

تحلیل ترموآکونومیک تولید هم‌زمان آب و توان از طریق نمک‌زدایی حرارتی در کنار چرخه 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 کارشناسی ارشد تبدیل انرژی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، ایران

s.azimibavil@modares.ac.ir

^۳ دانشجوی کارشناسی ارشد 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: مقاله حاضر، مدل جامعی را برای شبیه‌سازی فرآیند تولید هم‌زمان آب‌شیرین و توان بر پایه نمک‌زدایی حرارتی بررسی می‌کند. در بخش اول، به منظور راست‌آزمایی عملکرد مدل ارائه‌شده، نیروگاه تولید هم‌زمان الطویلی امارات به کمک ترموفلکس ۱۹، شبیه‌سازی ترمودینامیکی شده و با شرایط واقعی در حال بهره‌برداری آن، مقایسه شده است. در ادامه، با در نظر داشتن کاستی‌های این واحد و براساس واحدهای استاندارد تولید توان در نیروگاه‌های کشور، یک چرخه ترکیبی تولید هم‌زمان پیکربندی شده است که در آن، از بخار پس‌فشار خروجی توربین بخار منبع تأمین انرژی واحدهای نمک‌زدایی از نوع تبخیر ناگهانی یا تقطیر 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 هزینه تولید برق را تا ۶۷٪ افزایش می‌دهد. در مقابل، منجر به ذخیره حدود ۲۳٪ سوخت می‌شود. مصرف برق واحد تبخیر ناگهانی بسیار زیاد و در موقعیت‌های تولید برابر آب، حدود ۳/۳ واحد تقطیر چندمرحله‌ای است؛ بنابراین، هزینه تولید واحد تبخیر ناگهانی، ۱۲/۵٪ بیشتر از هزینه تولید تقریباً ثابت $0/88 \text{ \$} \cdot \text{m}^{-3}$ واحد تقطیر چندمرحله‌ای است.

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

[۴] برای اصلاح سیستم‌های نمک‌زدایی در کویت، لزوم جایگزینی سیستم‌های به‌روز MED را به‌جای سیستم‌های فرسوده MSF و استفاده از توربین‌های بخار پس‌فشاری را به‌جای چگالشی پیشنهاد کردند. جعفریان و همکاران [۵] به بررسی ترموآکونومیک فناوری تولید هم‌زمان شامل چرخه ترکیبی پس‌فشاری مجهز به سیستم خنک‌کن هوای ورودی و هیبرید نمک‌زدایی حرارتی‌غشایی پرداختند. براساس مطالعات انجام‌شده، هدف نهایی مطالعه حاضر شبیه‌سازی چرخه ترکیبی گازی و بخار پس‌فشاری برای تولید هم‌زمان توان و آب‌شیرین است. در این زمینه، با استخراج و تحلیل بازده الکتریکی، ضریب بهره‌وری انرژی (EUF)، نسبت ذخیره 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. مقایسه عملکرد سیستم‌های نمک‌زدایی تبخیری ناگهانی و تقطیر چندمرحله‌ای نیز از دیگر اهداف بوده است. بدین منظور از نرم‌افزار ترموفلکس ۱۹ برای شبیه‌سازی ترمودینامیکی و از برنامه تهیه‌شده برای تحلیل اقتصادی استفاده شده است [۵].

۲. تحلیل ترمودینامیکی و اقتصادی فرایند

برای مقایسه کمی و کیفی انواع چرخه‌ها لازم است پس از شبیه‌سازی، نتایج به‌صورت بازده قیمت به‌ازای واحد تولید و شاخص‌های تولید هم‌زمان در حوزه انرژی و اقتصاد ارائه گردند. در این بخش، شاخص‌های در نظر گرفته‌شده 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:

$$\eta_e = \frac{W_{net}}{Q_f} \times 100 = \frac{W_{net}}{m_f \times LHV} \times 100 \quad (1)$$

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

- ضریب بهره‌وری انرژی^{۱۱} (EUF) نشان‌دهنده میزان حرارت و توان گرفته‌شده از انرژی سوخت ورودی است که از آن به‌عنوان بازده تولید هم‌زمان نیز یاد می‌شود.

