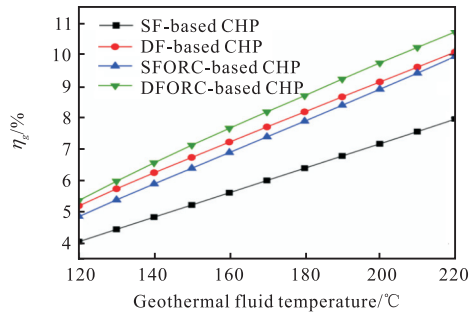


图 11 四种系统最优发电效率随地热流体温度的变化规律

表 2 不同系统随地热流体温度变化的热电联产效率值

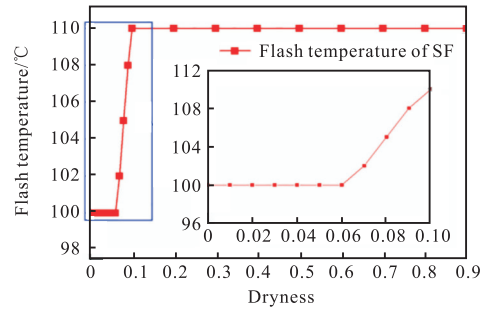
Geothermal fluid temperature/°C	SF-based CHP	DF-based CHP	SFORC-based CHP	DFORC-based CHP
120	74.57	74.16	74.46	74.23
130	75.22	75.16	75.42	75.20
140	76.40	76.05	76.27	76.07
150	77.19	76.84	77.01	76.87
160	77.90	77.52	77.68	77.58
170	78.57	78.15	78.28	78.24
180	79.17	78.74	78.83	78.83
190	79.74	79.47	79.30	79.39
200	80.25	79.97	79.70	79.89
210	80.73	80.42	80.04	80.35
220	81.19	80.83	80.33	80.78

以得出,不同系统在改变地热流体温度时的差异主要体现在发电性能上,尤其是在最佳运行条件的选择方面。

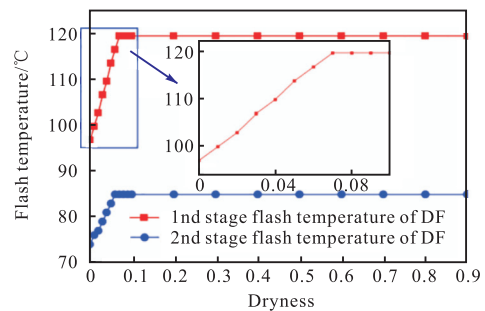
4.2.2 地源干度的影响

设置地热流体温度为 120℃ 时,考虑最佳闪蒸温度和蒸发温度随地热流体干度的变化,如图 12 所示。一般来说,当地热流体干度在 0.1~0.9 范围内时,四个系统的最佳运行条件不会发生变化。此外,除单闪蒸热电联产系统外,其他三个系统不需要在分离器中添加减压阀来调节第一闪蒸温度。而地热流体干度由 0 上升到 0.1 的过程如图 12 所示。可以看出,当干度<0.06 时,系统的最佳闪蒸温度固定在 100℃。当干度为 0.06~0.1 时,最佳闪蒸温度逐渐升高至 110℃。在图 12(b)、(c)、(d)所示的其他 3 个系统中,当干度为 0~0.1 时,最佳闪蒸温度总体呈上升趋势。由此可知,当地热流体为纯液体或含有少量蒸汽时,一级分离器必须通过泄压装置增加蒸汽质量流量,以获得较大的发电量。第一级闪蒸分离后,流体

