امکان سنجی فنی و اقتصادی نصب توربین انبساطی درواحد سنتز متانول

اکرم کاظمی* *دانشجوی کارشناسی ارشد دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران شمال ،دانشکده فنی و مهندسی،گروه مهندسی شیمی*

محمد سمیع پورگیری *استادیار دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران شمال،دانشکده فنی و مهندسی،گروه مهندسی شیمی*

آبتین عطایی *استادیار دانشگاه آزاد اسلامی واحد علوم وتحقیقات،دانشکده محیط زیست و انرژی،گروه مهندسی انرژی*

* دریافت: دی ماه ۹۰ ،* اصلاح: فروردین ماه ۹۱، * تایید: تیرماه ۹۱
صفحه های: ۱تا ۷

چکیده

بسیاری از فرآورده های شیمیایی در فشار و دمای بالا تولید گشته که این اگزرژی بالا در سیستم مورد استفاده قرار نمی گیرد. یکی از این موارد، محصول خروجی از راکتور سنتز متانول در واحد سنتز متانول در صنایع پتروشیمی می باشد که محصولات در دمای حدود ۲۵۰ درجه سانتیگراد و فشار ۸۰ بار تولید می شوند. با انتگراسیون یک دستگاه توربین انبساطی در خروجی راکتور سنتز متانول و کوپل کردن آن با موتور الکتریکی، می توان از این دما و بخصوص فشار بالا جهت تولید برق و استفاده از آن در سایر بخشهای فرایند سود جست. همچنین با این روش می توان به افزایش محصول نیز دست یافت. در این مقاله شبیه سازی بکمک نرم افزار **HYSYS (Ver.2006)** انجام شده و نتیجه حاصله با نتیجه حاصل از مدلسازی همخوانی قابل قبولی دارد. بررسیهای اقتصادی طرح بیانگر این مطلب است که با این روش می توان حدود ۶/۵ مگاوات برق تولید نمود و زمان بازگشت سرمایه برای این پروژه کمتر از ۲ سال محاسبه شده است.

کلمات کلیدی:اگزرژی، راکتور سنتز متانول ، انتگراسیون، توربین انبساطی

۱- مقدمه

سالانه در جهان بین ۳۰ تا ۴۰ میلیون تن متانول از CO ،CO_2و H_2 تولید می شود.واکنشهای تولید متانول معمولاً در فشار بالا و با نسبت جریان برگشتی زیاد صورت می پذیرد. در سالهای اخیر،تحقیقات متعددی جهت بهبود راندمان سنتز متانول صورت پذیرفته که عمده این تحقیقات در راستای طراحی راکتور های پیشرفته سنتز متانول که منجر به افزایش میزان تولید محصول می شود می باشند. روش دیگر جهت بهبود راندمان واحد سنتز متانول، انتگره کردن راکتور سنتز متانول با توربین انبساطی می باشد. بدلیل اینکه واکنش سنتز متانول مانند بسیاری از فرایند های دیگر یک واکنش گرمازا می باشد، لذا می توان از گرما و فشار ایجاد شده در خروجی از راکتور سنتز متانول ،جهت تولید کار محوری از جمله الکتریسیته استفاده نمود.این عمل ، یعنی انتگراسیون حرارت و کار منجر به کاهش مصرف سوخت، حذف CO_2و SO_2 و در نهایت کاهش آلودگی محیط می گردد.[1]

در این تحقیق، اثرات افزودن یک دستگاه توربین انبساطی به واحد و شرایط فنی و اقتصادی آن مورد تحلیل قرار گرفته است.

۲- توربین انبساطی و عملکرد آن

یک توربین(یا اکسپندر) شامل مجموعه ای از نازلها و تیغه های گردان است که بخار یا گاز طی یک فرایند انبساط پایا، انرژی درونی یک سیال فشار بالا را به کار محوری تبدیل میکنند. زمانیکه از بخار بعنوان نیروی محرک استفاده شود ، دستگاه مورد نظر توربین نامیده می شود و زمانیکه از یک گاز پرفشار مانند امونیاک یا اتیلن در یک واحد شیمیایی بعنوان نیروی محرک استفاده گردد،دستگاه را اکسپندر یا منبسط کننده می نامند.[2]

اساس کار توربین گازی احتراق داخلی می باشد، به این ترتیب که هوا و سوخت از درون کمپرسورهای جداگانه ای عبور کرده و سپس وارد یک محفظه احتراق میشوند. به دنبال آن محصولات احتراق در توربینی که شفت ژنراتور را میچرخاند انبساط می یابد. از طرفی ،بسیاری از مواد شیمیایی در راکتورها تحت فشار و حرارت بالا تولید می شوند. بنابراین راکتور می تواند به عنوان یک محفظه احتراق توربین گازی در یک واحد تولید توان عمل کند و سپس جدا سازی در فشار و دمای پایین انجام شود. از این تقلیل فشار می توان برای راندن توربینی که با ژنراتور کوپل شده است، استفاده نمود. در این صورت، توربین از گازهای فرایند به عنوان سیال عامل استفاده می کند که این سیکل به عنوان سیکل برایتون توصیف می شود.[3]