در فرایندهای تولید هم‌زمان^۱ 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 از جمله واحدهای نمک‌زدایی تولید آب‌شیرین استفاده شود. توربین‌های بخار براساس شرایط بخار خروجی به دو نوع چگالشی^۲ و پس‌فشاری^۳ (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 ۴۰ تا ۴۰۰ 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 چرخه ترکیبی^۴ است؛ به‌طوری‌که ابتدا سوخت در چرخه بالادست، یعنی توربین گاز محترق و سپس گازهای داغ خروجی از آن به‌سمت بویلر بازیافت حرارت^۵ (HRSO) هدایت می‌شود و بخار لازم برای توربین بخار را تولید می‌کند. در این نیروگاه‌ها واحد HRSO جایگزین بویلرهای مرسوم در واحدهای تک‌منظوره شده است. بازده الکتریکی چرخه 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 منطقه خاورمیانه، از سوی کشورهای حوزه خلیج فارس و شمال آفریقا پذیرفته شده است. درویش و همکاران [۱] به بررسی و مقایسه نسبتاً جامعی از چیدمان‌های نیروگاهی و صنایع نمک‌زدایی مختلف کاربردی در کشورهای حوزه خلیج فارس و امارات پرداخته‌اند. آن‌ها همچنین بر ضرورت جایگزینی سیستم‌های پرمصرف تبخیری ناگهانی^۶ با فناوری‌های جدیدتر نظیر «اسمز معکوس»^۷ و «تقطیر چندمرحله‌ای»^۸ در کنار نیروگاه تأکید دارند [۲]. گومار و همکاران [۳] طراحی بهینه سیستم‌های تولید هم‌زمان برق و آب را از دیدگاه ترمودینامیکی و اقتصادی، در اوضاع اقلیمی عسلویه انجام دادند. درویش و همکاران

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)

جدول (۱): کمیت‌های تحلیل اقتصادی مطالعه حاضر

۵٪	هزینه‌های سالانه تعمیرات و نگهداری نیروگاه نسبت به سرمایه‌گذاری اولیه
۱٪	هزینه‌های سالانه تعمیرات و نگهداری واحد آب‌شیرین‌کن نسبت به سرمایه‌گذاری اولیه
۰/۰۳۲ \$·m ⁻³	هزینه سوخت گاز طبیعی صنعتی*
۰/۱۰	نرخ بهره <i>i</i>
۲۰ سال	عمر سیستم <i>L</i>
۰/۹	ضریب ظرفیت <i>CF</i> (نسبت مدت زمان کاری در یک سال)

* معادل ۸۰۰ ریال، با در نظر گرفتن نرخ دلار مبادلاتی ۲۴,۸۷۱ ریال
ضریب بهره 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 ، C'_{EL} هزینه‌ها و P' تولید در طول تمام سال‌های عمر پروژه L بر مبنای ارزش کنونی هستند که با در نظر گرفتن نرخ بهره i و محاسبه ضریب ارزش خالص کنونی $(NPVF)$ محاسبه می‌شوند [۹]. سهم هزینه‌های سالانه تعمیرات و نگهداری، کارکنان، راه‌اندازی و... کاملاً به شرایط نیروگاه وابسته است و برای نیروگاه ۵٪ و آب‌شیرین‌کن ۱٪ نسبت به سرمایه اولیه در نظر گرفته شده است [۱۰].

۳. صحت‌سنجی مدل ارائه‌شده با واحد تولید هم‌زمان الطویلائی امارات

در این مقاله، به منظور 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 $\text{m}^3 \cdot \text{day}^{-1}$ ۲۲۷/۸۰۰ آب‌شیرین تولید می‌کند. در این مقاله، به منظور ایجاد بستری برای مقایسه و ارزیابی با واحدهای در حال بهره‌برداری، به شبیه‌سازی این مدل و مقایسه نتایج آن با نتایج واقعی نیروگاه پرداخته شده است. در جدول (۲)، فهرستی از مشخصات فنی و تجهیزات به کاررفته 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.

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

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

• نسبت ذخیره انرژی سوخت $(FESR)$
میزان صرفه‌جویی انرژی سوخت را در حالت تولید هم‌زمان نسبت به چرخه‌های تک‌منظوره تولید توان و حرارت لازم برای تولید آب نشان می‌دهد.

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

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

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

رابطه (۳) در واقع همان رابطه (۲) و میزان کل حرارتی ورودی به واحد است. در رابطه (۴) برای $Q_{f,SP}$ عبارت اول حرارت لازم برای تولید همان مقدار توان در چرخه 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 مطالعه حاضر مقدار ۹۰٪ برای آن منظور شده است) خواهد بود [۷].

