نشریه علمی‌پژوهشی مهندسی و مدیریت انرژی
سال سوم، شمارهٔ دوم/ تابستان ۱۳۹۲/ صفحه ۳۶ـ۴۳

تحلیل ترمواکونومیک تولید هم‌زمان آب و توان از طریق نمک‌زدایی حرارتی در کنار چرخهٔ ترکیبی پس‌فشاری

علی جعفریان دهکردی[۱*]، سعید عظیمی باویل علیایی[۲]، مجتبی بهره‌مندجوی[۳]

[۱] استادیار دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، ایران
jafarian@modares.ac.ir
[۲] دانشجوی کارشناسی‌ارشد تبدیل انرژی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، ایران
s.azimibavil@modares.ac.ir
[۳] دانشجوی کارشناسی‌ارشد تبدیل انرژی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، ایران
m.bahremandjouy@modares.ac.ir

دریافت مقاله: ۹۲/۷/۱۴ اصلاح مقاله: ۹۲/۷/۲۷
پذیرش مقاله: ۹۲/۸/۱۰

چکیده: مقالهٔ حاضر، مدل جامعی را برای شبیه‌سازی فرآیند تولید هم‌زمان آب‌شیرین و توان بر پایهٔ نمک‌زدایی حرارتی بررسی می‌کند. در بخش اول، به‌منظور راست‌آزمایی عملکرد مدل ارائه‌شده، نیروگاه تولید هم‌زمان الطویلای امارات به کمک ترموفلکس ۱۹، شبیه‌سازی ترمودینامیکی شده و با شرایط واقعیِ درحال بهره‌برداری آن، مقایسه شده است. درادامه، با درنظرداشتن کاستی‌های این واحد و براساس واحدهای استاندارد تولید توان در نیروگاه‌های کشور، یک چرخهٔ ترکیبی تولید هم‌زمان پیکربندی شده است که در آن، از بخار پس‌فشار خروجیِ توربین بخار منبع تأمین انرژی واحدهای نمک‌زادیی از نوع تبخیرِ ناگهانی یا تقطیرِ چندمرحله‌ای استفاده شده است. سیستم‌های پس‌فشاری در مقایسه با چگالشی، از نظر تأثیر مقدار پس‌فشار خروجی روی عملکرد نیروگاه مقایسه شده‌اند. افزایش پس‌فشار از ۶ تا ۴۰ بار، بازده الکتریکی واحدهای تولید هم‌زمان را نسبت به واحد تک‌منظوره تا ۲۰٪ کاهش و هزینهٔ تولید برق را تا ۶۷٪ افزایش می‌دهد. درمقابل، منجر به ذخیرهٔ حدود ۲۳٪ سوخت می‌شود. مصرف برق واحد تبخیرِ ناگهانی بسیار زیاد و در موقعیت‌هایِ تولیدِ برابرِ آب، حدود ۳/۳ واحد تقطیر چندمرحله‌ای است؛ بنابراین، هزینهٔ تولید واحد تبخیرِ ناگهانی، ۱۲/۵٪ بیشتر از هزینهٔ تولید تقریباً ثابتِ $۰/۸۸ \$.m^{-3}$ واحد تقطیر چندمرحله‌ای است.

واژه‌های کلیدی: تولید هم‌زمان، چرخهٔ ترکیبی، توربین بخار پس‌فشاری، آب‌شیرین‌کن، تحلیل اقتصادی.

* نویسندهٔ مسئول

۱. مقدمه

در فرایندهای تولید هم‌زمان[1] دو نوع انرژی مفید از نوع برق و حرارت از یک منبع انرژی تولید می‌شود. در یک نیروگاه تولید هم‌زمان، سعی بر آن است که پس از تولید توان به کمک توربین‌های مولد برق، از انرژی اتلافی بخار خروجی آن به‌عنوان منبع انرژی حرارتی برای مصارف مختلف ازجمله واحدهای نمک‌زداییِ تولید آب‌شیرین استفاده شود. توربین‌های بخار براساس شرایط بخار خروجی به دو نوع چگالشی[2] و پس‌فشاری[3] (BP) تقسیم می‌شوند. در نوع چگالشی، بخار در توربین تا فشارهای بسیار پایین، حدود ۰/۱ بار منبسط می‌شود؛ اما در نوع پس‌فشاری، بخار تا فشارهای بسیار زیاد، متغیر از ۱تا۴۰ بار منبسط می‌شود؛ بنابراین، بخار خروجی با فشار بسیار می‌تواند به‌عنوان منبع تولید حرارت در فرایندهای تولید هم‌زمان به کار گرفته شود. فناوری دیگری که امروزه واحدهای تولید توان به‌سمت آن گرایش دارند، به‌کارگیری چرخهٔ ترکیبی[4] است؛ به‌طوری‌که ابتدا سوخت در چرخهٔ بالادست، یعنی توربین گاز محترق و سپس گازهای داغ خروجی از آن به‌سمت بویلر بازیافت حرارت[5] (HRSG) هدایت می‌شود و بخار لازم برای توربین بخار را تولید می‌کند. در این نیروگاه‌ها واحد HRSG جایگزین بویلرهای مرسوم در واحدهای تک‌منظوره شده است. بازده الکتریکی چرخهٔ ترکیبی با جلوگیری از اتلاف انرژی، بیشتر از چرخه‌های تک‌منظوره است.

