



کنگره علوم و مهندسی آب و فاضلاب ایران
دانشگاه تهران، تهران
۲۶ و ۲۷ بهمن ماه ۱۳۹۵



12290-NWWCE

بهینه سازی تولید آب شیرین و توان به صورت تولید هم زمان

فرشید پرهیزکار^۱، امید پور علی^۲

۱- دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی

۲- دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی

Farshid.parhizgar70@gmail.com

خلاصه

در سال های اخیر با توجه به برداشت های بیش از حد از منابع طبیعی آب شیرین و افزایش روز افزون مصرف آب شیرین، روش های مختلف و جدید شیرین سازی آب بسیار مورد توجه قرار گرفته است. از این رو برای تولید آب شیرین شرب و یا مصرفی واحدهای فرآیندی و صنعتی می توان از شیرین سازی آب شور دریا بهره برد. در نیروگاه های حرارتی مجاور دریاها دبی آب خنک کن سیکل مقدار قابل ملاحظه ای می باشد و این آب پس از انجام خنک کن، با دمای بالا مجدداً به دریا بازگردانده می شود که مسائل زیست محیطی بسیاری را به وجود می آورد. با بهره گیری از علم تولید هم زمان می توان ضمن تولید توان، آب شیرین نیز تولید نمود و اثرات مخرب زیست محیطی سیستم های خنک کاری را به حداقل ممکن رساند. در این مقاله تولید هم زمان توان و آب شیرین با استفاده از توربین Extraction و یافتن حالت بهینه در نیروگاه های حرارتی بررسی شده و بر اساس محاسبات صورت گرفته در دبی های کمتر از ۶۰۰۰ مترمکعب بر ساعت تولید آب شیرین استفاده هم زمان از آب شیرین کن های اسمز معکوس و حرارتی مناسب بوده و در دبی های بیشتر از ۶۰۰۰ مترمکعب بر ساعت استفاده از آب شیرین کن های حرارتی به تنهایی توجیه اقتصادی دارد.

کلمات کلیدی: تولید هم زمان آب و توان، شیرین سازی آب، بهینه سازی، الگوریتم ژنتیک

۱. مقدمه

اکثر کشورهای خشک و نیمه خشک با مشکلات کمبود آب مواجه هستند، در نتیجه این کشورها درصدد تأمین آب شرب و مصرفی از طریق شیرین سازی منابع آب شور هستند. یکی از مهم ترین صنایع مصرف کننده آب و انرژی نیروگاه های حرارتی می باشد که با استفاده از حرارت اتلافی نیروگاه ها می توان هزینه تولید آب شیرین با استفاده از سیستم های آب شیرین کن MSF (Multi Stage Flashing) و RO (Reverse Osmosis) تا حد قابل توجهی کاهش داد. در نیروگاه های حرارتی می توان به جای استفاده از توربین های Condensing از توربین های Extraction استفاده کرد تا در یک دما و فشار خاص بخار با کیفیت مورد نظر از توربین دریافت شده و برای تولید هم زمان توان و آب به کار گرفته شود. با توجه به مزیت های تولید هم زمان پژوهش های مختلفی صورت گرفته است [1-2]. همچنین تحلیل اگرزری کوپل توربین گازی و مجموعه آب شیرین کن حرارتی در مقاله [3] بررسی گردیده است. در پژوهش های صورت گرفته مطالعات بسیار کمی در خصوص جنبه های اقتصادی و بهینه سازی تولید هم زمان توان و آب شیرین صورت گرفته است که به عنوان نمونه می توان به مقاله [4] اشاره کرد؛ بنابراین با مدل سازی تجهیزات نیروگاهی و آب شیرین کن های MSF و RO [5,6] و با استفاده از توابع اقتصادی [7,8] و بهره گیری از بهینه سازی به کمک الگوریتم ژنتیک [9] می توان بهترین میزان تولیدی توان و آب شیرین تولید شده دست یافت.