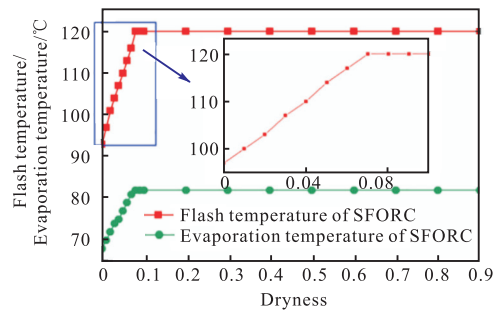
的蒸汽含量迅速下降,第二级闪蒸必须进行降压处理,与第一级闪蒸温度变化趋势相同。



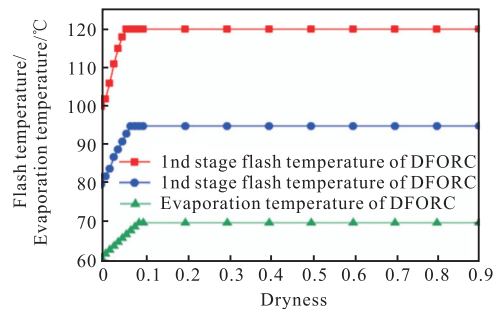
(a) 单闪蒸热电联产系统



(b) 双闪蒸热电联产系统



(c) 单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统



(d) 双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统

图 12 四种系统最佳闪蒸温度和蒸发温度随地热流体干度的变化

图 13 和表 3 分别表示了 4 个系统的发电效率和整体热电联产效率随地热流体干燥程度的变

化。综上所述,随着地热流体的干燥,各系统的发电效率呈逐渐上升的趋势,由此可以得出蒸汽含量的多少决定了系统的发电能力。在 0~0.1 的干燥范围内,系统发电性能增长最快。而在 0.1~0.9 的干燥范围内,系统发电性能的上升速率逐渐减慢。通过对比四个系统的发电性能可以看出,双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统的发电效率在初期略高于其他三个系统,而双闪蒸热电联产系统的发电效率紧随其后。但随着地热流体干度的增加,四个系统之间的差异越来越小,尤其是双闪蒸热电联产系统的发电效率逐渐接近双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统。在此过程中,四个系统的发电效率分别提高 84.73%、75.90%、78.62%和 75.12%。显然,地热流体的干度对只使用闪蒸循

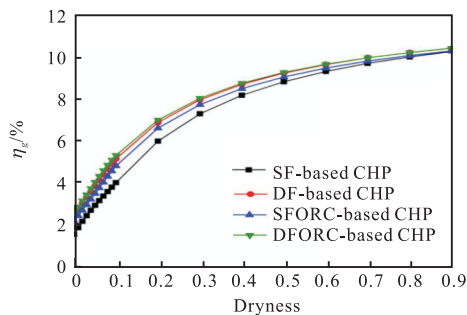


图 13 四种系统最优发电效率随地热流体干度的变化

表 3 不同系统热电联产效率值随热干度的变化

Dryness	SF-based CHP	DF-based CHP	SFORC- based CHP	DFORC- based CHP
0	66.81	66.14	66.48	66.23
0.01	67.85	67.27	67.61	67.34
0.02	68.81	68.28	68.64	68.36
0.03	69.70	69.24	69.58	69.32
0.04	70.52	70.12	70.45	70.19
0.05	71.28	70.94	71.25	71.00
0.06	71.99	71.71	72.00	71.75
0.07	72.69	72.38	72.69	72.45
0.08	73.37	73.02	73.34	73.08
0.09	74.00	73.61	73.92	73.67
0.1	74.57	74.16	74.46	74.23
0.2	78.70	78.30	78.50	78.35
0.3	81.15	80.87	81.01	80.90
0.4	82.83	82.62	82.73	82.65
0.5	84.04	83.89	83.97	83.91
0.6	84.96	84.86	84.91	84.87
0.7	85.69	85.62	85.65	85.62
0.8	86.27	86.23	86.25	86.23
0.9	86.75	86.73	86.74	86.73

环的系统影响更大。此外,当干度从 0 变化到 0.9 时,四种系统的热电联产效率分别提高了 22.99%、23.74%、23.36%、23.64%。结果表明,地热流体干燥程度对发电性能的影响远大于对热电联产效率的影响。通过系统间热电联产效率的比较,可以发现差距小于 1%,几乎可以忽略。

4.2.3 地热温度与干度耦合分析

由于生产井出口地热流体的温度和干度不能作为一个固定值来处理,因此需要将这两个变量耦合起来,分析不同地热流体下最适合的系统及其对应的操作条件。研究结论可为增强型地热系统装置提供有价值的信息。

对比分析同时改变地热流体的温度和干度时四个系统的最优发电效率,可以发现单闪蒸热电联产系统的发电性能比其他三个系统低约 20%,其发电性能并不理想。与其他三个系统相比,双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统优于其他两个系统。此外,双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统在不同地热流体温度和干燥耦合下的最优发电效率及对应的最优运行条件如表 4 所示。

4.3 实际应用分析与讨论

本部分主要讨论了中国青海共和盆地实际增强型地热系统工程中有机朗肯循环的技术经济性能评价、系统配置的选择和工质的选择。据了解,当地生产井出口地热液温度为 180℃,干度为 0。