• نسبت بهره‌وری آب‌شیرین‌کن (GOR)
معیاری از عملکرد واحد آب‌شیرین‌کن است و به صورت 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 چرخه ترکیبی عبارت‌اند از: مبلغ سرمایه‌گذاری C_I ، هزینه تعمیرات و نگهداری C_O ، هزینه سوخت برای واحد تولید توان C_F ، هزینه برق مصرفی واحد آب‌شیرین‌کن C_{EL} و تولید P . در نهایت هزینه 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 در نظر گرفته‌شده در تحلیل‌های اقتصادی مطالعه حاضر فهرست شده‌اند.

1. Fuel Energy Saving Factor
2. Gain Output Ratio

به‌تبع، بهره‌وری از گازهای داغ خروجی از توربین گاز را کاهش می‌دهد و منجر به افزایش دمای بخار خروجی از دودکش بازیاب (حدود ۱۹۰ °C) می‌شود؛ لذا در ادامه شبیه‌سازی‌ها، با تقسیم بخار به دو بخش فشار بالا HP و فشار پایین LP به توسعه 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 چرخه ترکیبی پس‌فشاری

پس از بررسی یک واحد در حال بهره‌برداری در بخش قبل، در این بخش به شبیه‌سازی یک مجموعه^۱ تولید هم‌زمان منطبق با ترکیب رایج نیروگاه‌های جدید کشور، متشکل از دو واحد توربین گازی V94.2 زمینس ۱۵۹ MW در موقعیت ISO، دو واحد HRSG از نوع افقی و دوفشاره و یک مجموعه توربین بخار ۱۶۰ MW پرداخته می‌شود. بقیه مشخصات در جدول (۴) آمده است. این واحد در اصل از نوع چگالشی است. از آنجاکه از اهداف مطالعه 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 °C و ۳۰ °C
سیستم خنک‌کاری	برج خنک‌کن گردش طبیعی
توربین گاز (۲ واحد)	Siemens V94.2
سوخت مصرفی، LHV	گاز طبیعی، ۴۲/۲۷۲ MJ.kg ⁻¹
نوع HRSG (۲ واحد)	افقی، دوفشاره
بخار تولیدی فشار پایین	۹ kg.s ⁻¹ ، ۲۳۰ °C، ۸/۵ bar
بخار تولیدی فشار بالا	۶۷ kg.s ⁻¹ ، ۵۲۰ °C، ۹۰ bar
فشار کندانسور	۰/۱۲۱ bar
توان تولیدی نامی (ISO)	۴۷۸ MW
نتایج شبیه‌سازی با نرم‌افزار ترموفلکس	
میزان سوخت مصرفی کل	۱۶/۳۵ kg.s ⁻¹
توان تولیدی ناخالص	۴۰۳/۳۳ MW
توان تولیدی خالص	۳۹۱/۴۸ MW
بازده الکتریکی خالص	٪ ۵۱/۷۶

در شکل (۱)، چیدمان واحد مدنظر 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.

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

ارتفاع، رطوبت نسبی، دمای محیط و آب دریا	۸۰٫۳ m، ۴۶°C و ۳۵ °C
توربین گاز (۳ واحد)	Siemens V94.3A
سوخت مصرفی، LHV	گاز طبیعی، ۴۲/۲۷۲ MJ.kg ⁻¹
دمای ورودی به توربین گاز	۱۱۹۰°C
نوع HRSG (۳ واحد)	افقی، تک‌فشاره
بخار تولیدی در HRSG	۱۱۵ kg.s ⁻¹ ، ۵۲۳°C، ۷۰ bar
توربین بخار (۲ واحد)	Siemens NG90/90 (BP)
بخار ورودی به توربین	۱۱۵ kg.s ⁻¹ ، ۵۲۰°C، ۶۶/۵ bar
پس‌فشار (BP) توربین بخار	۳/۵ bar
واحد نمک‌زدایی	۴ واحد از نوع MSF
کیفیت آب دریا و تولید	۲۵ و ۴۵۱۰ ppm

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

کمیت $FESR$ با در نظر گرفتن $\eta_{e,SP} = ۰/۴۷$ و $\eta_b = ۰/۹۰$ محاسبه شده است. $\eta_{e,SP}$ بازده یک چرخه 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 پایه نرم‌افزار، در شبیه‌سازی چرخه‌های ترمودینامیکی است.