۲. مدل سازی سیستم

۲.۱. بویلر

بخار داغ تأمین شده برای توربین Extraction بوسیله بویلر تهیه شده و برای تولید هم زمان توان و آب شیرین مورد استفاده قرار می گیرد. مقدار حرارت مورد نیاز در بویلر با استفاده از رابطه های زیر به دست می آید [8]:

$$Q_{bo} = M_{s.bo}(h_{bo.out} - h_{bo.in}) \quad (1)$$

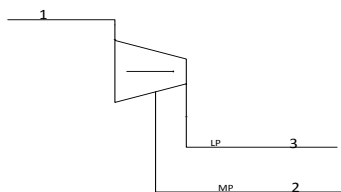
که Q_{bo} مقدار حرارت مورد نیاز بویلر، $M_{s.bo}$ دبی جرمی سیال داخل بویلر، $h_{bo.out}$ آنتالپی سیال خروجی از بویلر و $h_{bo.in}$ آنتالپی ورودی سیال می باشد.

$$M_{fuel} = \frac{Q_{bo}}{HHV \cdot \eta_{bo}} \quad (2)$$

که M_{fuel} مقدار سوخت مورد نیاز برای بویلر، HHV ارزش حرارتی سوخت و η_{bo} راندمان بویلر می باشد.

۲.۲. توربین بخار

در این مقاله از توربین Extraction به دلیل نیاز بخار در سطح فشار مشخص استفاده خواهد شد. توربین Extraction شامل بخار ورودی از بویلر و خروجی های Condensing و خروجی مورد نظر در فشار تعیین شده می باشد که با اعمال قوانین اول و دوم ترمودینامیک می توان دبی و توان قسمت های مختلف توربین را به صورت زیر محاسبه نمود [8]:



شکل ۱ - توربین Extraction

$$M_{s.bo} = M_{s.t} \quad (3)$$

$M_{s.t}$ دبی جرمی بخار ورودی به توربین می باشد.

$$M_{s.t} = M_{s.cond} + M_{s.ext} \quad (4)$$

$M_{s.co}$ دبی خروجی شماره ۳ و $M_{s.ex}$ دبی خروجی دوم (در شکل (۱)) است.

$$W_{tot} = W_{ext} + W_{cond} \quad (5)$$

W_{tot} مقدار کل کار تولید شده، W_{ext} مقدار کار تولیدی قسمت extraction و W_{cond} کار تولیدی قسمت condensing هستند

$$W_{ext} = M_{s.t}(h_1 - h_2) \quad (6)$$

h_1 آنتالپی جریان ورودی به توربین و h_2 آنتالپی جریان شماره ۲ در شکل (۱)

$$W_{cond} = M_{s.cond}(h_1 - h_3)$$

(7)

h_3 آنتالپی جریان شماره ۳ در شکل (۱)

۲.۲.۳ واحد آب شیرین کن

در این مقاله از آب شیرین کن های MSF و RO به صورت هم زمان استفاده شده است و یکی از اهداف دستیابی به بهترین نوع چینش این آب شیرین کن ها و بهینه ترین مقدار تولید توسط هر مجموعه آب شیرین کن می باشد.

$$M_d = M_{d.msf} + M_{d.ro}$$

(8)

M_d مقدار کلی آب شیرین تولید شده و $M_{d.msf}$ و $M_{d.ro}$ آب شیرین شده توسط آب شیرین کن های MSF و RO می باشد.

$$M_{bd} = M_{bd.msf} + M_{bd.ro}$$

(9)

M_{bd} کل آب شور خارج شده از سیستم های آب شیرین کن و $M_{bd.msf}$ و $M_{bd.ro}$ آب شور خارج شده از آب شیرین کن های MSF و RO است.

