

# بهینه‌سازی سودمندی - اقتصادی سیستم ترکیبی تولید نیرو به کمک گازساز بستر سیال

بابک فحیم قنبرزاده (دانشجوی کارشناسی ارشد)

مریم فانی (دانشجوی دکتری)

بیژن فرهانی (استاد)

دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی شریف

امروزه کاربرد ضایعات زیست‌توده‌ی انرژی کافی برای تولید انرژی الکتریکی، کاربردهای مربوط به موتور و... را فراهم می‌کند. در فرایند گازی‌کردن، زیست‌توده را در حضور هوا و رطوبت به گاز تمیز و قابل احتراق تبدیل می‌کنند. یکی از روش‌های گازی‌کردن زیست‌توده استفاده از گازساز بستر سیال<sup>۱</sup> است. سیستم ترکیبی تولید نیرو با استفاده از گازساز بستر سیال و توربین گاز از روش‌های موجود برای تولید انرژی الکتریکی است که در مقایسه با دیگر سیستم‌ها از بازدهی بیشتر و هزینه‌ی تمام‌شده‌ی کم‌تر برخوردار است. در این نوشتار، مدل ترمودینامیکی بستر سیال به‌منظور سوزاندن ضایعات زیست‌توده‌ی و تولید گاز از آن بررسی، و سیستم ترکیبی تولید نیرو محتوی بستر سیال پرفشار به‌لحاظ سودمندی-اقتصادی<sup>۲</sup> تحلیل شده است. همچنین به‌منظور به‌منظور بهینه‌سازی هزینه‌ی سیستم مذکور، بهینه‌سازی سودمندی-اقتصادی تجزیه و تحلیل شده است.

babak.fakhim@gmail.com  
fani@mech.sharif.ir  
bifa@sharif.edu

واژگان کلیدی: بستر سیال، فرایند گازی‌کردن، مدل ترمودینامیکی، سیستم ترکیبی تولید نیرو، تحلیل سودمندی-اقتصادی، بهینه‌سازی سودمندی-اقتصادی.

## ۱. مقدمه

گاز استفاده از گازساز بستر سیال است که ثابت شده نسبت به دیگر گزینه‌ها سازگارتر با محیط است.<sup>[۱]</sup> گاز تمیز به دست آمده از گازساز می‌تواند سیستم چرخه‌ی ترکیبی را برای تولید الکتریسیته تغذیه کند، سیستمی که در آن سوخت حاصل از فرایند گازی‌کردن ابتدا در واحد توربین احتراقی می‌سوزد و سپس گاز داغ خروجی از توربین گازی آن برای فراهم‌کردن بخار به‌منظور تولید قدرت بیشتر در واحد توربین بخاری استفاده می‌شود. ترکیب گازساز و یک چرخه‌ی ترکیبی را «چرخه‌ی ترکیبی یک‌پارچه‌ی گازی‌کردن (IGCC)»<sup>[۲]</sup> می‌نامند. چنین سیستمی به‌کاهش قابل ملاحظه‌ی انتشار گازهای مضر خروجی از سیستم‌های انرژی می‌انجامد. درمورد فرایند گازی‌کردن زیست‌توده کارهای تجربی و نظری متفاوتی انجام شده است. هدف اصلی کارهای انجام‌شده مطالعه‌ی فرایندهای ترموشیمیایی طی فرایند گازی‌کردن زیست‌توده، بررسی تأثیر متغیرهای ورودی مهم -- نظیر محتوای رطوبتی و نسبت هوا/سوخت -- بر ترکیب گاز محصول و ارزش حرارتی آن بوده است.

فرایند گازی‌کردن<sup>۳</sup> تبدیل حرارتی مواد کربنی جامد به گازهای قابل احتراق است. گازی‌کردن ذغال، به‌عنوان فرایندی نسبتاً قدیمی، در مهار انرژی ذغال کاربرد گسترده‌ی داشته است. در زمان‌های بسیار دور از فرایند گازی‌کردن سوخت برای تولید گاز از ذغال و زیست‌توده استفاده می‌شد ولی اکنون فرایند تبدیل ضایعات به گاز از موارد مورد علاقه‌ی محققین و خیلی از سازمان‌هاست. همچنین به‌دلیل بحران جهانی انرژی، یافتن منبع انرژی جدید بسیار مهم است. زیست‌توده در واقع چیزی جز ذغال جوان نیست که می‌توان از آن به‌عنوان جایگزین مناسب منبع انرژی استفاده کرد. دو دلیل عمده‌ی افزایش کاربرد زیست‌توده به‌عنوان منبع انرژی عبارت است از: ۱. منابع انرژی تجدیدپذیر نشر گازهای گلخانه‌یی را تقلیل می‌دهند، چرا که  $CO_2$  ناشی از تبدیل حرارتی به‌طور طبیعی توسط عمل فتوسنتز جدا می‌شود؛ ۲. استفاده از زیست‌توده به‌عنوان منبع انرژی مشکل مدیریت ضایعات کشاورزی و شهری را آسان‌تر می‌کند (در مقایسه با دفن ضایعات با حجم زیاد).

در مدل‌سازی فرایند گازی‌کردن زیست‌توده در بسترهای سیال حبابی (BGFBF)<sup>[۴]</sup>، محققین مدلی تجربی ولی نسبتاً جالب را، که کاربردی موفقیت‌آمیز در گازساز کرسست‌لویر<sup>۶</sup> فرانسه داشت، معرفی کردند.<sup>[۲]</sup> همچنین در سال‌های ۱۹۸۴ و ۱۹۸۵ نیز مدل‌هایی ارائه شد<sup>[۳]</sup> که امروزه شناخته شده‌اند.

بنابراین کاملاً مشهود است که تبدیل ضایعات به گاز راه حلی مناسب برای سازمان‌های مدیریت ضایعات شهری و نیز یافتن جایگزین‌های جدید منابع انرژی است. یکی از روش‌های مورد استفاده برای تبدیل ضایعات زیست‌توده‌یی به

در سال‌های ۱۹۹۰ تا ۱۹۹۳ برخی حالات غیر پایایی BGFBF مدل شد،<sup>[۵]</sup>

تاریخ: دریافت ۱۳۸۷/۱/۹، اصلاحیه ۱۳۸۸/۶/۱۵، پذیرش ۱۳۸۸/۸/۹.

ضمن تحلیل سیستم به لحاظ سودمندی - اقتصادی، بهینه‌سازی لازم بر پایه‌ی این تحلیل انجام گرفته است.

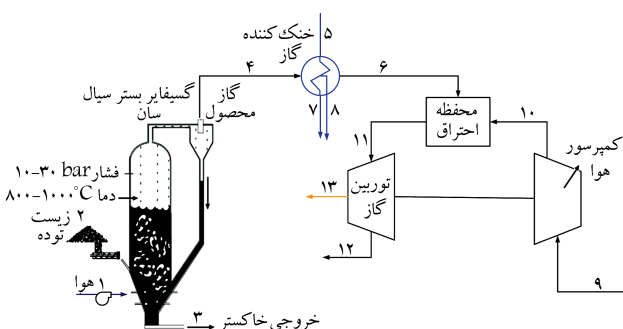
وجه تمایز کار حاضر با کارهای قبلی در این است که در کارهای گذشته سیستم مرکب تولید نیرو (CHP) را به همراه بستر سیال مورد تحلیل سودمندی - اقتصادی قرار نداده‌اند و با توجه به مقادیر اولیه‌ی مناسب - که برای متغیرهای تصمیم اجزای مختلف CHP در مرحله‌ی بهینه‌سازی سودمندی - اقتصادی در نظر گرفته شده - با تعداد تکرارهای کم‌تری از روش بهینه‌سازی به جواب نهایی منجر شده است و تعداد متغیرهای تصمیم دخیل در بهینه‌سازی نسبت به کارهای گذشته متنوع‌تر است.

## ۲. مدل‌سازی ترمودینامیکی

در این بخش روابط مربوط به مدل ترمودینامیکی برای سیستم مرکب تولید نیرو (CHP) از نوع IGCC که بستر سیال حبایی با فشار بالا به‌عنوان گازساز در آن عمل می‌کند، برای واحدهای مختلف آن مطالعه شده است. طرح‌واره‌ی سیستم ترکیبی مورد نظر در شکل ۱ آورده شده است.

پیش‌فرض‌های لازم برای تحلیل ترمودینامیکی این سیستم ترکیبی عبارت است از:

- سیستم ترکیبی در حالت پایا کار می‌کند.
- قوانین اختلاط گاز ایده‌آل بر هوا و محصولات احتراقی حاکم است.
- احتراق در محفظه‌ی احتراق کامل است و گاز  $N_2$  خنثی است.
- انتقال حرارت از محفظه‌ی احتراق ۲٪ ارزش حرارتی گاز ورودی به محفظه‌ی احتراق، به‌عنوان سوخت آن واحد، در نظر گرفته شده است و دیگر واحدها بدون اتلاف حرارتی کار می‌کنند.
- همچنین برای مدل‌سازی ترمودینامیکی گازساز بستر سیال، که مهم‌ترین واحد سیستم است، رعایت پیش‌فرض‌هایی ضروری است:
- تعادل شیمیایی در گاز خروجی حاصل از فرایند گازی‌کردن، از گازساز بستر سیال حاصل شده است.
- خاکستر در نظر گرفته نشده است.
- افت حرارتی در گازساز قابل چشم‌پوشی است.
- شرایط هم‌دما بر بستر حاکم است که این با مشاهدات تجربی هم‌خوانی دارد.