4.3.1 技术经济性能和采暖能力

技术经济绩效是筛选系统的一个重要指标。在热力学分析数据的基础上,选取均衡电价(LCOE)和投资回收期(PBP)两个参数,对四个系统在变地热流体条件下的技术经济性进行评价。对比实际增强型地热系统项目地热流体条件下四个系统的技术经济性能,如图 14 所示。可以看出,LCOE 和 PBP 具有较好的一致性,其中双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统的 LCOE 和 PBP 最低,分别为 0.0831 \$/kWh 和 9.43 年;双闪蒸热电联产系统的技术经济水平紧随其后,LCOE 为 0.0832\$/kWh,PBP 为 9.42 年;单闪蒸有机朗肯循环热电联产系统的 LCOE 为 0.0908\$/kWh,PBP 为 10.29 年;单闪蒸热电联产系统的技术经济表现最差,LCOE 为 0.0985 \$/kWh,PBP 为 11.17 年。

表 4 双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统在地热流体温度-干燥耦合下运行条件选择与发电效率

Geothermal fluid temperature/℃	Variable parameter	Dryness									
		0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
120	t_{fl}	100	120	120	120	120	120	120	120	120	120
	t_{fl}	80	95	95	95	95	95	95	95	95	95
	t_p	61	70	70	70	70	70	70	70	70	70
	η_g	2.62	5.38	7.07	8.12	8.83	9.35	9.74	10.05	10.30	10.51
130	t_{fl}	105	130	130	130	130	130	130	130	130	130
	t_{fl}	85	100	100	100	100	100	100	100	100	100
	t_p	64	72	72	72	72	72	72	72	72	72
	η_g	3.17	5.99	7.81	8.97	9.78	10.36	10.82	11.17	11.46	11.70
140	t_{fl}	115	140	140	140	140	140	140	140	140	140
	t_{fl}	90	105	105	105	105	105	105	105	105	105
	t_p	66	75	75	75	75	75	75	75	75	75
	η_g	3.75	6.58	8.51	9.76	10.65	11.31	11.81	12.22	12.54	12.82
150	t_{fl}	125	150	150	150	150	150	150	150	150	150
	t_{fl}	95	110	110	110	110	110	110	110	110	110
	t_p	69	78	78	78	78	78	78	78	78	78
	η_g	4.33	7.13	9.15	10.50	11.46	12.18	12.74	13.19	13.56	13.86
160	t_{fl}	130	160	160	160	160	160	160	160	160	160
	t_{fl}	100	115	115	115	115	115	115	115	115	115
	t_p	71	81	81	81	81	81	81	81	81	81
	η_g	4.92	7.67	9.76	11.19	12.22	13.00	13.61	14.10	14.51	14.85
170	t_{fl}	135	170	170	170	170	170	170	170	170	170
	t_{fl}	105	118	118	118	118	118	118	118	118	118
	t_p	74	82	82	82	82	82	82	82	82	82
	η_g	5.51	8.19	10.21	11.61	12.64	13.43	14.05	14.56	14.98	15.32
180	t_{fl}	145	170	170	170	170	170	170	170	170	170
	t_{fl}	110	121	121	121	121	121	121	121	121	121
	t_p	76	82	82	82	82	82	82	82	82	82
	η_g	6.10	8.69	10.65	12.04	13.06	13.86	14.49	15.00	15.43	15.79
190	t_{fl}	150	180	180	180	180	180	180	180	180	180
	t_{fl}	115	130	130	130	130	130	130	130	130	130
	t_p	82	86	86	86	86	86	86	86	86	86
	η_g	6.68	9.23	11.23	12.66	13.73	14.57	15.24	15.79	16.25	16.64
200	t_{fl}	155	190	190	190	190	190	190	190	190	190
	t_{fl}	120	135	135	135	135	135	135	135	135	135
	t_p	81	89	89	89	89	89	89	89	89	89
	η_g	7.26	9.75	11.77	13.24	14.36	15.24	15.96	16.55	17.04	17.46
210	t_{fl}	160	200	200	200	200	200	200	200	200	200
	t_{fl}	125	140	140	140	140	140	140	140	140	140
	t_p	83	92	92	92	92	92	92	92	92	92
	η_g	7.83	10.24	12.28	13.79	14.95	15.87	16.63	17.25	17.77	18.22
220	t_{fl}	165	210	210	210	210	210	210	210	210	210
	t_{fl}	130	145	145	145	145	145	145	145	145	145
	t_p	87	95	95	95	95	95	95	95	95	95
	η_g	8.40	10.73	12.77	14.31	15.51	16.46	17.25	17.91	18.46	18.94