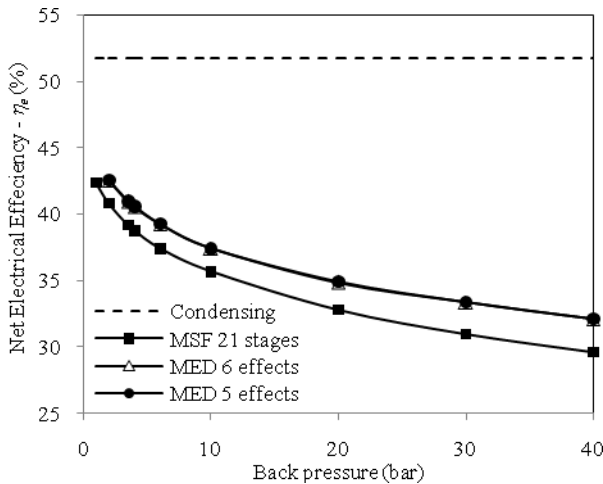
جدول (۳): مقایسه نتایج شبیه‌سازی با شرایط کاری واقعی

نتایج	واحد	الطویلا [۱۱]	مطالعه 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	°C	۱۶۶	۱۶۸/۷
دبی بخار ورودی	kg.s ⁻¹	۸۲/۸۸	۸۱/۵۵
تعداد مراحل بازیافت و دفع حرارت در MSF	-	۳ و ۱۶	۳ و ۱۷
آنتالپی بخار مصرفی برای تولید ۱ m ³ آب	MJ.m ⁻³	۲۹۰	۲۸۶/۳
بازده الکتریکی خالص	%	۴۰/۶۳	۴۱/۵۲
EUR	%	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

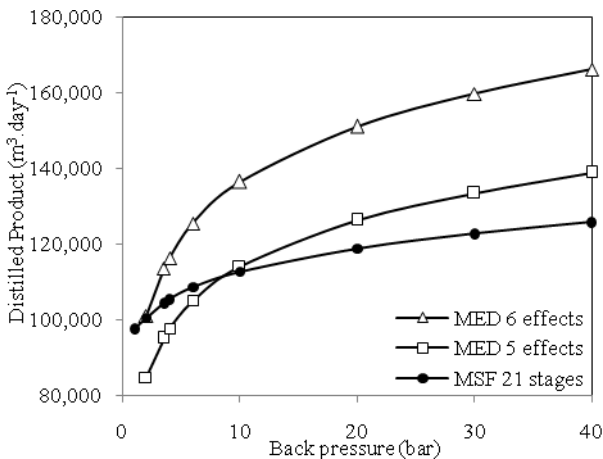
۵. نتایج شبیه‌سازی واحد تولید هم‌زمان

در این بخش، نتایج شبیه‌سازی ۲۴ چرخهٔ پس‌فشاری (۳ نوع آب‌شیرین‌کن ۸× مقدار BP) همراه با برآوردهای هزینه ارائه می‌شود. در شکل‌های (۵-۲)، به ترتیب نتایج 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.



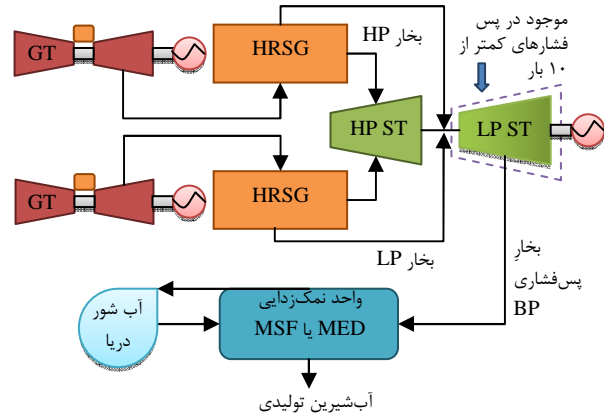
شکل (۲): بازده الکتریکی خالص

در شکل (۲)، مقدار بازده الکتریکی η_e چرخهٔ پس‌فشاری نسبت به چرخهٔ چگالشی، کاهش چشمگیری دارد؛ به طوری که با افزایش BP و به تبع کاهش توان تولیدی، مقدار آن از ۴۲ تا ۳۲٪ کاهش می‌یابد. این مقادیر بیانگر آن است که بازده یک چرخهٔ تولید هم‌زمان حدود ۷۰٪ بازده یک چرخهٔ چگالشی (مشخص شده با خط چین - 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 بیش از حد مصرف برق واحد *MSF* منجر به کاهش حدود ۲/۵٪ بازده آن نسبت به *MED* شده است.