شکل ۱. سیستم ترکیبی IGCC.

و نیز محققین با در نظر گرفتن تغییرات محوری دما و غلظت نتایج خود را برای گازساز  $kg/h$  ۵۰ به کار بردند.<sup>[۶]</sup> در مدل‌سازی فرایند گازی‌کردن زیست‌توده، ایده‌های جدیدی به‌ویژه برای ستون فوقانی بستر سیال و نرخ تغذیه‌ی سوخت ارائه شد.<sup>[۷]</sup> همچنین پژوهش‌گران پروفیل‌های دمایی ارائه‌کردند،<sup>[۹]</sup> اگرچه کارشان عمدتاً بر فرایند گازی‌کردن ذغال متمرکز بود و جزئیات زیادی از کارشان را ارائه نکرده‌اند. در سال ۲۰۰۰، دو مدل با استفاده از ASPEN PLUS ارائه شد.<sup>[۱۰]</sup>

با استفاده از نتایج آزمایشگاهی تبدیل گازی زیست‌توده، مدلی برای BFBG ارزیابی شد.<sup>[۱۱]</sup> طراحان این مدل هیدرودینامیک و پیرولیز<sup>۷</sup> را در یک مدل واحد بررسی و مدل سینتیکی پیرولیز را در نرخ‌های دمایی معتدل به دست آورده‌اند. براساس مطالعات انجام‌شده،<sup>[۱۳]</sup> کارکرد سیستم BFG با ترم‌های خروجی حرارتی نمایش داده شده است. خروجی حرارتی کار دسترس‌پذیر را برای تبدیل الکتروسیسته از ژنراتورهای دیزلی یا توربین‌های گازی معین می‌کند.

در تحلیل سودمندی سیستم، اطلاع از اتلاف سودمندی که نتیجه‌ی بازگشت‌ناپذیری‌ها در سیستم است، بسیار ضروری و مفید است. دست‌کم بخشی از اتلاف سودمندی توسط ملاحظاتی چون هزینه‌ها، مواد، تأثیرات زیست‌محیطی، قابلیت اطمینان، دسترس‌پذیری و قابلیت کارکرد سیستم تحت ملاحظه دیکته می‌شود. در یک سیستم بهینه، مقدار کل اتلاف سودمندی از طریق چنین ملاحظاتی قابل توجه است. در مطالعه‌ی حاضر سعی بر آن است تا از نقطه‌نظر اقتصادی و با استفاده از شیوه‌ی ترمواکونومیک - با به‌طور خاص تحلیل سودمندی - اقتصادی - این نکته تحلیل شود.

واژه‌ی «ترموکونومیک» یا «اگزرواکونومیک» یا «سودمندی - اقتصادی» برای ترکیب مناسب تحلیل سودمندی و اقتصادی به کار رفته است. مهم‌ترین شاخصه‌ی این تحلیل، نسبت دادن هزینه‌ها به محتوای سودمندی (نه انرژی) یک حامل انرژی است. یک تحلیل ترمواکونومیک کامل مشتمل است بر: ۱. تحلیل جزئی سودمندی؛ ۲. تحلیل اقتصادی سیستم مورد نظر؛ ۳. هزینه‌ی سودمندی؛ ۴. ارزیابی سودمندی - اقتصادی هر سیستم.

توسعه‌ی مدرن ترمواکونومیک در سال ۱۹۹۵ توسط تریوس و ایوانز<sup>۸</sup> ارائه شد. در اروپا، هزینه‌های یک مجموعه سیستم قدرتی به اتلاف سودمندی در هر واحد به‌منظور بهینه‌سازی گرم‌کننده‌های آبی نسبت داده شد.<sup>[۱۴]</sup> مطالعه‌ی انجام‌شده توسط السید و ایوانز<sup>۹</sup> مبنای روش‌های محاسباتی پیچیده در تحلیل ترمواکونومیکی قرار گرفت.<sup>[۱۵]</sup> تحلیل سودمندی - اقتصادی مجموعه‌های تبدیل انرژی که در سال ۱۹۸۴ توسط محققین پیش‌تاز در مطالعات ترمواکونومیک صورت گرفت<sup>[۱۶]</sup> به یکی از مراجع مهم در این زمینه بدل شده است. واژه‌ی «اگزرواکونومی» نخستین بار توسط نسا تسارونیس<sup>[۱۷]</sup> مطرح شد که در کارهایش مروری جامع بر تحلیل سودمندی - اقتصادی و کاربرد آن در بهینه‌سازی انجام داد. وی اخیراً تعاریف و نمادهای به کار رفته در این علم را نمایش داده است.<sup>[۱۸]</sup> با توجه به منابع موجود، اخیراً توجه بیشتری بر این موضوع شده است به طوری که، تحلیل سودمندی - اقتصادی و بهینه‌سازی سیستم با تولید ترکیبی، با استفاده از الگوریتم ژنتیک برای بهبود کارکرد سیستم انجام شده<sup>[۱۹]</sup> و به کسب نتایج قابل قبول انجامیده است. بهینه‌سازی اقتصادی چرخه‌ی ترکیبی همراه با سیستم گازساز چندمحصوله مورد تجزیه و تحلیل قرار گرفته است.<sup>[۲۰]</sup> با تحلیل سودمندی و ترمواکونومیکی سیستم تولید نیرو با موتور دیزلی<sup>[۲۱]</sup> هزینه‌ها کاهش قابل توجهی یافته است.

در این نوشتار، مدل ترمودینامیکی گازساز بستر سیال برای سوزاندن ضایعات، و نیز تحلیل ترمودینامیکی سیستم ترکیبی تولید نیرو IGCC مورد بررسی قرار گرفته و

طی فرایند تبدیل به گاز است که به نرخ هم ترازی (ER)<sup>۱۱</sup> فرایند تبدیل به گاز<sup>۱۲</sup> و نسبت استوکیومتری سوخت به هوا برای زیست توده وابسته است.

$$m = \frac{1}{F_{rg} F_{st}} \quad (5)$$

### ۱.۲. پیدا کردن مقادیر مولی گازهای خروجی از گازساز

برای ترکیب مولی زیست توده  $C_a H_b O_c N_d S_e$  و مقدار مولی رطوبت، بالانس های اتمی را به ترتیب برای  $S, N, O, H, C$  به دست می آوریم و فرض می کنیم که در گاز خروجی اکسیژن حضور ندارد. اکنون ۵ معادله برای محاسبه ی  $\gamma$  متغیر داریم. برای حل این دستگاه معادلات باید دو معادله ی دیگر نیز اضافه کنیم که با فرض وجود تعادل در خروجی گازساز، دو معادله ی تعادلی می توان اضافه کرد. در ناحیه ی احیای گازساز، هیدروژن توسط کربن به متان کاهش می یابد.



ثابت تعادلی  $k_1$  به صورت تابعی از ترکیب مولی عبارت است از:

$$k_1 = \frac{n_5 \times n_{total}}{n_1^2} \quad (7)$$

واکنش دوم هم واکنش شیفت<sup>۱۳</sup> است که توصیف کننده ی تعادل بین  $CO$  و  $H_2$  در حضور آب است.



ثابت تعادلی  $k_2$  متناظر چنین حاصل می شود:

$$k_2 = \frac{n_1 n_2}{n_2 n_1} \quad (9)$$

مقادیر ثابت های تعادلی  $k_1$  و  $k_2$  از انرژی آزاد گیبس به دست می آید:

$$K_p = \exp\left(-\Delta G_T^0 / R_u T\right) \quad (10)$$

که در آن  $\Delta G_T^0$  اختلاف انرژی آزاد گیبس بین واکنش دهنده ها و محصولات است:

$$\Delta G_T^0 = \Delta H^0 - T \Delta S^0 \quad (11)$$

با جاگذاری انرژی آزاد گیبس در معادلات بالا، ثابت تعادلی طبق رابطه های ۱۲ و ۱۳ محاسبه خواهد شد:

$$K_1 = \frac{en_{total}}{a^2} = \exp\left(-\left(G_{T,CH_4}^0 - 2G_{T,H_2}^0\right) / R_u T\right) \quad (12)$$

$$K_2 = \frac{ac}{bd} = \exp\left(-\left(G_{T,H_2}^0 + G_{T,CO_2}^0 - G_{T,CO}^0 - G_{T,H_2O}^0\right) / R_u T\right) \quad (13)$$

که انرژی آزاد گیبس از رابطه ی ۱۴ قابل محاسبه است:

$$G_{T,i}^0 = \Delta \tilde{h}_{f,i,298}^0 + \int_{298}^T \bar{C}_p(T) dT - T s^0 \quad (14)$$

که در آن  $\bar{C}_p(T)$  حرارت مخصوص در فشار ثابت با واحد (J/mol K) و تابعی از دماست.  $\bar{C}_p(T)$  را می توان به صورت تابعی از معادله ی تجربی ۱۵ به دست آورد:<sup>[۲۲]</sup>

$$\bar{C}_p(T) = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (J/molK) \quad (15)$$

برای مدل گازساز بستر سیال، می توان با استفاده از تحلیل نهایی و کسر جرمی کربن ( $C$ )، هیدروژن ( $H$ )، اکسیژن ( $O$ )، نیتروژن ( $N$ ) و سولفور ( $S$ )، فرمول معادل سوخت  $C_a H_b O_c N_d S_e$  را محاسبه کرد. با فرض  $a = 1$  داریم:

$$b = \frac{HM_C}{CM_H}, \quad c = \frac{OM_C}{CM_O}, \quad d = \frac{NM_C}{CM_N}, \quad e = \frac{SM_C}{CM_S} \quad (1)$$

که در آن  $M_k$  وزن مولکولی برای جزء اتمی  $k$  ام است. مقدار تحلیل نهایی سوخت محرک پسماند (RDF)<sup>۱۴</sup> در نظر گرفته شده برای این مدل در جدول ۱ ارائه شده است.