یکی از زمینه‌های مهم تولید هم‌زمان، شیرین‌سازی آب دریا (آب شور) در کنار نیروگاه تولید توان است. این شاخه از صنایع تولید هم‌زمان، به‌علت موقعیت‌های طبیعی و جغرافیایی منطقهٔ خاورمیانه، از سوی کشورهای حوزهٔ خلیج‌فارس و شمال آفریقا پذیرفته شده است. درویش و همکاران [۱] به بررسی و مقایسهٔ نسبتاً جامعی از چیدمان‌های نیروگاهی و صنایع نمک‌زدایی مختلف کاربردی در کشورهای حوزهٔ خلیج‌فارس و امارات پرداخته‌اند. آن‌ها همچنین بر ضرورت جایگزینی سیستم‌های پُرمصرف تبخیرِ ناگهانی[6] با فناوری‌های جدیدتر نظیر «اسمز معکوس»[7] و «تقطیر چندمرحله‌ای»[8] در کنار نیروگاه تأکید دارند [۲]. گومار و همکاران [۳] طراحی بهینهٔ سیستم‌های تولید هم‌زمان برق و آب را از دیدگاه ترمودینامیکی و اقتصادی، در اوضاع اقلیمی عسلویه انجام دادند. درویش و همکاران [۴] برای اصلاح سیستم‌های نمک‌زدایی در کویت، لزوم جایگزینی سیستم‌های به‌روز MED را به‌جای سیستم‌های فرسودهٔ MSF و استفاده از توربین‌های بخار پس‌فشاری را به‌جای چگالشی پیشنهاد کردند. جعفریان و همکاران [۵] به بررسی ترمواکونومیک فناوری تولید هم‌زمان شامل چرخهٔ ترکیبی پس‌فشاری مجهز به سیستم خنک‌کن هوای ورودی و هیبرید نمک‌زدایی حرارتی‌غشایی پرداختند.

براساس مطالعات انجام‌شده، هدف نهایی مطالعهٔ حاضر شبیه‌سازی چرخهٔ ترکیبی گازی و بخارِ پس‌فشاری برای تولید هم‌زمان توان و آب‌شیرین است. دراین‌زمینه، با استخراج و تحلیل بازده الکتریکی، ضریب بهره‌وری انرژی (*EUF*)، نسبت ذخیرهٔ انرژی سوخت (*FESR*)، نسبت بهره‌وری آب‌شیرین‌کن (*GOR*) و قیمت آب و برق تولیدی، بررسی جامعی روی تأثیر مقدار پس‌فشار بخار خروجی در عملکرد نیروگاه صورت گرفته است. مقایسهٔ عملکرد سیستم‌های نمک‌زدایی تبخیرِ ناگهانی و تقطیر چندمرحله‌ای نیز از دیگر اهداف بوده است. بدین‌منظور از نرم‌افزار ترموفلکس ۱۹ برای شبیه‌سازی ترمودینامیکی و از برنامهٔ تهیه‌شده برای تحلیل اقتصادی استفاده شده است [۵].

۲. تحلیل ترمودینامیکی و اقتصادی فرایند

برای مقایسهٔ کمّی و کیفی انواع چرخه‌ها لازم است پس از شبیه‌سازی، نتایج به‌صورت بازده قیمت به‌ازای واحد تولید و شاخص‌های تولید هم‌زمان در حوزهٔ انرژی و اقتصاد ارائه گردند. در این بخش، شاخص‌های درنظرگرفته‌شده بیان می‌شود و در بخش‌های بعدی به تبیین پیکربندی چرخه‌ها و پیاده‌سازی این تحلیل‌ها پرداخته خواهد شد.

- بازده قانون اول ترمودینامیک یا بازده الکتریکی خالص

نسبت کار خالص خروجی به نرخ انرژی حرارتی ورودی از طریق سوخت است:

$$\eta_e = \frac{W_{net}}{Q_f} \times 100 = \frac{W_{net}}{m_f \times LHV} \times 100 \qquad (۱)$$

W_{net} توان خالص تولیدشده، Q_f کل حرارت ورودی به واحد تولید توان، m_f دبی سوخت و LHV ارزش حرارتی پایینی[9] سوخت است [۶].

- ضریب بهره‌وری انرژی[10] (*EUF*)

نشان‌دهندهٔ میزان حرارت و توان گرفته‌شده از انرژی سوخت ورودی است که از آن به‌عنوان بازده تولید هم‌زمان نیز یاد می‌شود.

1. Cogeneration
2. Condensing
3. Backpressure
4. Combined Cycle
5. Heat Recovery Steam Generator
6. Multi-Stage Flash (MSF)
7. Reverse Osmosis (RO)
8. Multi-Effect Distillation (MED)
9. Lower Heating Value
10. Energy Utilization Factor

$$EUF = \frac{W_{net} + Q_d}{Q_{f,Cogen}} \times 100 \quad (۲)$$

$Q_{f,Cogen}$ مقدار کل حرارت ورودی به واحد تولید هم‌زمان و Q_d و W_{net} به‌ترتیب مقدار حرارت و توان تولیدشده در واحد تولید هم‌زمان است [۷]. در مطالعهٔ حاضر، از Q_d برای تأمین انرژی در واحد تولید آب‌شیرین استفاده شده‌است.

- نسبت ذخیرهٔ انرژی سوخت[1] ($FESR$)

میزان صرفه‌جویی انرژی سوخت را در حالت تولید هم‌زمان نسبت به چرخه‌های تک‌منظورهٔ تولید توان و حرارت لازم برای برای تولید آب نشان می‌دهد.

$$Q_{f,Cogen} = \frac{W_{net} + Q_d}{EUF} \quad (۳)$$

$$Q_{f,SP} = \frac{W_{net}}{\eta_{e,SP}} + \frac{Q_d}{\eta_b} \quad (۴)$$

$$FESR = \frac{Q_{f,SP} - Q_{f,Cogen}}{Q_{f,SP}} \times 100 \quad (۵)$$

رابطهٔ (۳) در واقع همان رابطهٔ (۲) و میزان کل حرارتی ورودی به واحد است. در رابطهٔ (۴) برای $Q_{f,SP}$، عبارت اول حرارت لازم برای تولید همان مقدار توان در چرخهٔ چگالشی با بازده الکتریکی $\eta_{e,SP}$ است که فقط به تولید توان می‌پردازد، بوده و عبارت دوم تولید همان میزان حرارت در بویلری با بازده η_b (که در مطالعهٔ حاضر مقدار ۹۰٪ برای آن منظور شده است) خواهد بود [۷].