شکل (۳): میزان تولید آب شیرین

- 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.



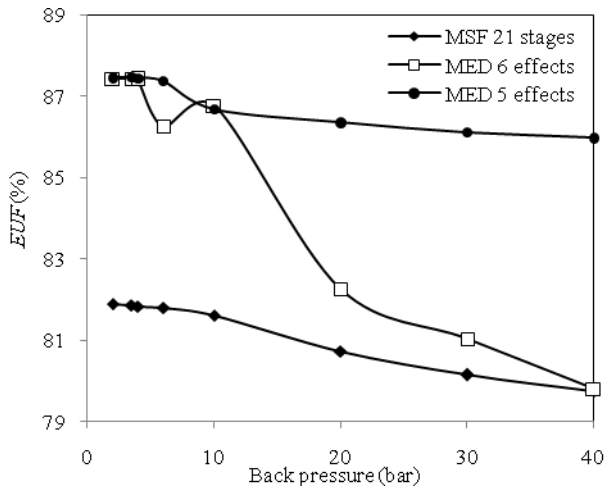
شکل (۱): طرح‌وارهٔ چرخهٔ تولید هم‌زمان آب و توان

- از سیستم‌های رایج *MED* و *MSF* برای نمک‌زدایی استفاده شده که بنابر وضعیت‌های کاری هر کدام، 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؛ در حالی که واحد *MSF* از بخار BP تنها به عنوان گرم‌کن آب تغذیه 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 *MSF* و *MED*

۴۵,۱۰۰ ppm و ۳۰ °C	دما و کیفیت آب دریا
٪ ۲۹/۵۷	نسبت تغلیظ
واحد <i>MSF</i>	
۱۱۰ °C	بیشینه دمای پساب
۴۰ °C	دمای آخرین مرحله
۶۸,۱۶۷ m ³ .day ⁻¹	بیشینه ظرفیت هر واحد
۱۸ و ۳، برای بازیافت و دفع حرارت	تعداد مراحل
واحد <i>MED</i> (از نوع <i>MED-TVC</i> دارای ترموکمپرسور)	
۷۰ °C	دمای بخار اولین مرحله
۴۹ °C	دمای آخرین افکت
۴/۲ °C	اختلاف دمای کندانسور
۱۰,۳۹۴ m ³ .day ⁻¹	بیشینه ظرفیت هر واحد
۵ و ۶ مرحله	تعداد مرحله‌ها

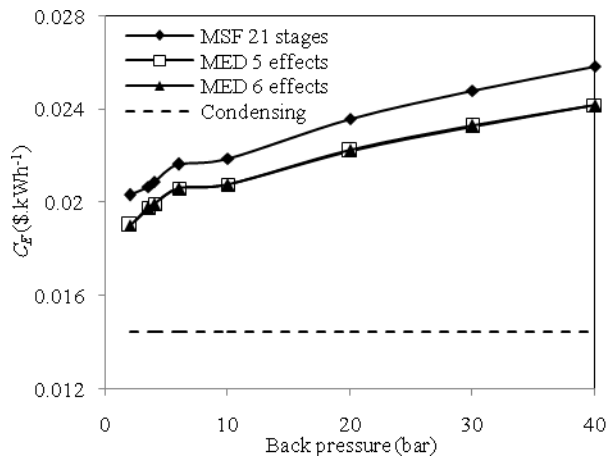
روند تغییرات *EUF* نیز مانند *FESR* (شکل ۵) و دارای مقدار تقریباً ثابت و زیادی بین ۸۲ تا ۸۸٪ است (شکل ۶). علی‌رغم اینکه تولید آب شیرین واحد *MED* ۶ مرحله‌ای نسبت به ۵ مرحله‌ای بیشتر است (شکل ۳)، مقدار *EUF* و *FESR* آن نسبت به ۵ مرحله‌ای کمتر است. این امر به علت ملاحظات در نظر گرفته شده برای واحدهای *MED* به عنوان مثال ثابت کردن حد پایینی از دما برای مرحله آخر است.