۲.۲.۳.۱ آب شیرین کن MSF

آب شیرین کن MSF که از نوع آب شیرین کن حرارتی می باشد که در این مقاله فرض شده است که این آب شیرین کن ۲۱ مرحله ای بوده و حرارت مورد نیاز برای شیرین سازی آب دریا از خروجی توربین تأمین می شود که با استفاده از قانون اول ترمودینامیک و موازنه جرم می توان به دبی و شوری آب خروجی و دیگر روابط (به صورت زیر) دست یافت. لازم به ذکر است شوری آب دریا با فرض ۳۶۰۰۰ ppm و شوری آب پساب بنا به قوانین WHO و به دلیل رعایت مسائل محیط زیستی ۷۰۰۰۰ ppm در نظر گرفته شده است.

$$M_d = \frac{M_f}{1 - (1 - y)}$$

(10)

M_f دبی جرمی آب شور ورودی به آب شیرین کن حرارتی و y ضریب وابسته به عوامل حرارتی آب شیرین کن حرارتی

$$y = \frac{C_p \Delta T_{msf}}{\lambda_{ave}}$$

(11)

C_p ظرفیت گرمایی آب شور دریا، ΔT_{msf} اختلاف دما در مراحل آب شیرین کن حرارتی، λ_{ave} گرمای نهان در دمای میانگین

$$M_{s.ex} = \frac{M_f C_p (T_{TBT} - T_0)}{h_{fg}}$$

(12)

T_{TBT} دمای آب خروجی از گرمکن آب شیرین کن حرارتی، T_0 دمای آب ورودی به گرمکن آب شیرین کن حرارتی و h_{fg} گرمای نهان بخار موجود در گرمکن آب شیرین کن حرارتی.

۲.۲.۳.۲ آب شیرین کن RO

آب شیرین کن RO به کمک پمپ های فشار بالا (که از توان الکتریکی تولیدی توسط توربین استفاده می کنند) عمل شیرین سازی آب دریا را انجام می دهند که با بهره گیری از روابط زیر می توان به دبی های مورد نظر دست یافت.

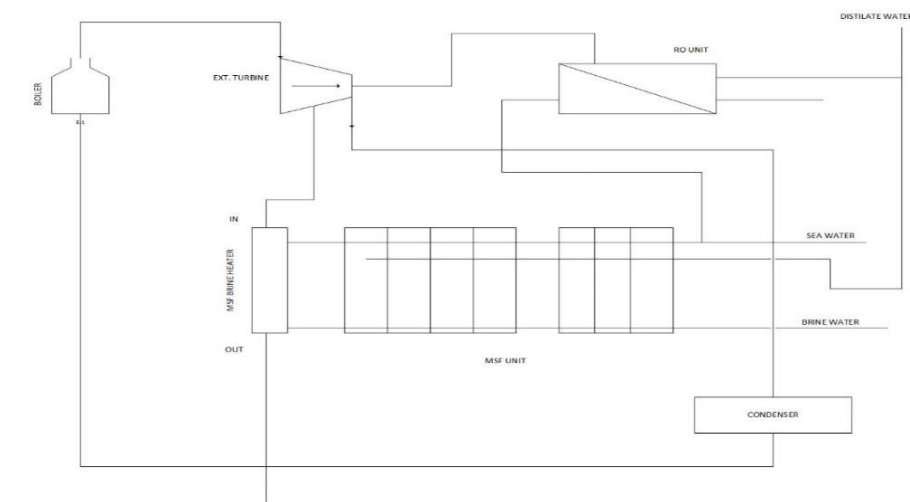
$$M_{sea.ro} = M_{d.ro} + M_{b.ro}$$

(13)

$M_{sea.ro}$ ورودی آب شور دریا به اسمز معکوس، $M_{d.ro}$ آب شیرین خروجی از اسمز معکوس و $M_{b.ro}$ آب شور خروجی از اسمز معکوس

۲.۴. مدل سازی ریاضی

- برای مدل سازی ترکیب نیروگاه حرارتی با مجموعه های آب شیرین کن (شکل (۲)) فرضیات زیر اعمال شده است:
- بویلر، توربین و آب شیرین کن MSF به صورت آدیاباتیک فرض شده و از اتلافات حرارتی در آنها صرف نظر شده است
 - تولید هم زمان برای آب شیرین و توان به صورت مقدار ثابت فرض شده است
 - سیال داخل مجموعه بویلر و توربین آب در نظر گرفته شده است
 - محصول آب شیرین کن MSF بدون نمک فرض شده است
 - مقدار شوری سبب خروجی MSF و RO (به دلیل مسائل محیط زیستی و قوانین سازمان بهداشت جهانی WHO) 70000 ppm در نظر گرفته شده است.