- نسبت بهره‌وری آب‌شیرین‌کن[2] (GOR)

معیاری از عملکرد واحد آب‌شیرین‌کن است و به‌صورت نسبت میزان آب تولیدی، m_p، به بخار ورودی به سیستم، m_s، تعریف می‌شود [۸].

$$GOR = \frac{m_p}{m_s} \quad (۶)$$

- کمیت‌های ارزیابی اقتصادی

کمیت‌های مؤثر در تعیین قیمت برق و آب در چرخهٔ ترکیبی عبارت‌اند از: مبلغ سرمایه‌گذاری C_I، هزینهٔ تعمیرات و نگهداری C_O، هزینهٔ سوخت برای واحد تولید توان C_F، هزینهٔ برق مصرفی واحد آب‌شیرین‌کن C_{EL} و تولید P. درنهایت هزینهٔ تمام‌شده برابر مجموع هزینه‌های فوق برای واحد تولید خواهد بود.

$$C_E(\$/\text{kWh or m}^3) = \frac{C_I + C_O' + C_F' + C_{EL}'}{P'} \quad (۷)$$

در جدول (۱) کمیت‌های درنظرگرفته‌شده در تحلیل‌های اقتصادیِ مطالعهٔ حاضر فهرست شده‌اند.

1. Fuel Energy Saving Factor
2. Gain Output Ratio

جدول (۱): کمیت‌های تحلیل اقتصادی مطالعهٔ حاضر

هزینه‌های سالانهٔ تعمیرات و نگهداری نیروگاه نسبت به سرمایه‌گذاری اولیه	٪۵
هزینه‌های سالانه تعمیرات و نگهداری واحد آب‌شیرین‌کن نسبت به سرمایه‌گذاری اولیه	٪۱
هزینهٔ سوخت گاز طبیعی صنعتی*	۰/۰۳۲ $\$.m^{-3}$
نرخ بهرهٔ i	۰/۱۰
عمر سیستم L	۲۰ سال
ضریب ظرفیت CF (نسبت مدت زمان کاری در یک سال)	۰/۹

* معادل ۸۰۰ ریال، با درنظرگرفتن نرخ دلار مبادلاتی ۲۴،۸۷۱ ریال

ضریب بهرهٔ سالانه:

$$I = \frac{i(1+i)^L}{(1+i)^L - 1} \quad (۸)$$

ضریب ارزش خالص کنونی

$$NPVF = 1/I \quad (۹)$$

$$C_O'(\$) = (5\% \text{ or } 1\%) \times C_I \times NPVF \quad (۱۰)$$

$$C_F'(\$) = \text{yearly cost of fuel} \times NPVF \quad (۱۱)$$

$$C_{EL}'(\$) = \text{yearly cost of electricity} \times NPVF \quad (۱۲)$$

$$P'(\text{kWh or m}^3) = \text{yearly product} \times NPVF \quad (۱۳)$$

C_O'، C_F' و C_{EL}' هزینه‌ها و P' تولید در طول تمام سال‌های عمر پروژه L بر مبنای ارزش کنونی هستند که با درنظرگرفتن نرخ بهرهٔ i و محاسبهٔ ضریب ارزش خالص کنونی[3] ($NPVF$) محاسبه می‌شوند [۹].

سهم هزینه‌های سالانهٔ تعمیرات و نگهداری، کارکنان، راه‌اندازی و... کاملاً به شرایط نیروگاه وابسته است و برای نیروگاه ۵٪ و آب‌شیرین‌کن ۱٪ نسبت به سرمایهٔ اولیه در نظر گرفته شده است [۱۰].

۳. صحت‌سنجیِ مدل ارائه‌شده با واحد تولید هم‌زمان الطویلای امارات

در این مقاله، به‌منظور صحت‌سنجی مدل ارائه‌شده، واحد تولید هم‌زمان آب و توان الطویلا در ابوظبی امارات [۱۱] شبیه‌سازی شده است. این واحد از نوع پس‌فشاری است و هم‌زمان ۷۴۵ MW توان و $m^3.day^{-1}$ ۲۲۷،۸۰۰ آب‌شیرین تولید می‌کند. در این مقاله، به‌منظور ایجاد بستری برای مقایسه و ارزیابی با واحدهای درحال بهره‌برداری، به شبیه‌سازی این مدل و مقایسهٔ نتایج آن با نتایج واقعی نیروگاه پرداخته شده است. در جدول (۲)، فهرستی از مشخصات فنی و تجهیزات به‌کاررفته در آن آورده شده است. واحد HRSG تک‌فشاره است و منجر به تولید بخار با فشار ۷۰ بار می‌گردد که در توربین بخار پس‌فشاری تا مقدار ۳/۵ بار منبسط می‌شود و بخار پرفشار خروجی آن، انرژی واحد MSF را تأمین می‌کند.

3. Net Present Value Factor

جدول (۲): مشخصات فنی و تجهیزات نیروگاه الطویلای امارات [۱۱]

ارتفاع، رطوبت نسبی، دمای محیط و آب دریا	۸۰٫۳ m، ٪ ۴۶ºC و ۳۵ ºC
توربین گاز (۳ واحد)	Siemens V94.3A
سوخت مصرفی، LHV	گاز طبیعی، $^{-1}$ ۴۲/۲۷۲MJ.kg
دمای ورودی به توربین گاز	۱۱۹۰ºC
نوع HRSG (۳ واحد)	افقی، تک‌فشاره
بخار تولیدی درHRSG	۷۰bar، ۵۲۲ºC، $^{-1}$ ۱۱۵kg.s
توربین بخار (۲ واحد)	Siemens NG90/90 (BP)
بخار ورودی به توربین	۶۶/۵ bar، ۵۲۰ºC، $^{-1}$ ۱۱۵ kg.s
پس‌فشار (BP) توربین بخار	۳/۵bar
واحد نمک‌زدایی	۴ واحد از نوع MSF
کیفیت آب دریا و تولید	۴۵۱۰۰ppm و ۲۵

نیروگاه الطویلا، در نرم‌افزار ترموفلکس شبیه‌سازی و پس از استخراج کمیت‌های ذکرشده در بخش ۲، نتایج آن در جدول (۳) با شرایط کاری واقعی نیروگاه مقایسه شده است.