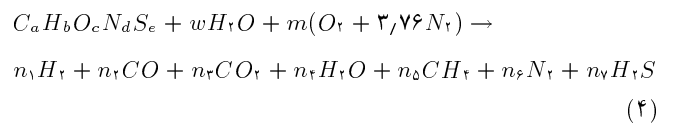
با به دست آمدن فرمول معادل سوخت، وزن مولکولی ویژه ی زیست توده، مقدار مولی آب بر واحد یک مول زیست توده، نسبت استوکیومتری سوخت/هوا و آنتالپی تشکیل زیست توده قابل تعیین اند. مقدار مولی رطوبت سوخت طبق رابطه ی ۲ به درصد رطوبت سوخت ارتباط می یابد.

$$w = \frac{M_{bm} \phi}{M_{H_2O} (1 - \phi)} \quad (2)$$

آنتالپی تشکیل زیست توده که به عنوان سوخت در گازساز استفاده شده است، برابر خواهد بود با:

$$h_{f,bm} = LHV_{db} + \frac{1}{M_{bm}} \sum_{i=prod} \nu_i \bar{h}_{f,i} \quad (3)$$

برای گسترش مدل، با تعیین فرمول شیمیایی سوخت، که در بالا توضیح داده شد، واکنش انجام شده داخل گازساز بستر سیال را می توان چنین نوشت:



که در آن با فرض  $a = 1$ ،  $e, d, c, b$  به ترتیب نشانگر تعداد اتم های هیدروژن، اکسیژن، نیتروژن و سولفور بر تعداد اتم کربن در سوخت است.  $w$  مقدار رطوبت در یک کیلومول سوخت است. مقدار فشار درون گازساز برابر با ۳۲ بار است و هوا با دمای  $120^\circ C$  به درون گازساز راه می یابد. همچنین  $n_1, n_2, n_3, n_4, n_5, n_6, n_7$  در طرف راست نشانگر تعداد مول های اجزای گاز خروجی است.

در داخل گازساز بستر سیال تقریباً تمامی سولفور موجود در ماده ی ورودی به  $H_2 S$  تبدیل می شود. برای اطمینان از این که محتوی سولفور گاز نهایی در محدوده ی قابل قبولی باشد، باید آن را به صورت هدف مند جدا کنیم. در مورد گازسازهای بستر سیال، سنگ آهک را می توان برای جذب عمده ی  $H_2 S$  تولید شده درون خود بستر به کار گرفت. سنگ آهک ( $CaCO_3$ ) تبدیل به آهک می شود، که خود در ادامه در واکنش با  $H_2 S$  درون گازساز به سولفید کلسیم ( $CaS$ ) تبدیل خواهد شد.

در برخی مقاله ها از مقادیر  $S$  و  $N$  به دلیل ناچیز بودن آنها در تحلیل نهایی سوخت چشم پوشی شده است. ضریب  $m$  همان مقدار مولی هوای مورد استفاده

جدول ۱. تحلیل نهایی سوخت زائد.<sup>[۲۲]</sup>

سوخت زائد	%C	%H	%O	%N	%S	Ash	HHV (MJ/Kg)
RDF	۴۴٫۷	۶٫۲۱	۳۸٫۶	۰٫۶۹	۰٫۰	۱۰٫۴	۱۹٫۴۹۵

سودمندی شیمیایی بیشینه کار مفید نظری است که از تبدیل سیستم مرده‌ی مقید به حالت مرده‌ی بی که در آن سیستم در تعادل کامل با محیط است، حاصل می‌شود. سودمندی شیمیایی استاندارد ترکیب شیمیایی خالص گاز است و مقدار آن به‌ازای برخی گازها داده شده است.<sup>[۲۴]</sup> سودمندی شیمیایی مخلوط گاز نیز توسط رابطه‌ی ۲۴ داده می‌شود:

$$\bar{e}^{CH} = \sum_i x_i \bar{e}_{i,i}^{CH} + RT_0 \sum_i x_i \ln x_i \quad (24)$$

### ۳.۲. سودمندی سوخت زیست‌توده

سودمندی برای زیست‌توده از رابطه‌ی ۲۵ حاصل می‌شود:

$$\bar{e}_{o,biomass} = \beta LHV_{biomass} \quad (25)$$

که در آن  $LHV$  ارزش حرارتی پایین سوخت،  $\beta$  نسبت سودمندی شیمیایی به  $LHV$  کسر آلی زیست‌توده است که به صورت زیر محاسبه می‌شود:<sup>[۲۶]</sup>

$$\beta = \frac{1/0.412 + 0.216(Z_H/Z_C)}{1 - 0.335Z_O/Z_C} - \frac{0.2499Z_O/Z_C [1 + 0.7884Z_H/Z_C] + 0.45Z_N/Z_C}{1 - 0.335Z_O/Z_C}$$

که در آن  $Z_N, Z_H, Z_C, Z_O$  به ترتیب کسرهای جرمی اکسیژن، کربن، هیدروژن و نیتروژن در زیست‌توده است. در نتیجه:

$$\dot{E}_{fuel} = \bar{e}_{o,biomass} \times n_{fuel} \quad (26)$$

که در آن  $n_{fuel}$  تعداد مول‌های ورودی برای سوخت مورد نظر است. سودمندی هوای ورودی  $\dot{E}_{air}$  و سودمندی رطوبت ورودی  $\dot{E}_{mois}$  نیز از رابطه‌ی ۲۰ به دست می‌آید.

### ۴.۲. بازدهی سودمندی

با داشتن مقادیر سودمندی گازساز بستر سیال و خروجی گازها ( $\dot{E}_e$ )، می‌توان بازدهی سودمندی گازساز بستر سیال را محاسبه کرد.

$$\eta_{Ex} = \frac{\dot{E}_{out}}{\dot{E}_{in}} = \frac{\dot{E}_e}{\dot{E}_{air} + \dot{E}_{mois} + \dot{E}_{fuel}} \quad (27)$$

به روش گفته شده برای دیگر نقاط جریانی شکل ۱، مقادیر آنتالپی و سودمندی را می‌یابیم. با مشخص شدن مقادیر سودمندی در نقاط مختلف سیستم، بازدهی سودمندی به دست خواهد آمد. بازدهی سودمندی برای دیگر واحدها از روابط زیر به دست می‌آیند. گازساز

$$\dot{E}_P = \dot{E}_T \quad (28)$$

$$\dot{E}_F = \dot{E}_{air} + \dot{E}_{mois} + \dot{E}_{fuel} \quad (29)$$

$$\varepsilon_{gasifier} = \frac{\dot{E}_T}{\dot{E}_{air} + \dot{E}_{mois} + \dot{E}_{fuel}}$$

با توجه به توضیحاتی که پیش‌تر داده شد، دمای بستر سیال حبایی یکنواخت و در بازه  $900K - 1200K$  خواهد بود. بنابراین با داشتن دما، ثابت تعادلی براساس معادلات قبل محاسبه می‌شود، و در نهایت دستگاه معادلات برای حل مقادیر مولی گازهای خروجی را به‌علت ماهیت غیرخطی برخی معادلات به روش نیوتن - رافسون حل می‌کنیم. برای محاسبه‌ی «آنتالپی تشکیل» در سوخت جامد داریم:

$$\bar{h}_{f,fuel}^* = \overline{LHV} + \sum_{k=prod} [n_k (\bar{h}_f^*)_k] \quad (16)$$

که در آن  $(\bar{h}_f^*)_k$  آنتالپی تشکیل محصول  $k$  تحت شرایط احتراق کامل جامد، و  $\overline{LHV}$  ارزش گرمایی پایین سوخت است. آنتالپی گاز خروجی از گازساز بستر سیال و آنتالپی در هر نقطه‌ی حالت گازی سیستم ترکیبی را می‌توان چنین محاسبه کرد:

$$\bar{h} = \sum_{i=prod} x_i (\bar{h}_{f,i}^* + \Delta \bar{h}_{T,i}) \quad (17)$$

که در آن  $\bar{h}_f^*$  آنتالپی تشکیل<sup>[۲۴]</sup>  $\Delta \bar{h}$  بیان‌گر اختلاف آنتالپی بین حالت داده شده و حالت مرجع است که توسط رابطه‌ی ۱۸ تقریب زده می‌شود:

$$\Delta \bar{h}_T = \int_{T_{ref}}^T \bar{C}_p(T) dT \quad (18)$$

که در آن  $\bar{C}_p(T)$  را می‌توان از رابطه‌ی ۱۵ محاسبه کرد. آنتروپی گاز ایده‌آل براساس رابطه‌ی ۱۹ بیان می‌شود:

$$s = \bar{s}^* + \int_T^T \frac{\bar{C}_p}{T} dT - R \ln \frac{P}{P_0} \quad (19)$$