可以得出如下结论：首先，单闪蒸热电联产系统虽然结构简单，成本低，但由于其发电效率远低于其他系统，其技术经济性能在所有系统中是最差的，因此不推荐使用。其次，虽然单闪蒸有机朗

肯循环热电联产系统在结构上比基于单闪蒸热电联产系统多一个 ORC 子系统，成本相对较高，但其发电性能优于单闪蒸热电联产系统，因此其整体技术经济性能略优于单闪蒸热电联产系统。最

后,双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统的发电效率结构最复杂,但发电性能最优。因此,它的 LCOE 和 PBP 略低于双闪蒸热电联产系统。总体而言,双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统的技术经济性能最好。

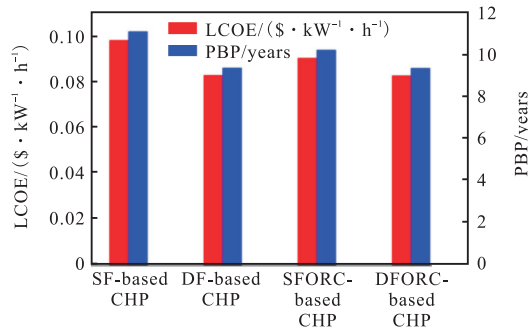


图 14 地热流体温度为 180℃、干度为 0 时,四种不同热电联产系统的均衡电价和投资回收期比较

表 5 列出了实际增强型地热系统项目中四个系统的热电联产效益。可以看出,净输出功率比与热效率成反比,而通过增加加热部分对地热流体的梯级利用,要比单纯发电效率高得多,不仅可以为干热岩石丰富地区供电,还可以为周边住宅建筑提供冬季供暖。以每平方米住宅的采暖功率为 120W/m²,可以计算出不同系统热电联产时的采暖面积。

表 5 四个热电联产系统的热力学参数(地热流体温度为 180℃,干度为 0)其中, $S_{heating}$ 代表加热面积

System types	Thermodynamic parameters				
	W_{net}/kW	$\eta_g/\%$	W_{th}/kW	$\eta_{CHP}/\%$	$S_{heating}/m^2$
SF-based CHP	1529	4.451	24409	75.52	203408
DF-based CHP	1979	5.762	23846	75.19	198716
SFORC-based CHP	1857	5.406	24046	75.42	200383
DFORC-based CHP	2094	6.098	23763	75.28	198025

4.3.2 实际应用中工质的选择

从以上分析可以看出,在实际应用中,双闪蒸朗肯循环热电联产系统无论是发电性能还是技术经济性能都是推荐使用的。因此,对双闪蒸朗肯循环热电联产系统中朗肯循环的工质选择进行了探讨。综合考虑工作液体的临界温度、临界压力和环境效益,选择了十种工作流体,其性质如表 6 所示。

由表 7 可以看出,通过对比发现,双闪蒸朗肯循环热电联产系统的发电性能中,工质之间的差值小于 0.3%,且采用正辛烷的系统发电性能最

高,发电效率为 6.105%,净输出功率为 2097 kW。工作流体的技术经济性能差小于 1.6%,使用工作流体正癸烷的系统技术经济性能最高,PBP 为 9.367 年,LCOE 为 0.08268 美元/kWh。

表 6 所选工作流体的热物性和环境性能

Working fluids	Thermodynamic and economic parameters					
	W_{net}/kW	$\eta_g/\%$	W_{th}/kW	$\eta_{CHP}/\%$	LCOE/(\$·kW⁻¹·h⁻¹)	PBP/years
Cyclohexane	2095	6.100	23764	75.29	0.08289	9.391
n-Butane	2093	6.093	23763	75.38	0.08368	9.480
n-Decane	2097	6.104	23761	75.29	0.08268	9.367
n-Heptane	2097	6.104	23761	75.29	0.08276	9.376
n-Nonane	2095	6.099	23762	75.28	0.08273	9.372
n-Octane	2097	6.105	23761	75.29	0.08269	9.369
R600	2093	6.093	23763	75.28	0.08368	9.480
R600a	2091	6.087	23763	75.27	0.08404	9.521
R601	2094	6.098	23763	75.28	0.08314	9.420
R601a	2096	6.102	23761	75.28	0.08318	9.423