کمیت *FESR* با درنظرگرفتن $\eta_{e,SP}$ = ٪۴۷ و η_b = ٪۹۰ محاسبه شده است. $\eta_{e,SP}$ بازده یک چرخهٔ ترکیبی با مشخصات همین نیروگاه است که فقط به تولید توان می‌پردازد و بخار در توربین‌ها تا فشار ۰/۱ بار منبسط می‌شود.

همان‌طور که ملاحظه می‌شود، خروجی‌های نرم‌افزار و نتایج حاصل از آن‌ها انطباقی پذیرفتنی با وضعیت کاری واقعی نیروگاه دارد. این امر حاکی از قابلیت استناد مدل ارائه‌شده بر پایهٔ نرم‌افزار، در شبیه‌سازی چرخه‌های ترمودینامیکی است.

جدول (۳): مقایسهٔ نتایج شبیه‌سازی با شرایط کاری واقعی

نتایج	واحد	الطویلا [۱۱]	مطالعهٔ حاضر
توان توربین‌های گاز	MW	۵۵۵	۵۶۶/۵
توان توربین‌های بخار	MW	۲۲۲	۲۲۲/۶۵
توان خالص کل نیروگاه	MW	۷۴۵/۷۶	۷۴۱/۸۲
سوخت مصرفی نیروگاه	$kg.s^{-1}$	۳۹/۶۷ [۱]	۳۸/۶۲
برای واحد MSF			
تولید آب‌شیرین	$m^3.day^{-1}$	۲۲۷,۸۰۲	۲۲۷,۱۹۵
انرژی مصرفی	MW	۳۱/۲۴۴	۳۱/۳۹۶
دمای بخار ورودی	ºC	۱۶۶	۱۶۸/۷
دبی بخار ورودی	$kg.s^{-1}$	۸۲/۸۸	۸۱/۵۵
تعداد مراحل بازیافت و دفع حرارت در MSF	-	۳و۱۶	۳و۱۷
آنتالپی بخار مصرفی برای تولید ۱ m^3 آب	$MJ.m^{-3}$	۲۹۰	۲۸۶/۳
بازده الکتریکی خالص	%	۴۰/۶۳	۴۱/۵۲
EUF	%	۸۲/۲۸	۸۳/۶۴
FESR	%	۲۴/۳۱	۲۴/۶۴
GOR		۷/۹۳۲	۸/۰۴

ایراد درخور توجه این واحد، تک‌فشاره بودن واحد HRSG است. این امر زیادبودن دبی آب درون لوله‌های مبدل بازیاب را در پی دارد و به‌تبع، بهره‌وری از گازهای داغ خروجی از توربین گاز را کاهش می‌دهد و منجر به افزایش دمای بخار خروجی از دودکش بازیاب (حدود ۱۹۰ ºC) می‌شود؛ لذا در ادامهٔ شبیه‌سازی‌ها، با تقسیم بخار به دو بخش فشار بالا HP و فشار پایین LP به توسعهٔ این قابلیت‌ها بر روی چیدمان‌های رایج در نیروگاه‌های ایران پرداخته می‌شود.

۴. شبیه‌سازی واحد تولید هم‌زمان آب و توان از طریق نمک‌زدایی حرارتی در کنار چرخهٔ ترکیبی پس‌فشاری

پس از بررسی یک واحد درحال بهره‌برداری در بخش قبل، در این بخش به شبیه‌سازی یک مجموعه[1] تولید هم‌زمانِ منطبق با ترکیب رایجِ نیروگاه‌های جدید کشور، متشکل از دو واحد توربین گازی V94.2 زیمنس ۱۵۹ MW در موقعیت ISO، دو واحد HRSG از نوع افقی و دوفشاره و یک مجموعه توربین بخار ۱۶۰ MW پرداخته می‌شود. بقیهٔ مشخصات در جدول (۴) آمده است. این واحد در اصل از نوع چگالشی است. ازآنجاکه از اهداف مطالعهٔ حاضر، استفاده از بخار پس‌فشار BP در تولید هم‌زمان آب است، با مقید کردن فشار خروجی توربین بخار به فشارهای بالا و استفاده از بخار BP برای تولید آب‌شیرین، بررسی جامعی روی مقدار پس‌فشار و تأثیر آن بر بازده نیروگاه و تولید هم‌زمان به‌همراه تحلیل‌های اقتصادی صورت گرفته است.

جدول (۴): مشخصات نیروگاه مدل و نتایج شبیه‌سازی

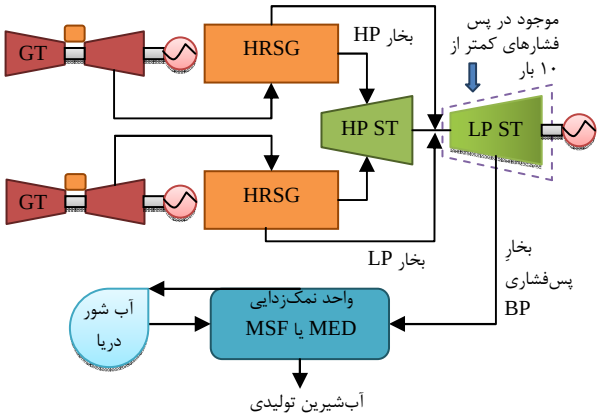
ارتفاع، رطوبت نسبی، دمای محیط و آب دریا	۱۰۵۲ m، ٪۳۰، ۴۰ ºC و ۳۰ ºC
سیستم خنک‌کاری	برج خنک‌کن گردش طبیعی
توربین گاز (۲ واحد)	Siemens V94.2
سوخت مصرفی، LHV	گاز طبیعی، $^{-1}$ ۴۲/۲۷۲ MJ.kg
نوع HRSG (۲ واحد)	افقی، دوفشاره
بخار تولیدی فشار پایین	۸/۵ bar، ۲۳۰ ºC، $^{-1}$ ۹ kg.s
بخار تولیدی فشار بالا	۹۰ bar، ۵۲۰ ºC، $^{-1}$ ۶۷ kg.s
فشار کندانسور	۰/۱۲۱ bar
توان تولیدی نامی (ISO)	۴۷۸ MW
نتایج شبیه‌سازی با نرم‌افزار ترموفلکس	
میزان سوخت مصرفی کل	$^{-1}$ ۱۶/۳۵ kg.s
توان تولیدی ناخالص	۴۰۳/۳۳ MW
توان تولیدی خالص	۳۹۱/۴۸ MW
بازده الکتریکی خالص	٪ ۵۱/۷۶