که در آن  $\bar{s}^*$  آنتروپی در حالت مرجع (دمای  $T_0$  و فشار  $P_0$ ) است.<sup>[۲۵]</sup>

### ۲.۲. تحلیل سودمندی

سودمندی جریان ماده شامل سودمندی شیمیایی ( $E^{CH}$ ) و سودمندی فیزیکی ( $E^{PH}$ ) است. سودمندی کل جریان مادی نیز چنین داده می‌شود:

$$\dot{E} = \dot{E}^{PH} + \dot{E}^{CH} \quad (20)$$

که بر مبنای مولی عبارت خواهد بود از:

$$\bar{e} = \bar{e}^{PH} + \bar{e}^{CH} \quad (21)$$

سودمندی فیزیکی -- بیشینه کار مفید نظری که وقتی سیستم از حالت اولیه با دمای  $T$  و فشار  $p$  به حالت مرده‌ی مقید با دمای  $T_0$  و فشار  $p_0$  میرسد -- براساس رابطه‌ی ۲۲ عبارت خواهد بود از:

$$\bar{e}^{PH} = (\bar{h} - \bar{h}_o) - T_0(\bar{s} - \bar{s}_o) \quad (22)$$

که در آن  $h_o, s_o$  به ترتیب آنتالپی و آنتروپی مخصوص در دمای  $T_0$  و فشار  $P_0$  است. سودمندی فیزیکی مخلوط گاز از قاعده‌ی کلی قانون اختلاط خطی نشأت می‌گیرد:

$$\bar{e}^{PH} = \sum x_i \bar{e}_i^{PH} \quad (23)$$

$$\dot{E}_P = \dot{E}_V + \dot{E}_\lambda - \dot{E}_\delta \quad (30)$$

$$\dot{E}_F = \dot{E}_\tau - \dot{E}_\phi \quad (31)$$

$$\varepsilon_{HRSG} = \frac{\dot{E}_V + \dot{E}_\lambda - \dot{E}_\delta}{\dot{E}_\tau - \dot{E}_\phi} \quad (32)$$

محفظه‌ی احتراق

$$\dot{E}_P = \dot{E}_{\lambda 1} \quad (33)$$

$$\dot{E}_F = \dot{E}_\phi + \dot{E}_{\lambda 0} \quad (34)$$

$$\varepsilon_{CC} = \frac{\dot{E}_{\lambda 1}}{\dot{E}_\phi + \dot{E}_{\lambda 0}} \quad (35)$$

توربین

$$\dot{E}_P = \dot{W}_T \quad (36)$$

$$\dot{E}_F = \dot{E}_{\lambda 1} - \dot{E}_{\lambda 2} \quad (36)$$

$$\varepsilon_{Turbine} = \frac{\dot{W}_T}{\dot{E}_{\lambda 1} - \dot{E}_{\lambda 2}} \quad (37)$$

کمپرسور

$$\dot{E}_P = \dot{E}_{\lambda 0} - \dot{E}_\lambda \quad (38)$$

$$\dot{E}_F = \dot{W}_C \quad (38)$$

$$\varepsilon_{Comp} = \frac{\dot{E}_{\lambda 0} - \dot{E}_\lambda}{\dot{W}_C} \quad (39)$$

بازدهی سودمندی کل مجموعه نیز با توجه به سیستم مورد نظر (شکل ۱) برابر خواهد بود با:

$$\varepsilon_{Total} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{E}_{\lambda 2} + (\dot{E}_V + \dot{E}_\lambda - \dot{E}_\delta)}{\dot{E}_{air} + \dot{E}_{mois} + \dot{E}_{fuel} + \dot{E}_\lambda} \quad (40)$$

### ۳. تحلیل سودمندی - اقتصادی

اهداف تحلیل ترمودینامیکی عبارت‌اند از:

- مشخص کردن منابع اتلاف ترمودینامیکی، در یک سیستم انرژی.
- محاسبه‌ی هزینه‌ی متناظر با اتلاف سودمندی.
- محاسبه‌ی هزینه‌ی محصول (خرجی) در یک سیستم تبدیل انرژی که بیش از یک محصول دارد.
- هموارکردن مطالعات بهینه‌سازی طی فاز طراحی برای یک سیستم انرژی.
- روش سیستماتیک و عمومی برای محاسبه‌ی بازدهی‌های سودمندی و انرژی مربوط به هزینه در سیستم‌های حرارتی بر پایه‌ی روش هزینه‌ی سودمندی مخصوص (SPECO)<sup>۱۴</sup> است که در آن سوخت و محصول یک واحد توسط ثبت نظام‌مند همه‌ی ورودی و خروجی‌های سودمندی از جریان سودمندی سیستم، و هزینه‌ها توسط کاربرد اصول پایه‌ی از قوانین تجاری محاسبه می‌شوند. بنابراین بین تعاریف سوخت و محصول برای یک واحد و معادلات هزینه‌ی متناظر ارتباط مستقیم برقرار می‌شود.

در یک تحلیل اقتصادی مرسوم، بالانس هزینه<sup>۱۵</sup> معمولاً برای کل سیستم (زیرنویس *tot*) عمل‌کننده در یک حالت پایا فرمول‌بندی می‌شود:

$$\dot{C}_{P,tot} = \dot{C}_{F,tot} + \dot{Z}_{tot}^{OM} + \dot{Z}_{tot}^{CI} \quad (41)$$

بالانس هزینه بیان می‌کند که آهنگ هزینه مربوط به محصول سیستم ( $\dot{C}_P$ ) مساوی آهنگ کل مخارج ایجادشده برای تولید محصول، برای مثال آهنگ هزینه‌ی سوخت ( $\dot{C}_F$ ) و آهنگ‌های هزینه مربوط به سرمایه‌گذاری سرمایه ( $\dot{Z}^{CI}$ ) و عملکرد و نگهداری ( $\dot{Z}^{OM}$ ) است. رابطه‌ی ۴۲ را برای محاسبه‌ی  $\dot{Z}$  می‌توان استفاده کرد:

$$\dot{Z}_k = \frac{\beta + \gamma_k}{\tau} (TCI_k) \quad (42)$$

که در آن  $\beta$  ضریب بازگشت سرمایه<sup>۱۶</sup> است و برابر است با:

$$\beta = \frac{i_{eff}(\lambda + i_{eff})^n}{(\lambda + i_{eff})^n - \lambda} \quad (43)$$

$i_{eff}$  نرخ مؤثر بهره است که به واسطه‌ی رابطه‌ی ۴۴ به  $i$ ، درصد بهره در پرود زمانی<sup>۱۷</sup>، مربوط می‌شود:

$$i_{eff} = e^i - \lambda \quad (44)$$

و  $n$  دفعات تبادل ارزش<sup>۱۸</sup> در بازه زمانی است.  $\gamma_k$  ضریبی است که مقدار آن برای سیستم‌های حرارتی برابر با ۰٫۱ است.

$$\gamma_k = 0.1 \quad (45)$$

در رابطه‌ی ۴۲،  $TCI_k$  هزینه‌ی سرمایه‌گذاری کل برای هر واحد است که توسط رابطه‌ی ۴۶ با هزینه‌ی خریداری شده ( $PEC$ )<sup>۱۹</sup> هر واحد بستگی دارد:

$$TCI_k = 6.32 PEC \quad (46)$$

روابط مربوط به  $PEC$  برای هر واحد برحسب متغیرهای ترمودینامیکی تأثیرگذار بر آن واحد در جدول ۲ آورده شده است.

### ۱.۳. هزینه‌ی اتلاف سودمندی

هزینه‌ی متناظر با اتلاف سودمندی در یک فرایند هزینه‌ی به اصطلاح پنهان است، اما پارامتر مهمی است که تنها از طریق تحلیل ترمودینامیک (سودمندی-اقتصادی) آشکار می‌شود. در توازن هزینه، هیچ ترم هزینه‌ی که مستقیماً متناظر با اتلاف سودمندی باشد، وجود ندارد، اگرچه بر هزینه‌ی تولید ( $c_{p,k}$ ) تأثیر می‌گذارد. هرچه اتلاف سودمندی بیشتر باشد، مقدار  $\dot{E}_{p,k}$  پایین‌تر است، و بنابراین مقدار  $c_{p,k}$  بیشتر خواهد شد. اتلاف سودمندی را می‌توان با رابطه‌ی ۴۷ بیان کرد.

$$\dot{C}_{D,k} = \dot{C}_{D,F,k} = c_{F,k} \dot{E}_{D,k} \quad (47)$$

اختلاف هزینه‌ی نسبی ( $r_k$ ) بین میانگین هزینه‌ی محصول و میانگین هزینه‌ی سوخت برای واحد  $k$  ام، از تقسیم اختلاف هزینه  $(\Delta C_k = c_{P,k} - c_{F,k})$  بر  $c_{F,k}$  به دست می‌آید.

$$r_k = \frac{c_{P,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} = \frac{\dot{Z}_k}{c_{F,k} \dot{E}_{P,k}} + \frac{\lambda - \varepsilon_k}{\varepsilon_k} \quad (48)$$

با بازدهی سودمندی ( $\varepsilon_k$ ) براساس رابطه‌ی ۴۹. اختلاف هزینه‌ی نسبی متغیر مفیدی برای ارزیابی و بهینه‌سازی  $k$  امین واحد مجموعه است.

$$\varepsilon_k = \frac{E_{P,k}}{E_{F,k}} \quad (49)$$

جدول ۲. روابط مربوط به PEC برای واحدهای شکل ۱.