شکل ۲ - ترکیب مجموعه نیروگاهی با مجموعه های آب شیرین کن

۳. مدل سازی اقتصادی

قیمت محاسبه شده برای این سیستم شامل قیمت های اولیه خرید تجهیزات و قیمت های کارکردی سالانه، که با استفاده از روابط تبدیل قیمت های اولیه تجهیزات (با در نظر گرفتن عمر مفید ۲۰ ساله ی تجهیزات) به قیمت سالیانه تبدیل می شوند.

جدول ۱- توابع هم سطح سازی اقتصادی

توضیح	تابع
ل نرخ اسمی سود بانکی	$i = \frac{j - f}{1 + f}$
f تورم سالیانه	
C_{acap} هزینه هم سطح شده اولیه سالیانه	$C_{acap} = C_{cap} \cdot \frac{i \cdot (1 + i)^{Y_{proj}}}{(1 + i)^{Y_{proj}} - 1}$
Y_{proj} عمر مفید تجهیزات	

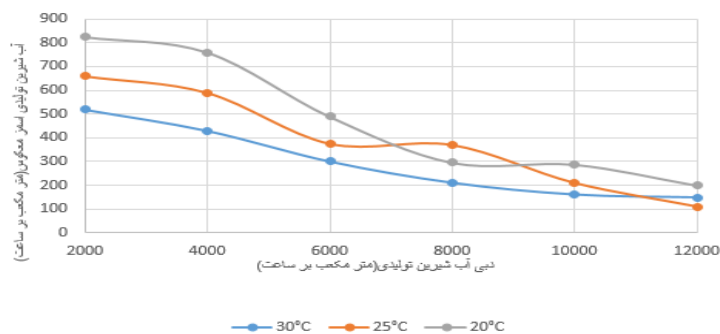
C_{cap} قیمت تجهیزات در لحظه خرید و سال اول

۵. نتایج

همان طور که در جداول و نمودارها مشاهده میشود می توان با استفاده از انرژی هدر رفتی نیروگاهها و اعمال تغییراتی کوچک راندمان نیروگاه را افزایش و استفاده بهینه تری از حرارت نمود. همان طور که در بالا ذکر شد با استفاده از توربین extraction می توان حرارت اولیه آب شیرین کن MSF را تأمین و از طرفی با استفاده از برق تولیدی نیروی لازم برای تولید آب شیرین را به وسیله آب شیرین RO مهیا نمود. با انجام آنالیزهای اقتصادی و با استفاده از علم تولید هم زمان و بهینه سازی به روش ژنتیک می توان بهینه ترین مقدار تولید آب توسط هر کدام از این مجموعه های آب شیرین کن را تعیین نمود. همان طور که مشاهده میشود در جدول (۴) مقادیر مختلفی برای تولید آب در نظر گرفته شده است که برای هر کدام از حالات مقدار تولید بهینه توسط هر کدام از مجموعه های آب شیرین کن نمایش داده شده است. در شکل (۳) بعد از بهینه سازی های انجام شده مقدار بهینه تولید توسط آب شیرین کن RO و بنابراین مابقی آب شیرین مورد نیاز را مجموعه آب شیرین کن MSF تولید خواهد کرد. در شکل (۴) منحنی بهینه ترین قیمت کل تولیدی برای هر مقدار آب شیرین مورد نیاز آورده شده است و در آخر در شکل (۵) منحنی مقدار بهینه سوخت مصرفی برای هر مقدار آب شیرین مورد نیاز آورده شده است.