در شکل (۱)، چیدمان واحد مدّنظر نمایش داده شده است. تمام مشخصه‌های آن به‌جز موارد زیر، مطابق با واحد چگالشی (جدول ۴) است.

- پس‌فشار توربین بخار روی مقادیر متغیر ۱، ۲، ۳/۵، ۴، ۶، ۱۰، ۲۰، ۳۰ و ۴۰ بار مقید شده است.

1. Pack

- وظیفهٔ توربین LP نوع چگالشی، انبساط بخار از ۸/۵ به ۰/۱۲۱ بار است؛ بنابراین در نوع پس‌فشاری، تنها در پس‌فشارهای کمتر از ۱۰ بار امکان استفاده از آن وجود دارد و در فشارهای بالاتر بخار LP صرفاً با بخار خروجی از توربین HP مخلوط و به سمت واحد نمک‌زدایی فرستاده می‌شود (شکل ۱).
- درجهٔ مافوق گرم بخار LP متناسب با کاهش فشار BP، باید افزایش یابد تا بخار تولیدشده از انرژی لازم برخوردار باشد. این امر موجب افزایش مصرف سوخت خواهد شد.



شکل (۱): طرح‌وارهٔ چرخهٔ تولید هم‌زمان آب و توان

- از سیستم‌های رایج MED و MSF برای نمک‌زدایی استفاده شده که بنابر وضعیت‌های کاری هرکدام، نیاز است تغییراتی در چرخه ایجاد شود. اساسی‌ترین تغییر، افزودن دی‌سوپرهیتر در مسیر بخار BP قبل از MED است. به دلیل اینکه در این سیستم بخار BP مستقیماً وارد ترموکمپرسور MED می‌شود، شرایط مناسب بخار، حدود ۵ درجه مافوق گرم است؛ درحالی‌که واحد MSF از بخار BP تنها به‌عنوان گرمکن آب‌تغذیه استفاده می‌کند و از این بابت محدودیتی ندارد. در جدول (۵) مختصری از مشخصات طراحی واحد نمک‌زدایی آورده شده است.

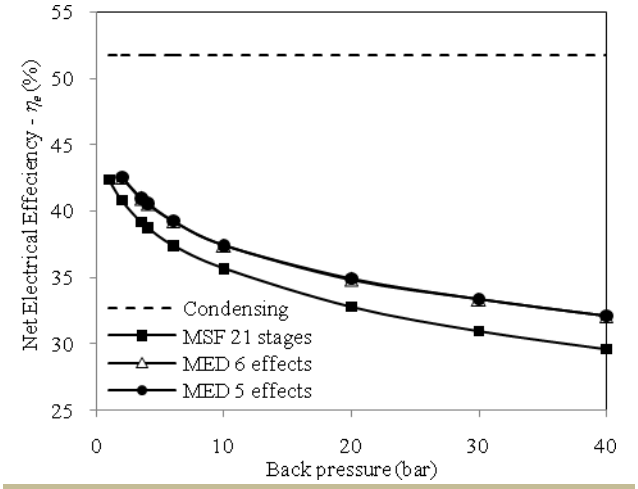
جدول (۵): مختصری از مشخصات طراحی MED و MSF

دما و کیفیت آب دریا	۳۰ °C و ۴۵,۱۰۰ ppm
نسبت تغلیظ	٪ ۲۹/۵۷
واحد MSF	
بیشینه دمای پساب	۱۱۰ °C
دمای آخرین مرحله	۴۰ °C
بیشینهٔ ظرفیت هر واحد	۶۸,۱۶۷ $m^3.day^{-1}$
تعداد مراحل	۱۸و۳، برای بازیافت و دفع حرارت
واحد MED (از نوع MED-TVC دارای ترموکمپرسور)	
دمای بخار اولین مرحله	۷۰ °C
دمای آخرین افکت	۴۹ °C
اختلاف دمای کندانسور	۴/۲ °C
بیشینهٔ ظرفیت هر واحد	۱۰,۳۹۴ $m^3.day^{-1}$
تعداد مرحله‌ها	۵ و ۶ مرحله

۵. نتایج شبیه‌سازی واحد تولید هم‌زمان

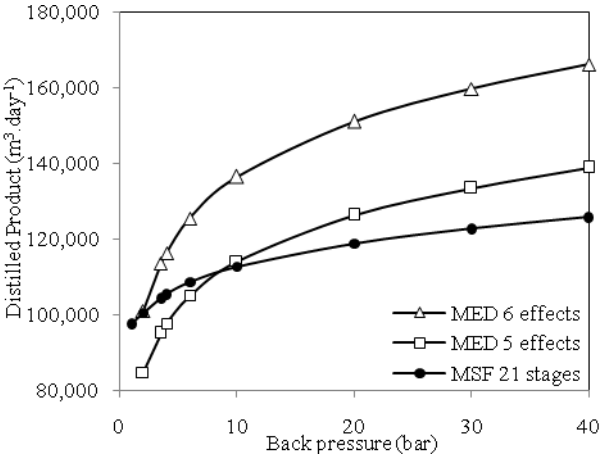
در این بخش، نتایج شبیه‌سازی ۲۴ چرخهٔ پس‌فشاری (۳ نوع آب‌شیرین‌کن×۸ مقدار BP) همراه با برآوردهای هزینه ارائه می‌شود.