گسیفایر بستر سیال سان	
$PEC_g = \left[ \frac{c_{r1} \dot{m}_1}{c_{r2} - P_{G_{asifier}}} \right] [\lambda + \exp(c_{r2} T_r - c_{r2})]$	$c_{r1} = 46,08 \frac{\$}{(kg/s)}$ $c_{r2} = 0,995$ $c_{r3} = 0,18 (k^{-1})$ $c_{r4} = 26,4$
مبدل حرارتی	
$PEC_{hns} = c_{\delta 1} \left[ \left( \frac{Q}{\Delta T_{bn}} \right)^{0,8} \right] + c_{\delta 2} \dot{m}_w + c_{\delta 3} \dot{m}_r^{1,2}$	$c_{\delta 1} = 6576 \frac{\$}{(kg/k)^{0,8}}$ $c_{\delta 2} = 21276 \frac{\$}{(kg/s)}$ $c_{\delta 3} = 1184,4 \frac{\$}{(kg/s)^{1,2}}$
کمپرسور	
$PEC_{ac} = \left( \frac{c_{11} \dot{m}_4}{c_{12} - \eta_{sc}} \right) \left( \frac{P_4}{P_1} \right) \ln \left( \frac{P_4}{P_1} \right)$	$c_{11} = 71,1 \frac{\$}{(kg/s)}$ $c_{12} = 0,9$
توربین	
$PEC_{gt} = \left( \frac{c_{r1} \dot{m}_{11}}{c_{r2} - \eta_{st}} \right) \ln \left( \frac{P_{11}}{P_{1r}} \right) \times [\lambda + \exp(c_{r2} T_{11} - c_{r2})]$	$c_{r1} = 479,32 \frac{\$}{(kg/s)}$ $c_{r2} = 0,92$ $c_{r3} = 0,36 (k^{-1})$ $c_{r4} = 54,4$
محفظه‌ی احتراق	
$PEC_{cc} = \left[ \frac{c_{r1} \dot{m}_4}{c_{r2} - \frac{P_4}{P_1}} \right] [\lambda + \exp(c_{r2} T_{11} - c_{r2})]$	$c_{r1} = 46,08 \frac{\$}{(kg/s)}$ $c_{r2} = 0,995$ $c_{r3} = 0,18 (k^{-1})$ $c_{r4} = 26,4$

۳. اگر سیستم دارای یک یا دو واحد باشد که برای آن مجموع نرخ‌های  $\dot{Z}_K + \dot{C}_{D,K}$  به‌طور قابل توجهی از مقادیر واحدهای دیگر بزرگ‌تر باشد، یک یا دو متغیر تصمیم را برای آنها به‌صورت گرافیکی با کمیته‌سازی اختلاف هزینه‌ی نسبی -- که برای واحدها در مقادیر مختلف متغیرهای تصمیم متناظر محاسبه شده -- بهینه‌سازی می‌کنیم. در این مورد ضروری است تا فرض کنیم هزینه در واحد سودمندی برای هر جریان ورودی ثابت می‌ماند.

۴. برای دیگر واحدها، به‌ویژه واحدهایی که مقادیر نسبتاً بالایی از  $\dot{Z}_k + \dot{C}_{D,k}$  دارند، انحرافات نسبی مقادیر واقعی از مقادیر موجود در هزینه‌ی بهینه برای بازدهی سودمندی و اختلاف هزینه نسبی محاسبه می‌شوند:

$$\Delta r_k = \frac{r_k - r_k^{OPT}}{r_k^{OPT}} \quad (50)$$

$$\Delta \varepsilon_k = \frac{\varepsilon_k - \varepsilon_k^{OPT}}{\varepsilon_k^{OPT}} \quad (51)$$

$r_k, \varepsilon_k$  مقادیر واقعی و  $r_k^{OPT}, \varepsilon_k^{OPT}$  مقادیر موجود در هزینه‌ی بهینه برای بازدهی سودمندی و اختلاف هزینه نسبی‌اند. طرح بهینه‌ی این واحدهای باقی‌مانده مادام که مقادیر  $\Delta r_k, \Delta \varepsilon_k$  کمیته شوند، با مقادیر مطلوب زیر اصلاح می‌شود:

$$\Rightarrow \varepsilon_k^{OPT} = \frac{1}{1 + F_k} \quad (52)$$

### ۲.۳. ارزیابی ترمواکونومیک

ارزیابی کامل ترمواکونومیک فرایندی متمرکز بر انرژی براساس متغیرهای زیر برای واحد  $k$  است:

- اختلاف هزینه‌ی نسبی  $(r_k)$ ;
- بازدهی سودمندی  $(\varepsilon_k)$ ;
- اتلاف سودمندی  $(E_{D,k})$  و افت سودمندی  $(\dot{E}_{L,k})$ ;
- نسبت‌های سودمندی  $(\frac{E_{D,k}}{E_{F,tot}}$  و  $\frac{E_{L,k}}{E_{F,tot}})$ ;
- هزینه‌های سرمایه‌ی  $(Z)$  متناظر با برآمد نگه‌داری و کارکرد سیستم;
- هزینه‌ی اتلاف سودمندی،  $(\dot{C}_{D,k})$ .

### ۳.۳. بهینه‌سازی سودمندی- اقتصادی

۱. در اولین گام، طرحی عملی برای سیستم مورد نظر ایجاد می‌شود.
۲. تحلیل و ارزیابی ترمواکونومیک برای کل طرح توسعه‌یافته در مرحله‌ی قبل صورت می‌گیرد. از نتایج حاصله برای تعیین تغییرات طرح که انتظار می‌رود به بهینه‌سازی طرح مورد نظر بینجامد، استفاده می‌شود. در این مرحله و نیز در سه مرحله‌ی بعدی، تنها تغییراتی در متغیرهای تصمیم را در نظر می‌گیریم که بر هر دو بازدهی سودمندی و هزینه‌های سرمایه‌گذاری اثرگذار باشد. باقی متغیرهای تصمیم در شش مرحله بهینه می‌شوند. این راهکار، تعداد متغیرهایی را که باید به‌طور همزمان بهینه شوند کاهش می‌دهد.

ب) واحد خنک‌کننده‌ی گاز

$$\dot{C}_7 + \dot{C}_8 + \dot{Z}_{gc} = \dot{C}_v + \dot{C}_8 + \dot{C}_9 \quad (58)$$

با توجه به این که وظیفه‌ی مبدل حرارتی در این سیستم گرم‌کردن جریان خنک است، رابطه‌ی کمکی برای HRSG آن خواهد بود که هزینه‌ی واحد سودمندی در طرف داغ (طرف گازی) یکسان بماند؛ یعنی:

$$c_7 = c_9 \Rightarrow \frac{\dot{C}_7}{\dot{E}_7} = \frac{\dot{C}_9}{\dot{E}_9} \quad (59)$$

و این که مقدار هزینه برای جریان حالت ۵ را صفر فرض کنیم.

$$\dot{C}_5 = 0 \quad (60)$$

و این که هزینه بر واحد سودمندی برای حالت‌های ۷ و ۸ برابر است.

$$c_8 = c_v \Rightarrow \frac{\dot{C}_8}{\dot{E}_8} = \frac{\dot{C}_v}{\dot{E}_v} \quad (61)$$

ج) کمپرسور

$$\dot{C}_{W,Com} + \dot{C}_9 + \dot{Z}_{ac} = \dot{C}_{10}$$

$$\dot{C}_W = c_W \times \dot{E}_{W,Com} \quad (62)$$

$C_W$  هزینه‌ی واحد سودمندی کار ورودی به کمپرسور و  $\dot{E}_{W,Com}$  سودمندی کار ورودی به آن است به طوری که  $\dot{E}_{W,Com} = \dot{W}_C$ . بنابراین هزینه‌ی کار ورودی به کمپرسور است.

د) محفظه‌ی احتراق

$$\dot{C}_6 + \dot{C}_{10} + \dot{Z}_{cc} = \dot{C}_{11} \quad (63)$$

هـ) توربین گاز

$$\dot{C}_{11} + \dot{Z}_{gt} = \dot{C}_{12} + \dot{C}_{W,Turb} \quad (64)$$

رابطه‌ی کمکی برای توربین رابطه‌ی است که در آن هزینه‌ی واحد سودمندی در طرف جریان برابر باشد؛ یعنی:

$$c_{12} = c_{11} \Rightarrow \frac{\dot{C}_{12}}{\dot{E}_{12}} = \frac{\dot{C}_{11}}{\dot{E}_{11}} \quad (65)$$

$\dot{C}_{W,Turb}$  هزینه‌ی کار خروجی از توربین و برابر است با:

$$\dot{C}_{W,Turb} = c_W \times \dot{E}_{W,Turb} \quad (66)$$

جدول ۳. مقادیر  $\beta_k$ ،  $n_k$  و  $m_k$  واحدهای مختلف.