جدول ۴- مقادیر بدست آمده بهینه سازی شده

آب تولیدی				
m^3/hr کل آب تولیدی	۲۰۰۰	۴۰۰۰	۶۰۰۰	۱۲۰۰۰
m^3/hr مقدار تولیدی MSF	۹۰۰	۳۰۰۰	۵۳۰۰	۱۱۶۰۰
m^3/hr مقدار تولیدی RO	۱۱۰۰	۱۰۰۰	۷۰۰	۴۰۰
dol/m^3 قیمت آب شیرین تولیدی	۳,۵	۳,۷	۳,۳	۲,۷
kg/sec مقدار سوخت بویلر	۳۳	۱۱۱	۱۹۶	۴۲۹
حالت کارکردی	RO+MSF	RO+MSF	MSF	MSF

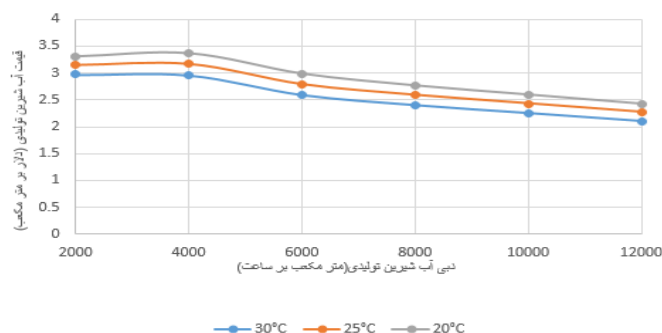


شکل ۳- منحنی مقدار بهینه تولید بهینه آب شیرین کن RO

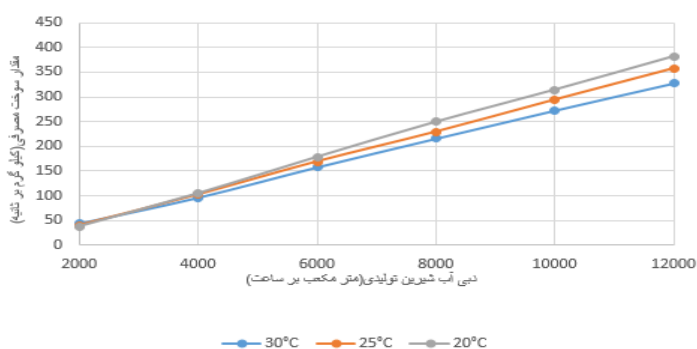
کنگره علوم و مهندسی آب و فاضلاب ایران

دانشگاه تهران، تهران

۲۶ و ۲۷ بهمن‌ماه ۱۳۹۵



شکل ۴ - منحنی قیمت بهینه تولید آب شیرین به روش تولید همزمان



شکل ۵ - منحنی مقدار بهینه سوخت مصرفی برای تولید آب شیرین

۶. جمع‌بندی

استفاده بهینه از حرارت تولیدی به منظور تولید توان و آب شیرین بسیار مهم می‌باشد. همان‌طور که گفت شد در این مقاله با استفاده از توربین extraction E استفاده بهینه از حرارت انجام شده است. همان‌طور که در شکل (۳) مشاهده می‌شود در مقدارهای کم تر از ۶۰۰۰ مترمکعب بر ساعت مجموعه‌های MSF و RO به صورت موازی کار کرده و هرچه مقدار آب شیرین به مقادیر کم تر میل داده می‌شود مجموعه آب شیرین کن RO برای تولید آب شیرین اقتصادی تر می‌باشد و همان‌گونه که مشخص است از مقادیر بیشتر از ۶۰۰۰ مترمکعب بر ساعت مجموعه آب شیرین کن MSF برای تولید آب شیرین اقتصادی تر می‌باشد. هرچه مقدار نیاز تولید آب شیرین بیشتر شود هزینه اولیه بیشتر مورد نیاز است ولی در عوض هزینه تمام شده در ازای هر مترمکعب آب شیرین کم تر می‌شود. همان‌طور که مشخص می‌باشد در دمای ۲۰ درجه سانتی گراد آب شیرین کن اسمز معکوس بیشترین سهم تولید آب شیرین را تا ۷۰۰۰ مترمکعب بر ساعت را دارد زیرا برای تبدیل آب شور ۲۰ درجه سانتی گراد به آب شیرین توسط آب شیرین کن حرارتی می‌بایست سوخت بیشتری نسبت به آب شور ۲۵ و ۳۰ درجه سانتی گراد مصرف شود. قیمت اولیه آب شیرین کن حرارتی با توجه به دمای ورودی آب شور و تعداد مراحل متغیر می‌باشد و تقریباً در این مقاله بعد از مقدار آب شیرین تولیدی ۷۰۰۰ مترمکعب بر ساعت بسیار افزایشی می‌باشد از این رو همان‌طور که مشاهده می‌شود با افزایش قیمت آب تولیدی توسط آب شیرین کن حرارتی در محدوده تولید ۷۰۰۰ مترمکعب بر ساعت تولید آب شیرین توسط آب شیرین کن اسمز معکوس افزایش پیدا کرده است. بعد از نیاز ۷۰۰۰ مترمکعب بر ساعت قیمت تمام شده توسط آب شیرین کن RO بسیار افزایش می‌یابد که با این افزایش قیمت تولید آب شیرین توسط آب شیرین کن MSF اقتصادی تر می‌باشد که این افزایش قیمت را در شکل (۴) می‌توان مشاهده نمود. با توجه به نمودار (۵) تولید