در شکل‌های (۲ـ۵)، به‌ترتیب نتایجِ بازده الکتریکی، تولید آب، *GOR* و *FESR* برای آب‌شیرین‌کن‌های MSF، MED ۵ و ۶ مرحله‌ای ترسیم شده‌اند. پس از مقایسهٔ MED ۴ مرحله‌ای و پایین بودن بازده و تولید آن، به بررسی تعداد ۵ و ۶ مرحله بسنده شده است.



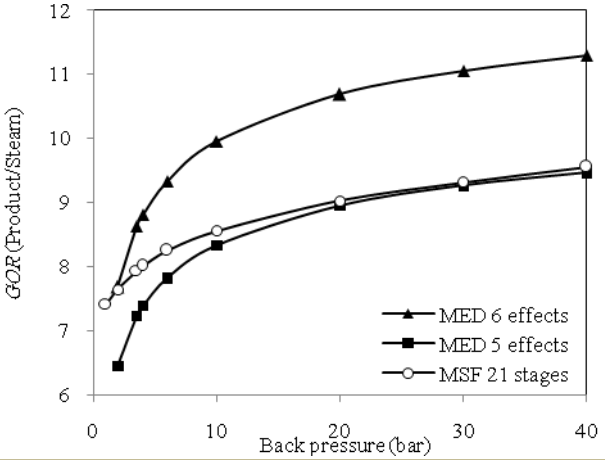
شکل (۲): بازده الکتریکی خالص

در شکل (۲)، مقدار بازده الکتریکی η_e چرخهٔ پس‌فشاری نسبت به چرخهٔ چگالشی، کاهش چشمگیری دارد؛ به‌طوری‌که با افزایش BP و به‌تبع کاهش توان تولیدی، مقدار آن از ۴۲تا۳۲٪ کاهش می‌یابد. این مقادیر بیانگر آن است که بازده یک چرخهٔ تولید هم‌زمان حدود ۷۰٪ بازده یک چرخهٔ چگالشی (مشخص‌شده با خط‌چین‌ـ حدود ۵۲٪) است. بدیهی است هرچه BP کمتر باشد، بخار در توربین تا فشارهای پایین‌تر، چگالیده و منجر به تولید توان و بازده الکتریکی بیشتری خواهد شد و برعکس. افزایش بیش‌ازحد مصرف برق واحد MSF منجر به کاهش حدود ۲/۵٪ بازده آن نسبت به MED شده است.



شکل (۳): میزان تولید آب‌شیرین

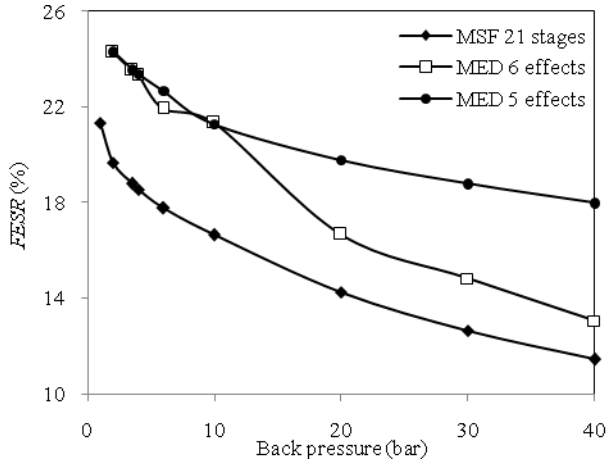
در شکل (۳) با افزایش BP، تولید آب شیرین واحد MSF با نرخ تقریباً یکنواخت و ثابت افزایش می‌یابد؛ این درحالی است که تولید واحد MED با نرخ بیشتری افزایش می‌یابد. یک منشأ مهم تفاوت بین تولید واحد MED و MSF، افزودن آب اضافی به بخار ورودی MED که برای تخفیف درجه مافوق گرمی آن تا نزدیک خط اشباع صورت می‌گیرد (همان‌طور که در بخش ۴ توضیح داده شد)، منجر به افزایش تولید خالص واحد MED (مقداری در حدود ۲ الی ۱۰٪) می‌شود.



شکل (۴): نسبت بهره‌وری آب‌شیرین‌کن

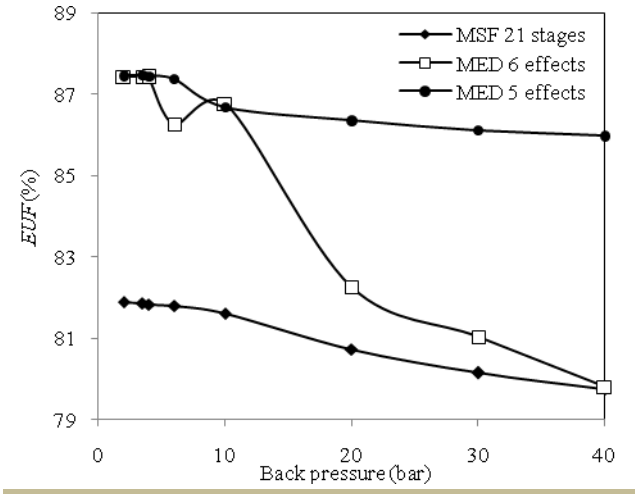
با دقت در شکل‌های (۳) و (۴) ملاحظه می‌شود روند افزایش تولید و *GOR* مشابه است.