واحد	B	n	M
کمپرسور	۵۸/۱۳۵	۳/۰۶۱۳	۱
پیش‌گرم‌کننده‌ی هوا	۱۸۸۱۶/۱	۱/۲۷۵۳	۰/۶
محفظه‌ی احتراق	$۲۹۴/۰۳(1 + \exp(۱۹/۳۵۹ \times ۱۰^{-۲} \times T_7 - ۲۸/۸۵۴))$	۱	۱
توربین گاز	$۱۶۹/۹۴۹(1 + \exp(۴۲/۱۳۴ \times ۱۰^{-۲} \times T_7 - ۶۴/۳۶۲))$	۱/۸۱۳	۱
سیستم بازیابی حرارتی بخار	۸۰۱۱۹/۸	۰/۲۴۷۷	۰/۹

$$F_k = n_{k+1} \sqrt{\frac{(\beta_k + \gamma_k) B_k n_k}{\tau C_{F,k} \dot{E}_{P,k}^{1-m_k}}} \quad (53)$$

$$r_k^{OPT} = \frac{n_k + 1}{n_k} F_k = \frac{n_k + 1}{n_k} \left( \frac{1 - \varepsilon_k^{OPT}}{\varepsilon_k^{OPT}} \right) \quad (54)$$

هر واحد مجموعه با مقادیر متفاوت توان‌های ترموآکونومیکی  $m_k$  و  $n_k$  مشخص می‌شوند. مثلاً در پمپ‌های دارای موتور الکتریکی، مقادیر  $n_k$  کم‌تر از ۰/۶ است در حالی که در توربین‌های بخار مقادیر  $n_k$  بیشتر از ۰/۹ است. برای مبدل‌های حرارتی و واکنشگرهای شیمیایی تا حدود زیادی وابسته به هدف و مواد کاری مورد استفاده در این واحدهاست. از داده‌های جدول ۳ می‌توان برای مقادیر  $\beta_k$ ،  $n_k$  و  $m_k$  واحدهای مختلف استفاده کرد.

۵. بر مبنای نتایج مراحل ۲، ۳، ۴ طرحی جدید توسعه می‌یابد و مقدار تابع هدف برای آن محاسبه می‌شود. اگر در مقایسه با طرح قبلی این مقدار بهبود یافته باشد، با تکرار مرحله‌های ۲ تا ۵ این کار را دوباره انجام می‌دهیم. ولی اگر مقدار تابع هدف در طرح جدید بهتر از قبل نباشد، باید پس از اعمال تغییراتی به تکرار مرحله‌های ۲ تا ۵ بپردازیم.

۶. در نهایت می‌توان برای بررسی اثر نتایج بهینه‌سازی بر فرایند بهینه‌سازی مطالعه‌ی پارامتری انجام داد.

با توجه به روابط توضیحات داده‌شده، توازن هزینه و روابط کمکی برای واحدهای مختلف سیستم مورد نظر (شکل ۱) چنین فرموله‌بندی شده‌اند:

الف) گازساز

$$\dot{C}_1 + \dot{C}_2 + \dot{Z}_g = \dot{C}_3 + \dot{C}_4 \quad (55)$$

$$\dot{C}_2 = 0 \quad (56)$$

چون جریان خروجی خاکستر (جریان ۳) مستقیماً و بدون مخارج اضافی به محیط دفع می‌شود، بنابراین می‌توان به هزینه‌ی جریان ۳ مقدار صفر را نسبت داد. هزینه‌ی مربوط به جریان هوا و سوخت نیز به عنوان ورودی در نظر گرفته می‌شوند که با توجه به بررسی انجام‌شده روی هزینه‌ی آنها، مقادیری که به آن‌ها داده شده عبارت است از:

$$\dot{C}_1 = 0/1 \frac{\$}{s}, \quad \dot{C}_2 = 0/2 \frac{\$}{s} \quad (57)$$

هزینه‌ی مربوط به سرمایه‌گذاری و نگهداری و تعمیرات واحد گازساز ( $\dot{Z}_g$ ) را نیز می‌توان بر مبنای روابط داده شده در جدول ۲ محاسبه کرد. بنابراین مقدار  $\dot{C}_4$  مجهول این معادله است.

که در آن:

$$\dot{E}_{W,Turb} = \dot{W}_{Turb} \quad (67)$$

با حل دستگاه خطی شامل ۱۳ رابطه‌ی قبل، مقادیر نرخ جریان هزینه‌ی متناظر با هر ۱۳ جریانی داده شده در شکل ۱ را محاسبه می‌کنیم.

سودمندی برای هر واحد را به دست آورد. در جدول ۶ و ۷ این مقادیر برای حالت پایه‌ی طراحی سیستم ترکیبی ارائه شده است.

۲.۴. نتایج تحلیل سودمندی- اقتصادی سیستم ترکیبی تولید نیرو  
نرخ هزینه‌ی جریان نقاط مختلف سیستم ترکیبی تولید نیرو (شکل ۱) محاسبه، و در جدول ۸ ارائه شده است. مشاهده می‌شود که بیشترین مقدار هزینه‌ی جریان

#### ۴. نتایج

##### ۱.۴. نتایج تحلیل ترمودینامیکی سیستم

برای تحلیل سیستم، مقادیر داده شده در جدول ۴ را به متغیرهای تصمیم اختصاص می‌دهیم تا به‌ازای آن‌ها ضمن تشکیل پایه‌ی طراحی سیستم، مقادیر متغیرهای وابسته برای این سیستم پایه را محاسبه کنیم. این متغیرها چنان انتخاب شده‌اند که اولاً با عمل منافاتی نداشته باشد و ثانیاً به مقادیر مطلوب برای یک سیستم نزدیک باشد. در ادامه‌ی بحث بهینه‌سازی سودمندی- اقتصادی با تکرارهای کم‌تر به نتیجه می‌رسیم.

مقادیر آنتالپی، آنترابی و نرخ جریان جرمی برای هر نقطه‌ی حالت از سیستم به‌ازای ۵ مول سوخت، در جدول ۵ ارائه شده است.

نتایج مربوط به سودمندی (شیمیایی و فیزیکی) در هر نقطه‌ی سیستم در جدول ۶ قابل مشاهده است. با داشتن سودمندی برای هر نقطه از سیستم می‌توان بازدهی

جدول ۴. متغیرهای تصمیم در نظر گرفته شده برای سیستم پایه.

حالت پایه	متغیرهای تصمیم
۳	Frq
۱۱۰۰	T
۷۰۰	T <sub>۶</sub>
۱۰	P <sub>۱۵</sub>
۱۵۰۰	T <sub>۱۶</sub>
۰٫۸۵	eta <sub>SC</sub>
۰٫۸۵	eta <sub>ST</sub>

جدول ۶. مقادیر سودمندی فیزیکی و شیمیایی.

نقاط حالت	$\dot{E}^{Ph}$ (kW)	$\dot{E}^{Ch}$ (kW)	$\dot{E}$ (kW)
۱	۴۲۳٫۶۴	۳٫۷۵	۴۲۷٫۴
۲	-	۲۷۱۴۰	۲۷۱۴۰
۳	-	-	۰
۴	۳۱۷۱	۲۰۴۲۲	۲۳۵۹۳
۵	۰٫۷۳۲	۲٫۸۰۵	۳٫۵۴
۶	۱۰۵۴	۲۰۴۳۲	۲۱۴۸۷
۷	۱۴۲٫۰۱	۵۳۸٫۳۲	۱۲۴۸
۸	۷۱۰	۱۹۰٫۳۱	۴۴۱٫۴
۹	۲۵۱	۲۳٫۴۰	۲۳٫۴
۱۰	۰	۲۳٫۴۰	۲۳٫۴
۱۱	۷۸۹۰	۳۵۵٫۶	۲۳۳۸۱
۱۲	۱۴۰۷	۳۵۵٫۶	۱۷۶۲

جدول ۷. مقادیر بازدهی سودمندی واحدهای مختلف در حالت پایه.

واحد	%ε
گازساز	۸۷٫۲۴
مبدل حرارتی	۸۰٫۱۲
محفظه‌ی احتراق	۸۰٫۷۸
توربین	۷۳٫۲۹
کم‌پرسور	۶۹
کل	۲۳٫۷۷

جدول ۵. مقادیر آنتالپی، آنترابی و نرخ جریان جرمی.

نقاط حالت	فشار (bar)	دما T(K)	نرخ جریان جرمی $\dot{m}$ (kg/s)	آنترابی h(kJ/mol)	آنترابی s(kJ/mol k)
۱	۴۵	۳۹۳	۱٫۷۸	۱۳٫۲۸	۰٫۱۸
۲	۱	۲۹۸	۱٫۲۱	-۱۲۴۳	-
۳	۱	۱۱۰۰	-	-	-
۴	۳۲	۱۱۰۰	۳٫۴۹	-۶۷٫۱۰	۰٫۲۱۸۵
۵	۲۰	۳۰۳٫۱۵	۱٫۱۲	۹٫۰۷	۰٫۰۷۱۲
۶	۲۶٫۸۹	۶۵۰	۳٫۰۹۷	-۶۰٫۳۳	۰٫۱۸۹۰
۷	۲۰	۳۸۳٫۱۵	۱٫۱۲	۵۴٫۳۴	۰٫۱۷۲۳
۸	۴٫۲۸	۳۸۳٫۱۵	۰٫۳۹۶۷	-۲۳۹	۰٫۱۷۲۳
۹	۱	۲۹۸	۱۱٫۱۰	۰	۰٫۲۰۴۰
۱۰	۱۰	۱۲۳۳	۱۱٫۱۰	۲۹٫۸۶	۰٫۲۲۵۹
۱۱	۹٫۵	۱۵۰۰	۱۴٫۱۴	-۲۲٫۲۸	۰٫۱۸۵۰
۱۲	۱٫۰۵	۵۹۴	۱۴٫۱۴	-۵۴٫۷۳	۰٫۲۲۴۷

جدول ۸. نرخ جریان هزینه درحالت پایه.