شکل (۶): ضریب بهره‌وری انرژی سوخت

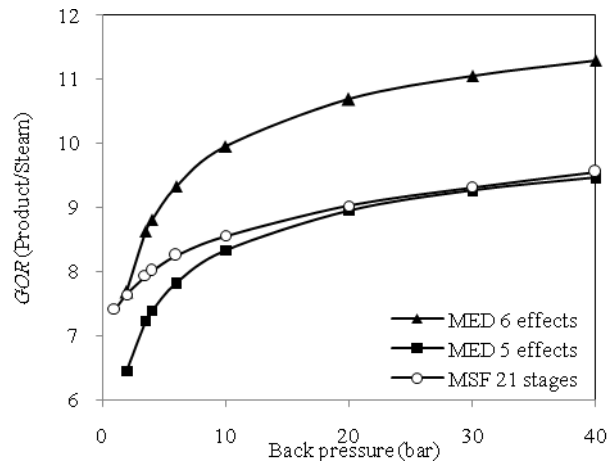
در شکل‌های (۷) و (۸) نیز به ترتیب، هزینه نهایی C_E تولید برق و تولید آب، با پیاده‌سازی رابطه‌های بخش ۲ و فرضیات جدول (۱) در برنامه تهیه شده، نمایش داده شده‌اند.

هزینه سرمایه‌گذاری به‌ازای واحد تولید C_I از کمیت‌های مهم در تحلیل اقتصادی است. با بررسی و مقایسه مقادیر ذکر شده در مقاله‌ها و گزارش‌های موجود، معلوم شد که مقدار آن برای وضعیت اقلیمی و اقتصادی هر منطقه متفاوت است [۱۲]؛ از این‌رو، مقدار هزینه سرمایه‌گذاری برای واحد چگالشی ترکیبی مقدار $554 \$ \cdot kW^{-1}$ (مقدار ارائه شده در [۱۳] برای یک واحد ترکیبی $560 MW$) در نظر گرفته شده و تحلیل‌های اقتصادی واحدهای پس‌فشاری براساس آن تنظیم شده‌اند.



شکل (۷): هزینه نهایی تولید برق در چرخه تولید هم‌زمان

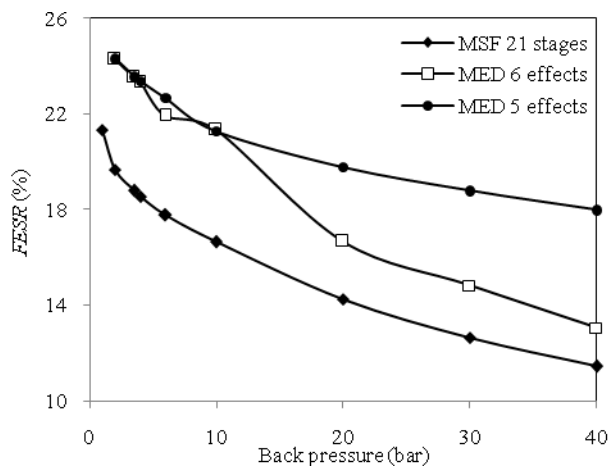
در شکل (۳) با افزایش *BP*، تولید آب شیرین واحد *MSF* با نرخ تقریباً یکنواخت و ثابت افزایش می‌یابد؛ این درحالی است که تولید واحد *MED* با نرخ بیشتری افزایش می‌یابد. یک منشأ مهم تفاوت بین تولید واحد *MED* و *MSF*، افزودن آب اضافی به بخار ورودی *MED* که برای تخفیف درجه مافوق گرمی آن تا نزدیک خط اشباع صورت 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 آب شیرین کن

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

ضریب ذخیره انرژی سوخت *FESR* برای واحدهای تولید هم‌زمان که در این مقاله ارزیابی شده‌اند، در پس‌فشارهای پایین حدود ۲۰ تا ۲۵٪ است؛ درحالی‌که در شکل (۵) ملاحظه می‌شود با افزایش *BP* مقدار آن به ۱۲ تا ۱۸٪ کاهش می‌یابد. با افزایش *BP*، عملاً میزان توان تولید شده از بخار، کاهش و استفاده از آن به‌عنوان انرژی گرمایی در واحد نمک‌زدایی افزایش می‌یابد. این امر موجب کاهش *FESR* می‌گردد.