ضریب ذخیرهٔ انرژی سوخت *FESR* برای واحدهای تولید هم‌زمان که در این مقاله ارزیابی شده‌اند، در پس‌فشارهای پایین حدود ۲۰تا۲۵٪ است؛ درحالی‌که در شکل (۵) ملاحظه می‌شود با افزایش BP مقدار آن به ۱۲تا۱۸٪ کاهش می‌یابد. با افزایش BP، عملاً میزان توان تولیدشده از بخار، کاهش و استفاده از آن به‌عنوان انرژی گرمایی در واحد نمک‌زدایی افزایش می‌یابد. این امر موجب کاهش *FESR* می‌گردد.



شکل (۵): ضریب ذخیرهٔ انرژی سوخت

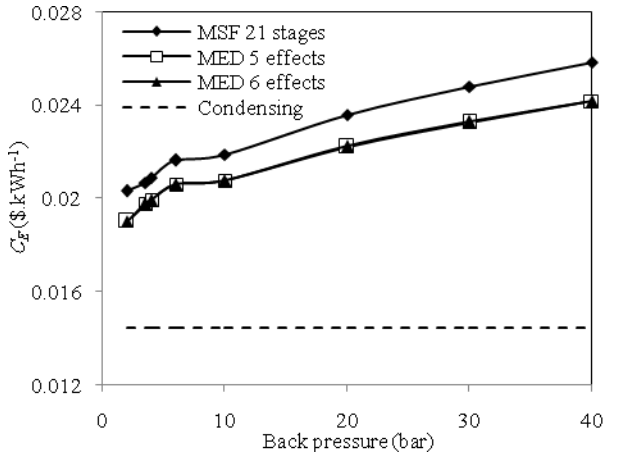
روند تغییرات *EUF* نیز مانند *FESR* (شکل ۵) و دارای مقدار تقریباً ثابت و زیادی بین ۸۲تا۸۸٪ است (شکل ۶). علی‌رغم اینکه تولید آب‌شیرین واحد MED ۶مرحله‌ای نسبت به ۵مرحله‌ای بیشتر است (شکل ۳)، مقدار *EUF* و *FESR* آن نسبت به ۵مرحله‌ای کمتر است. این امر به‌علت ملاحظات درنظرگرفته‌شده برای واحدهای MED، به‌عنوان مثال ثابت‌کردن حد پایینی از دما برای مرحلهٔ آخر است.



شکل (۶): ضریب بهره‌وری انرژی سوخت

در شکل‌های (۷) و (۸) نیز به‌ترتیب، هزینهٔ نهایی C_E تولید برق و تولید آب، با پیاده‌سازی رابطه‌های بخش ۲ و فرضیات جدول (۱) در برنامهٔ تهیه‌شده، نمایش داده شده‌اند.

هزینهٔ سرمایه‌گذاری به‌ازای واحد تولید C_I از کمیت‌های مهم در تحلیل اقتصادی است. با بررسی و مقایسهٔ مقادیر ذکرشده در مقاله‌ها و گزارش‌های موجود، معلوم شد که مقدار آن برای وضعیت اقلیمی و اقتصادی هر منطقه متفاوت است [۱۲]؛ ازاین‌رو، مقدار هزینهٔ سرمایه‌گذاری برای واحد چگالشی ترکیبی مقدار $\$.kW^{-1}$ ۵۵۴ (مقدار ارائه‌شده در [۱۳] برای یک واحد ترکیبی ۵۶۰ MW) در نظر گرفته شده و تحلیل‌های اقتصادی واحدهای پس‌فشاری براساس آن تنظیم شده‌اند.



شکل (۷): هزینهٔ نهایی تولید برق در چرخهٔ تولید هم‌زمان

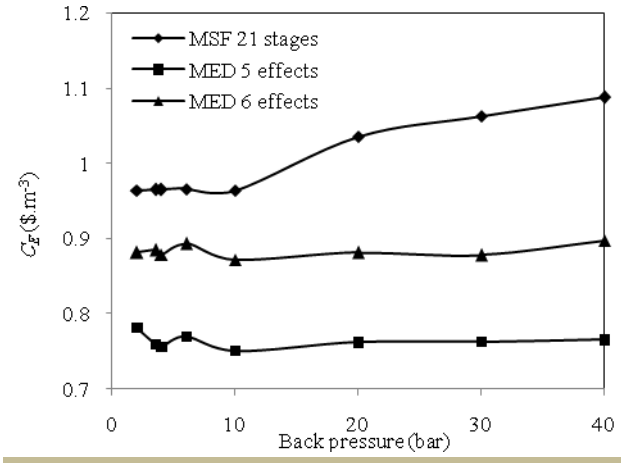
در شکل (۷)، خط‌چین مقدار هزینهٔ نهایی C_E برای چرخهٔ چگالشی بدون تولید آب (۳۹۱/۴ MW) را نشان می‌دهد. با افزایش BP تولید توان توربین(های) بخار کاهش می‌یابد و با سرمایه‌گذاری تقریباً یکسان برای تجهیزات تولید توان و نگهداری، خروجی توان کمتری به‌دست می‌آید. این امر موجب افزایشِ هزینهٔ نهایی چرخهٔ تولید هم‌زمان پس‌فشاری به میزان ۰/۰۱۹تا۰/۰۲۴ دلار بر کیلووات‌ساعت می‌شود. این هزینه‌ها ۱/۳۲تا۱/۶۷ برابر هزینهٔ چرخهٔ چگالشی ($0/0145 \$.kWh^{-1}$) هستند. افزایش فراوان مصرف برق واحد MSF نسبت به MED منجر به افزایش هزینهٔ تولید توان می‌شود. دلیل ثابت‌ماندن قیمت از BP ۶ بار به ۱۰ بار، حذف توربین بخار LP از نیروگاه است که علت آن در بخش ۴ بحث شد.

هزینهٔ سرمایه‌گذاری C_I واحد نمک‌زدایی تقریباً ثابت است و مقدار میانگین آن برای BP ۶تا۴۰ بار در جدول (۶) آمده است.