表 7 不同工质对双闪蒸朗肯循环热电联产系统热力学和经济性能的影响

Working fluids	Thermodynamic and economic parameters					
	W_{net}/kW	$\eta_g/\%$	W_{th}/kW	$\eta_{CHP}/\%$	LCOE/(\$·kW⁻¹·h⁻¹)	PBP/years
Cyclohexane	2095	6.100	23764	75.29	0.08289	9.391
n-Butane	2093	6.093	23763	75.38	0.08368	9.480
n-Decane	2097	6.104	23761	75.29	0.08268	9.367
n-Heptane	2097	6.104	23761	75.29	0.08276	9.376
n-Nonane	2095	6.099	23762	75.28	0.08273	9.372
n-Octane	2097	6.105	23761	75.29	0.08269	9.369
R600	2093	6.093	23763	75.28	0.08368	9.480
R600a	2091	6.087	23763	75.27	0.08404	9.521
R601	2094	6.098	23763	75.28	0.08314	9.420
R601a	2096	6.102	23761	75.28	0.08318	9.423

5 结 论

对四种增强型地热系统进行了综合技术经济评价,并对不同条件下的系统性能进行了优化比较。本研究得出的具体结论如下:

(1) 与单机发电系统相比,热电联产可使地热资源的利用率提高 50%以上,因此热电联产系统对干热岩石更加高效、适宜。

(2) 最佳的操作参数取决于地热流体条件,特别是干度。最佳闪蒸温度和蒸发温度随地热流体温度的升高而逐渐升高。而地热流体干度在 0.1 以上时,闪蒸温度和蒸发温度基本相同。

(3) 当地热流体温度为 120 ~ 220℃、干度为 0 ~ 0.9℃时,双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统具

有较高的发电性能。

(4) 双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统在增强型地热系统的实际应用中,技术经济效益良好,均一电价为 0.0831 美元/kWh,回收期为 9.43 年。

(5) 在实际应用中,以正辛烷为工质的双闪蒸有机朗肯循环热电联产系统的发电性能最优,而以正癸烷为工质的热电联产系统的技术经济性能最优。

致谢

作者在此感谢国家重点研发计划项目(批准号:2018YFB1501805 和 2018YFB1501801),建筑安全与建筑环境国家重点实验室和建筑技术国家工程研究中心开放基金(批准号:2018YFB1501801;BSBE2018-06)的支持。

参考文献略

我国第一口深度 5000 米深层地热资源的科学探井在海口开钻

袁玉龙, 纪 聪, 尹建军

(新海南客户端、南海网)

2023 年 8 月 31 日,由中国石化承担的国家重点研发计划“深层地热资源探测评价关键技术研究”配套工程--琼北深层地热(干热岩)-福深热 1 科学探井在海口开钻。该井钻探设计井深 5000 米,是我国目前最深的地热探井,将引领我国深层地热资源勘探开发技术走向国际前列。

地热能,指赋存于地球内部岩土体、流体和岩浆体中且能够被人类开发和利用的热能,是一种储量丰富、分布较广、稳定可靠的可再生能源。

海南福深热 1 井是国家重点研发计划《深层地热资源探测评价关键技术研究》配套工程,钻探深度 5000 米,预计井底温度达 180 摄氏度以上,是我国第一口深层地热资源的科学探井。针对高温、高硬、复杂地质条件等情况,中国石化采用国内先进环保的钻井设备开展工作,确保钻井过程中不产生噪音、岩屑等污染。

过去,我国地热资源开发利用多以浅层为主。此次开钻的福深热 1 科学探井,是我国第一口深度达 5000 米的深层高温地热探井,预测井底温度超过 180℃,在国际上也处于领先水平。海南地理位置优越,资源潜力巨大,该项目的实施将有助于

探明海南地热资源潜力,摸清家底,为海南能源结构转型和清洁能源岛建设发挥重要作用,进一步提升海南省地热资源勘查和开发水平,也将引领我国深层地热资源勘探开发技术走向国际前列。



琼北深层地热(干热岩)福深热 1 井在海口开钻现场图。

“根据初步探测评价,目前琼北地区干热岩资源量折合标煤约 386 亿吨,按资源利用率 5%~8%计算,可利用量约达 20 亿吨标煤,总发电量预计可达 6 至 7 万亿度。”海南省自然资源和规划厅总工程师陈胜红表示,加快推动地热资源的开发利用,对于海南能源结构优化调整,建设国家生态文明试验区和清洁能源岛具有重要意义。