نقاط حالت	$\dot{E}$ (kW)	$\dot{C}$ (\$/h)	c(\$/GJ)
۱	۴۲۷٫۴	۳۶۰	۲۳۳٫۹۷
۲	۲۷۱۴۰	۷۲۰	۷٫۳۷
۳	۰	۰	۰
۴	۲۳۵۹۳	۱۳۹۴	۱۶٫۴۲
۵	۳٫۵۴	۰	۰
۶	۲۱۴۸۷	۱۲۷۰	۱۶٫۴۲
۷	۱۲۴۸	۱۱۹٫۷۲	۲۶٫۶۴
۸	۴۴۱٫۴	۴۲٫۳۲	۲۶٫۶۴
۹	۲۳٫۴	۰	۰
۱۰	۲۳٫۴	۳۴۷۳	۱۲۱٫۸۹
۱۱	۲۳۳۸۱	۴۷۶۰	۵۶٫۵۳
۱۲	۱۷۶۲	۳۵۸٫۷	۵۶٫۵۳
۱۳	۴۴۰٫۸	۱۲۷۱	۸۰٫۱۲



جدول ۱۰. خلاصه مقادیر انتخاب شده برای متغیر تصمیم در هر تکرار.

متغیرهای تصمیم	حالت پایه	تکرار ۱	تکرار ۲	تکرار ۳	تکرار ۴
Frq	۳	۳٫۵	۳٫۷	۳٫۷	۳٫۵
T	۱۱۰۰	۱۰۵۰	۱۰۸۰	۱۰۰۰	۱۰۱۰
T <sub>ε</sub>	۷۰۰	۶۳۰	۶۷۵	۶۷۵	۶۵۰
P <sub>۱۵</sub>	۱۰	۹	۸٫۵	۸	۷
T <sub>۱۶</sub>	۱۵۰۰	۱۵۲۰	۱۵۲۰	۱۵۱۰	۱۵۱۰
eta <sub>SC</sub>	۰٫۸۵	۰٫۸	۰٫۸۱	۰٫۸۱	۰٫۸۱
eta <sub>ST</sub>	۰٫۸۵	۰٫۸۱	۰٫۸	۰٫۸	۰٫۸

جدول ۱۱. مقادیر سودمندی - اقتصادی برای بهینه‌سازی واحدها در حالت بهینه.

واحد	c <sub>F</sub> (\$/GJ)	c <sub>P</sub> (\$/GJ)	%r	%ε	$\dot{C}_D$	$\dot{Z}$	$\dot{C}_D + \dot{Z}$
گازساز	۱۰٫۹	۱۵٫۷۳	۴۴٫۱۶	۸۶٫۶۷	۱۴۳٫۹	۲۶۹٫۵	۴۱۳٫۳۹
مبدل حرارتی	۱۵٫۹۷	۲۷٫۱۴	۶۹٫۸۷	۷۹٫۹۳	۱۹٫۰۹	۳۴	۵۳٫۱۴
محفظه‌ی احتراق	۳۳٫۷۹	۴۲	۲۴٫۵۲	۸۰٫۷	۶۶۰٫۵۶	۱۷٫۱۲	۶۷۷٫۶۷
توربین	۴۲٫۰۷	۵۷	۳۵٫۵۲	۷۶٫۴	۷۸۲٫۲۳	۱۱۳٫۸۵	۸۹۶٫۰۸۸
کمپرسور	۵۷٫۰۲	۹۰٫۳	۵۸٫۴	۶۴٫۸۲	۷۴۳٫۲	۵۶٫۵۴	۷۹۹٫۷۹
$CP_{total} = ۰٫۴۳۶۸ \$/s$							

جدول ۱۲. بهینه نرخ جریان هزینه در هر نقطه‌ی شکل ۱، در حالت بهینه.

نقاط حالت	$\dot{E}$ (kW)	$\dot{C}$ (\$/h)	c(\$/GJ)
۱	۳۶۶٫۳۴	۳۶۰	۲۷۲٫۹۷
۲	۲۷۱۳۷	۷۲۰	۷٫۳۷
۳	۰	۰	۰
۴	۲۳۵۶۶	۱۳۴۹	۱۵٫۹
۵	۲٫۶۹۶۵	۰	۰
۶	۲۱۸۹۶	۱۲۵۳	۱۵٫۹
۷	۹۵۱٫۶۴	۹۲٫۵	۲۷
۸	۳۸۱	۳۷٫۰۴	۲۷
۹	۲۳٫۳۸	۰	۰
۱۰	۶۸۹۹	۲۲۷۲	۹۱٫۴۸
۱۱	۲۷۷۶	۳۵۴۳	۴۳٫۱۲
۱۲	۸۹۶٫۸۳	۱۳۹٫۵۳	۴۳٫۲۲
۱۳	۶۲۲٫۴۸	۱۳۰۳	۵۸٫۱۸

سیستم  $\dot{C}_p$  به مقدار کم‌تری نسبت به حالت اولیه می‌رسد، و بازدهی سودمندی سیستم نیز افزایش یافته است. در جدول ۱۲، نرخ جریان هزینه در هر نقطه در حالت بهینه داده شده است.

در نهایت مقدار نرخ جریان هزینه‌ی جاری محصول کل سیستم از  $۰٫۵ \$/S$  به مقدار نهایی  $۰٫۴۳۶۸ \$/S$  رسید و بازدهی سودمندی نیز از  $۴۶٫۷۷\%$  به  $۵۹٫۹\%$  رسید.

جدول ۹. مقادیر سودمندی - اقتصادی برای بهینه‌سازی واحدها در حالت پایه.

واحد	c <sub>F</sub> (\$/GJ)	c <sub>P</sub> (\$/GJ)	%r	%ε	$\dot{C}_D$	$\dot{Z}$	$\dot{C}_D + \dot{Z}$
گازساز	۱۰٫۸۸	۱۶٫۱۱	۴۸	۸۷٫۲۴	۱۳۷٫۷۴	۳۱۴٫۷۶	۴۵۲٫۵
مبدل حرارتی	۱۶٫۴۲	۲۶٫۹	۶۳٫۸	۸۰٫۱۲	۲۳٫۲	۳۶٫۵	۵۹٫۷۵
محفظه‌ی احتراق	۴۵٫۸۲	۵۶٫۹	۲۴٫۱۹	۸۰٫۷۸	۹۲۹٫۶	۱۵٫۶۷	۹۵۴٫۲۷
توربین	۵۶٫۹۱	۸۰٫۳۶	۴۱٫۶۹	۷۳٫۲۹	۱۱۹۹	۱۷۲٫۸۴	۱۳۷۲
کمپرسور	۸۰٫۶۳	۱۲۲٫۹۹	۵۲٫۵۴	۶۹	۱۰۴۸	۱۷۷٫۵۶	۱۲۲۶
$CP_{total} = ۰٫۴۹۹۳ \$/s$							

در نقطه‌ی ۱۰ کمپرسور به دست می‌آید. جایی که همه‌ی سودمندی در خروجی توسط نیروی مکانیکی فراهم می‌شود که گران‌قیمت‌ترین سوخت در سیستم است. همچنین مشاهده می‌شود که نسبت هزینه به واحد سودمندی برای نیروی خالص سیستم بیشتر از نسبت هزینه به واحد سودمندی برای بخار آب خروجی از HRSG است.

### ۳.۴. نتایج بهینه‌سازی سودمندی - اقتصادی سیستم ترکیبی تولید

#### نیرو

با توجه به توضیحات ارائه‌شده در مورد بهینه‌سازی سودمندی - اقتصادی، برای شروع بهینه‌سازی از پایه‌ی طراحی سیستم آغاز کرده و به‌ازای تغییرات متغیر تصمیم و ثابت بودن بقیه‌ی متغیرها، تغییرات  $\Delta r$  و  $\Delta \varepsilon$  را برای همه‌ی واحدها رسم و مقادیری برای آن متغیر تصمیم انتخاب می‌کنیم، به‌گونه‌ی که هم  $\Delta \varepsilon$  و هم  $\Delta r$  دارای کم‌ترین مقدار ممکن برای واحدی باشند که بیشترین  $\dot{Z} + \dot{C}_D$  را دارد. برای شروع، مقادیری را برای متغیرهای تصمیم در حالت پایه‌ی طراحی سیستم انتخاب می‌کنیم (جدول ۴). مقادیر محاسبه‌شده برای هر واحد به‌ازای این متغیرهای تصمیم در تحلیل سودمندی - اقتصادی در جدول ۹ مشاهده می‌شود؛ براین اساس مقدار کلی هزینه‌ی خروجی سیستم در حالت پایه برابر  $CP_{total} = ۰٫۴۹۹۳ \$/s$  است.