آب شیرین کمتر از مقدار ۵۰۰۰ مترمکعب بر ساعت توجیه اقتصادی نخواهد داشت زیرا همان‌طور که مشاهده می‌شود هزینه تمام شده ۵۰۰۰ مترمکعب بر ساعت آب شیرین برابر با هزینه تمام شده تولید ۲۰۰۰ مترمکعب بر ساعت آب شیرین می‌باشد. همین‌طور در نمودار (۶) مقدار بهینه مصرف سوخت مورد نیاز برای تولید توان و آب شیرین آورده شده است، مشاهده می‌شود در هدف‌های اولیه تولید آب شیرین مانند ۲۰۰۰ مترمکعب بر ساعت مقدار سوخت مصرفی در دمای آب شور ۲۰ درجه سانتی گراد از بقیه حالات کمتر و سپس با افزایش نیاز آب شیرین این



کنگره علوم و مهندسی آب و فاضلاب ایران
دانشگاه تهران، تهران
۲۶ و ۲۷ بهمن ماه ۱۳۹۵



مصرف سوخت افزایش پیدا می کند دلیل این اتفاق همان طور که در بالا ذکر شد در دبی های کمتر سهم تولید آب شیرین توسط آب شیرین کن اسمز معکوس بیشتر بوده و به این دلیل مصرف سوخت کمتری برای شیرین سازی آب مصرف میشود.

۷. مراجع

1. M.A.K. Al-Sofi, A.M. Hassan, E.F. El-Sayed, Integrated and non-integrated power/MSF/RO plants, Desalin. Water Reuse 3 (1992) 10–16.
2. L. Awerbuch, Power–desalination and the importance of hybrid ideas, IDA World Congress, Madrid, 1997.
3. E. Cardona, A. Piacentino, Optimal design of cogeneration plants for seawater desalination, Desalination 166 (2004) 411–426.
4. Wu Lianying., Hu Yangdong, Gao Congjie., (2013). Optimum design of cogeneration for power and desalination to satisfy the demand of water and power. Journal of desalination. Pp.111-117
۵. علی کربلایی اکبری، مسعود قلی نژاد، امید پور علی، مجید عمیدپور.س. (۱۳۹۴)، بهینه سازی دو هدفه بازیافت حرارت و تولید آب شیرین از سیستم آب خنک کن یکبار گذر. مجله علمی و پژوهشی شریف (مهندسی مکانیک)
6. Hisham T.El-Dessouky and Hisham M.Ettouney (2002).fundamentals of salt water desalination.departmant of chemical engineering college of engineering and petroleum Kuwait university
7. Hamed Akbarpour Reyhani, Mousa Meratizaman, Armin Ebrahimi, Omid Pourali, Majid Amidpour.thermodynamic and economic optimization of SOFC-GT and its cogeneration opportunities using generated sungas from heavy fuel oil gasification.(2016).journal of Energy. Pp.141-164
8. Warren D.Seider, J.D. Seader, Daniel R Lewin. Product and process design principles department of chemical and Biomolecular. engineering university of Pennsylvania
9. Ulrich Bodenhofer.(2003/2004). Genetic Algorithms: Theory and Applications.1-126