جدول (۶): هزینهٔ سرمایه‌گذاری C_I واحد نمک‌زدایی

MSF (ظرفیت $6800000\ m^3.day^{-1}$)	۱,۴۱۰ $\$.(m^3.day^{-1})^{-1}$
MED ۵ مرحله (ظرفیت $10000\ m^3.day^{-1}$)	۱,۶۵۰ $\$.(m^3.day^{-1})^{-1}$
MED ۶ مرحله (ظرفیت $10000\ m^3.day^{-1}$)	۲,۰۰۰ $\$.(m^3.day^{-1})^{-1}$

با مقایسهٔ شکل‌های (۳)، (۴)، (۶) و (۷)، سیستم MED ۶ مرحله نسبت به بقیهٔ سیستم‌ها وضعیت بهتری دارد.



شکل (۸): هزینهٔ نهایی تولید آب در چرخهٔ تولید هم‌زمان

با مقایسهٔ جدول (۶) و شکل (۸)، اگرچه سرمایه‌گذاری MSF کمتر از MED است، به‌علت مصرف زیاد برق MSF (به‌طور میانگین ۳/۳ برابر) نسبت به MED، هزینهٔ مصرف برق C_{EL} آن به سیستم تحمیل شده و موجب افزایش هزینهٔ نهایی گردیده است.

۶. نتیجه‌گیری

در این مقاله، مدل جامعی برای شبیه‌سازی فرایند تولید هم‌زمان آب‌شیرین به روش نمک‌زدایی حرارتی در کنار چرخهٔ ترکیبی پس‌فشاری ارائه و در نرم‌افزار ترموفلکس ۱۹ شبیه‌سازی شد. به‌منظور صحت‌سنجی نتایج مدل، واحد تولید هم‌زمان الطویلای امارات نیز شبیه‌سازی و مقایسه شد.

براساس پیشنهادهای اخیر محققان و واحدهای استاندارد تولید توان در نیروگاه‌های کشور، یک واحد چرخهٔ ترکیبی تولید هم‌زمان پس‌فشاری برای استفاده از بخار خروجی در واحد نمک‌زدایی MSF و MED پیکربندی شد و پس از بررسیِ اثر پس‌فشار و نوع سیستم آب‌شیرین‌کن، تحلیل ترمودینامیکی و اقتصادی با استخراج شاخص‌های ارزیابی تولید هم‌زمان صورت گرفت.

افزایش مقدار پس‌فشار موجب افزایش تولید آب‌شیرین و *GOR* (با نرخ بیشتری برای واحد MED نسبت به واحد MSF در پس‌فشارهای پایین)، هزینه‌ها و کاهش بازده و *FESR* گردید. در حین افزایش پس‌فشار، میزان تولید آب‌شیرین برای واحد MED، با نرخ بیشتری نسبت به واحد MSF افزایش خواهد یافت. هزینهٔ تولید آب در MED ۶مرحله‌ای تقریباً ثابت ($0/88 \$.m^{-3}$) و ۱۲/۵٪ کمتر از واحد MSF است. علت اصلی این امر، مصرف بسیار زیاد برق MSF نسبت به MED (۳/۳ برابر) است.

اگرچه بازده الکتریکی واحدهای تولید هم‌زمان ۱۰تا۲۰٪ کمتر از تک‌منظوره است و هزینهٔ تولید توان الکتریکی آن‌ها ۱/۳۲تا۱/۶۷ برابر هزینهٔ تولید واحد تک‌منظوره است، باید درنظر داشت که این واحدها هنگام تولید هم‌زمان، ضریب بهره‌وری **انرژی** *EUF* حدود ۸۵٪ دارند که منجر به ذخیرهٔ حدود ۲۳٪ سوخت می‌شود.

مراجع

[1] Darwish, M.A., Al-Najem, N.M., and Lior, N., "*Towards sustainable seawater desalting in the Gulf area*", Desalination, Vol. 237, pp.58-87, 2009.

[2] Darwish, M.A., "*New Idea for cogeneration power desalting plants due to abandoned MSF desalination process*", Desalination, Vol. 134, pp.221-230, 2001.

[3] Gomar, Z., Heidary, H., and Davoudi, M., "*Techno-economics study to select optimum desalination plant for Asalouyeh combined cycle power plant in Iran*", World Academy of Science, Engineering and Technology,

Vol.51, pp.356-362, 2011.

[4] Darwish, M.A., Al Otaibi, S., and Al Shayji, K., "*Suggested modifications of power-desalting plants in Kuwait*", Desalination, Vol. 216, pp.222-231, 2007.

[۵] جعفریان دهکردی، ع، پویان ادیبی، پ، و ابراهیمی، م، «**بررسی ترمودینامیکی و اقتصادی فناوری تولید هم‌زمان شامل چرخهٔ ترکیبی مجهز به سیستم خنک‌کن هوای ورودی و هیبرید نمک‌زدایی حرارتی/ غشایی**»، همایش نمک‌زدایی آب‌های شور، لب شور و تصفیهٔ پساب، دانشگاه شهید عباسپور، ۱۳۹۱.

[6] El-Wakil, M.M., *Powerplant Technology*, Tata McGraw-Hill Education, 1984.

[7] Khartchenko, N.V., *Advanced Energy Systems*, Taylor & Francis, 1998.

[8] Al-Shammiri, M., and Safar, M., "*Multi-effect distillation plants: state of the art*", Desalination, Vol. 126, pp.45-59, 1999.

[۹] اسکونژاد، م، **اقتصاد مهندسی یا ارزیابی اقتصادی پروژه‌های صنعتی**، تهران، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، ۱۳۷۵.

[10] Gareta, R., Romeo, L.M. and Gil, A., "*Methodology for the economic evaluation of gas turbine air cooling systems in combined cycle applications*", Energy, Vol. 29, pp.1805-18, 2004.

[11] Wade, N., Willis, J., and McSorley, J., "*The Taweelah A2 independent water and power project*", Desalination, Vol. 125, pp.191-202, 1999.

[12] http://www.energymanagertraining.com/new_index.php, June 10, 2013.

[13] DOE/NETL, "*Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity*", U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory, www.netl.doe.gov, 2010.