از بین این واحدها توربین گازی دارای بیشترین مقدار  $\dot{Z} + \dot{C}_D$  است. بنا براین با رسم نمودارهای  $\Delta r$  و  $\Delta \varepsilon$  برای همه‌ی واحدها به‌ازای تغییر هر متغیر تصمیم در یک نمودار، منحنی مربوط به توربین گازی را در نظر گرفته و مقادیری برای متغیر تصمیم در نظر می‌گیریم به‌طوری که  $\Delta r$  و  $\Delta \varepsilon$  برای توربین گازی در آن متغیر تصمیم کم‌ترین مقدار باشند. به‌همین ترتیب بقیه‌ی مقادیر برای متغیرهای تصمیم به دست آمده از تکرار اول را محاسبه، و برای ادامه‌ی تکرار، واحدی را انتخاب می‌کنیم که بیشترین مقدار  $\dot{Z} + \dot{C}_D$  را داشته باشد.

به‌همین ترتیب ادامه می‌دهیم تا زمانی که اختلاف هزینه‌ی کل ( $\dot{C}_p$ ) در یک مرحله با مرحله‌ی قبل به کم‌ترین مقدار خود برسد. باید توجه داشته باشیم که این روش خیلی زود هم‌گرا می‌شود و همان‌طور که از نتایج مشاهده می‌شود، تنها بعد از ۴ تکرار به مقدار نهایی مورد نظر می‌رسیم. به‌طور خلاصه مقادیر انتخاب‌شده در هر تکرار طبق جدول ۱۰ خواهد بود.

با توجه به جدول ۱۱ در حالت بهینه مشاهده می‌شود که مقدار هزینه‌ی کلی

## ۵. نتیجه‌گیری

مدل ترمودینامیکی بستر سیال حیابی برای سوزاندن ضایعات زیست‌توده‌یی به‌منظور تولید گاز از آن بررسی، و تحلیل ترمودینامیکی سیستم ترکیبی تولید نیرو محتوی بستر سیال حیابی پرفشار انجام شد. با محاسبه سودمندی شیمیایی و فیزیکی در تمامی نقاط حالت سیستم و ارزیابی سودمندی-اقتصادی آن، بهینه‌سازی هزینه‌ی سیستم مذکور تجزیه و تحلیل شده است، به‌طوری که مقدار هزینه جاری محصول کل سیستم از  $5/5$  \$/S به مقدار نهایی  $43668$  \$/S رسید و بازدهی سودمندی نیز از  $46.77\%$  به  $59.9\%$  رسید.

## فهرست علائم

$\bar{C}_p$ : حرارت مخصوص در فشار ثابت J/Mol K  
 $HHV$ : ارزش حرارتی بالا  
 $\dot{C}$ : نرخ هزینه‌ی متناظر با سودمندی \$/s  
 $K_p$ : ثابت تعادلی  
 $c$ : نسبت هزینه به واحد سودمندی \$/GJ  
 $LHV$ : ارزش حرارتی پایین  
 $\bar{e}$ : سودمندی بر واحد مول kJ/mol  
 $\dot{m}$ : نرخ جرمی kg/s

$\dot{E}$ : نرخ سودمندی (kW)

$M$ : جرم مولکولی

$\dot{E}^{PH}$ : نرخ سودمندی فیزیکی

$n_k$ : تعداد مول جز  $k$ ام ترکیب گازی

$\dot{E}^{CH}$ : نرخ سودمندی شیمیایی

$P$ : فشار (bar)

$F_{rg}$ : نسبت سوخت به هوا در حالت واقعی به نسبت سوخت به هوا در حالت استوکیومتری

$PEC$ : هزینه برای خریداری یک واحد سیستم

$F_{st}$ : نسبت سوخت به هوا در حالت استوکیومتری

$r$ : اختلاف هزینه‌ی نسبی (%)

$\bar{G}^\circ$ : انرژی آزاد گیبس kJ/mol

$\bar{s}$ : آنتروپی در واحد مول kJ/mol

$\bar{h}$ : آنتالپی بر واحد مول kJ/mol

$S$ : آنتروپی (kJ)

$\bar{h}_f$ : آنتالپی تشکیل kJ/mol

$\bar{s}^\circ(T)$ : آنتروپی در دمای  $T$  و فشار مرجع

$H$ : آنتالپی (kJ)

$\bar{S}_f^\circ$ : آنتروپی در دما و فشار مرجع

$\phi$ : درصد رطوبت موجود در سوخت

$\varepsilon$ : بازدهی سودمندی

## پانویس

1. fluidized bed gasifier
2. exergoeconomic analysis
3. gasification
4. integrated gasification combined cycle
5. biomass gasification in bubbling fluidized beds
6. Creusot Loire
7. Pyrolysis
8. Tribus and Evans
9. El-Sayed and Evans
10. refused derived fuel
11. equivalence rate
12. gasification
13. Shift reaction
14. specific exergy costing
15. cost balance
16. capital-recovery factor
17. percent interest per time period
18. money transactions
19. purchased equivalent cost

## منابع

1. Basu, P. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*, Taylor & Francis (2006).
2. Belleville, P. and Capart, R., *A Model for Predicting Outlet Gas Concentration from a Wood Gasifier*, in: A.V. Bridgwater (Ed.), *Thermochemical Processing of Biomass*, Butterworths, London, UK, pp. 217-228 (1983).
3. Chang, C.C.; Fan, L.T. and Walawender, W.P. "Dynamic modeling of biomass gasification in a fluidized bed", *AIChE Symposium Series*, **80**(234), pp. 80-90 (1984).
4. Van den Aarsen, F.G., *Fluidized Bed Wood Gasifier Performance and Modeling*, PhD thesis, Univ. of Twente (NL) (1985).
5. Corella, J.; Alday, F.J. and Herguido, J. "A model for the non-stationary states of a commercial fluidized bed air gasifier of biomass", *Biomass for Energy and Industry*, **2**, Elsevier, London, pp. 2804- 2809 (1990).

6. Bilodeau, J.F.; The'rien, N.; Proulx, P.; Czernik, S. and Chornet, E. "A mathematical model of fluidized bed biomass gasification", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **71**, p. 549 (1993).
7. Jiang, H. and Morey, R.V. "Pyrolysis of corncobs at fluidization", *Biomass and Bioenergy*, **3**, p. 81 (1992).
8. Jiang, H. and Morey, R.V. "A numerical model of fluidized bed biomass gasifier", *Biomass and Bioenergy*, **3**, p. 431 (1992).
9. Hamel, S. and Krumm, W. "Modelling and simulation of bubbling fluidized bed gasification reactors", *Proceed of 3rd European Conference on Fluidization*, Toulouse, France, pp. 519-527 (29-31 May 2000).
10. Mansaray, K.G.; Al-Taweel, A.M.; Ghaly, A.E.; Hamdullahpur, F. and Ugursal, V.I. "Mathematical modeling of a fluidized bed rice husk gasifier", Part I: Model development, *Energy Sources*, **22**, p. 83 (2000).
11. Mansaray, K.G.; Al-Taweel, A.M.; Ghaly, A.E.; Hamdullahpur, F. and Ugursal, V.I. "Mathematical modeling of a fluidized bed rice husk gasifier", Part II: Model sensitivity, *Energy Sources*, **22**, p. 167 (2000).
12. Radmanesh, R.; Chaouki, J. and Guy, C. "Biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor: Experiments and modeling", *AIChE Journal*, **52**(12) (2006).
13. Mook Tzeng, L. and Zainal, A. "Bubbling fluidized bed biomass gasification-performance process findings and energy analysis", *Energy*, **33**, pp. 2339-2343 (2008).
14. Bergmann, E. and Schmidt, K.R., *Energie und Exergie*, VDI, Düsseldorf, p. 63 (1965).
15. El-Sayed, Y.M. and Evans, R.B., *ASME J. Eng. Power*, **92**, p. 27 (1970).
16. Tsatsaronis, G. and Winhold, M., *Thermoeconomic Analysis of Power Plants*, EPRI AP-3651, RP 2029-8, final report. Palo Alto, CA: Electric Power Research Institute (1984).
17. Tsatsaronis, G. "Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems", *Prog Energy Combust Sci.*, **19**, pp. 227-57 (1993).
18. Tsatsaronis G. "Definitions and nomenclature in exergy analysis and exergoeconomics", *Energy*, **32**, pp. 249-253 (2007).
19. Sahoo, P.K. "Exergoeconomic analysis and optimization of a cogeneration system using evolutionary programming", *Applied Thermal Engineering*, **28**, pp. 1580-1588 (2008).
20. Liszka, M. and Ziebig, A., *Economic Optimization of the Combined Cycle Integrated with Multi-Product Gasification System*, (2008).
21. Aysegul, A. and Mehmet K. "Exergetic and thermoeconomic analyses of diesel engine powered cogeneration", Part 1-Formulations *Applied Thermal Engineering*, **29**, pp. 234-241 (2009).
22. Channiwala, S.A. and Parikh, P.P. "A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels", *Fuel*, **81**, pp. 105-63 (2007).
23. Jarungthammachote, S. and Dutta, A. "Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a down-draft waste gasifier", *Energy*, **32**, pp. 1660-1669 (2007).
24. Yunus Cengel, Boles, *Thermodynamics An Engineering Approach*, (1999).
25. Adrian Bijan, G., *Tsatsaronis, Thermal Design and Optimization*, by John Wiley & Sons (1996).
26. Krzysztof, J. Ptasinski; Mark, J. Prins and Pierik, A. "Exergetic evaluation of biomass gasification", *Energy*, **32**, pp. 568-574 (2007).