شکل (۵): ضریب ذخیره انرژی سوخت

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

۶. نتیجه‌گیری

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

بر اساس پیشنهادهای اخیر محققان و واحدهای استاندارد تولید توان در نیروگاه‌های کشور، یک واحد چرخه ترکیبی تولید هم‌زمان پس‌فشاری برای استفاده از بخار خروجی در واحد نمک‌زدایی MSF و MED پیکربندی شد و پس از بررسی 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. هزینه تولید آب در MED ۶ مرحله‌ای تقریباً ثابت ($0/88 \text{ \$} \cdot \text{m}^{-3}$) و $12/5\%$ کمتر از واحد MSF است. علت اصلی این امر، مصرف بسیار زیاد برق MSF نسبت به MED (۳/۳ برابر) است.

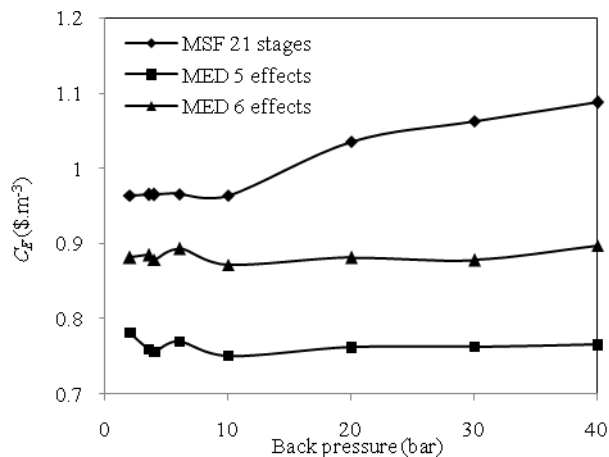
اگرچه بازده الکتریکی واحدهای تولید هم‌زمان ۱۰ تا 20% کمتر از تک‌منظوره است و هزینه تولید توان الکتریکی آنها $1/32$ تا $1/67$ برابر هزینه تولید واحد تک‌منظوره است، باید در نظر داشت که این واحدها هنگام تولید هم‌زمان، ضریب بهره‌وری انرژی EUF حدود 85% دارند که منجر به ذخیره حدود 23% سوخت می‌شود.

در شکل (۷)، خط‌چین مقدار هزینه نهایی C_E برای چرخه چگالشی بدون تولید آب ($391/4 \text{ MW}$) را نشان می‌دهد. با افزایش BP تولید توان توربین‌های بخار کاهش می‌یابد و با سرمایه‌گذاری تقریباً یکسان برای تجهیزات تولید توان و نگهداری، خروجی توان کمتری به دست می‌آید. این امر موجب افزایش هزینه نهایی چرخه تولید هم‌زمان پس‌فشاری به میزان $0/19$ تا $0/24$ دلار بر کیلووات ساعت می‌شود. این هزینه‌ها $1/32$ تا $1/67$ برابر هزینه چرخه چگالشی ($0/145 \text{ \$} \cdot \text{kWh}^{-1}$) هستند. افزایش فراوان مصرف برق واحد MSF نسبت به MED منجر به افزایش هزینه تولید توان می‌شود. دلیل ثابت ماندن قیمت از BP ۶ بار به ۱۰ بار، حذف توربین بخار LP از نیروگاه است که علت آن در بخش ۴ بحث شد. هزینه سرمایه‌گذاری C_I واحد نمک‌زدایی تقریباً ثابت است و مقدار میانگین آن برای BP ۶ تا ۴۰ بار در جدول (۶) آمده است.

جدول (۶): هزینه سرمایه‌گذاری C_I واحد نمک‌زدایی

$1,410 \text{ \$} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{day}^{-1})^{-1}$	MSF (ظرفیت $68000 \text{ m}^3 \cdot \text{day}^{-1}$)
$1,650 \text{ \$} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{day}^{-1})^{-1}$	MED ۵ مرحله (ظرفیت $10000 \text{ m}^3 \cdot \text{day}^{-1}$)
$2,000 \text{ \$} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{day}^{-1})^{-1}$	MED ۶ مرحله (ظرفیت $10000 \text{ m}^3 \cdot \text{day}^{-1}$)

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



شکل (۸): هزینه نهایی تولید آب در چرخه تولید هم‌زمان

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 چرخه ترکیبی مجهز به سیستم خنک‌کن هوای ورودی و هیبرید نم‌زدایی حرارتی / غشایی»، همایش نم‌زدایی آب‌های شور، لب شور و تصفیه 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] اسکونزاد، م، اقتصاد مهندسی یا ارزیابی اقتصادی پروژه‌های صنعتی، تهران، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، ۱۳۷۵.
- [10] Garet, 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.