۳- واحد چرخه سنتز متانول

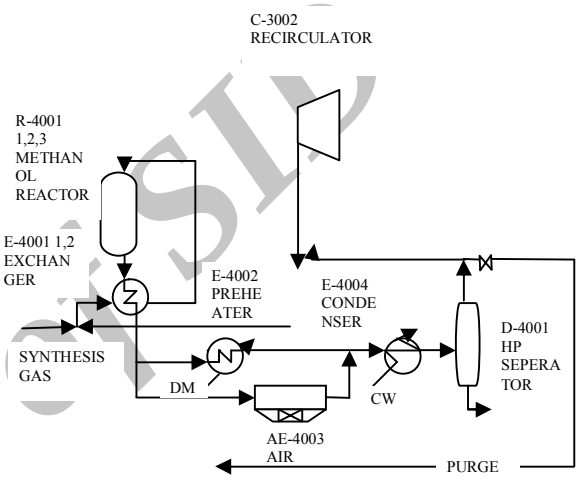
شمای کلی واحد سنتز متانول در شکل ۱ نشان داده شده است. چرخه سنتز متانول که در راکتورهای R-4001 1/2/3 و در مجاورت کاتالیست مس/روی انجام می شود به شرح ذیل می باشد:

$$CO_2+3H_2 \rightarrow CH_3OH+H_2O+heat$$
$$CO+H_2O \rightarrow CO_2+H_2+heat$$

واکنش های فوق برگشت پذیر هستند.بنابراین فقط قسمتی از هیدروژن و اکسیدهای کربن پس از عبور از بستر کاتالیست به متانول تبدیل می شوند و مابقی بدون تبدیل از راکتور خارج می‌شود. بنابراین برای تولید بیشترین مقدار متانول، ضروری است متانول موجود در گاز خروجی از راکتور جدا شده و مابقی گاز مجدداً به راکتور بازگردانده شود که به همین منظور از چرخه سنتز متانول استفاده می شود.زمان ابتدایی استفاده از کاتالیست، فشار عملیاتی نرمال در خروجی کمپرسور، ۸۰ بار خواهد بود. به تدریج که بر عمر کاتالیست افزوده می شود، فشار نیز می بایست افزایش یابد.راکتور های متانول از نوع پوسته-لوله می باشند که بخار آب در پوسته ها در جریان بوده و گرمای حاصل از واکنشها در این راکتور جهت تولید بخار با فشار بالا بازیابی می شود.زمانی که کاتالیست تازه است، فشار بخار بر اساس دمای خروجی از راکتور که معادل تقریبا ۲۵۰ درجه سانتیگراد است، تنظیم می گردد. پس از عبور گاز سنتز از راکتورهای **R-4001 1/2/3** ، گاز حاصله خروجی توسط مبدلهای حرارتی E-4001 ½ تا دمای ۱۱۰ درجه سانتیگراد و سپس در پیش گرم کن آب بدون املاح E-4002 تا دمای ۶۵

Archive of SID
www.SID.ir

درجه سانتیگراد سرد می شود. پیش گرم کن آب بدون املاح E-4002 و خنک کننده هوایی AE-4003 به طور موازی قرار دارند.کندانسور E-4004 1/2 نیز بعنوان آخرین مرحله در نظر گرفته شده است. بعد از جداسازی متانول خام در D-4001 (HP Separator) ، گاز های باقی مانده توسط کمپرسور C-3002 (Recirculator) جمع آوری شده و پس از عبور از مبدلهای حرارتی½ E-4001 به راکتور متانول برگشت داده می شوند. گاز سنتز خالص شده حاوی مقدار کمی ناخالصی از قبیل گازهای خنثی نیتروژن و متان می باشد. بنابر این جهت جلوگیری از افزایش میزان ناخالصی ها در لوپ سنتز، یک جریان Purge در نظر گرفته شده است.[۵]



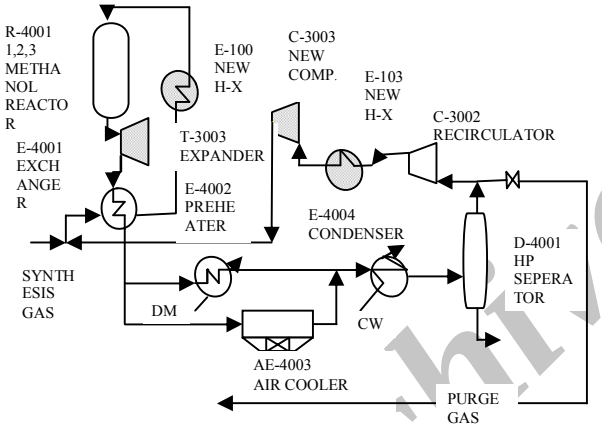
شکل ۱- شمای کلی واحد سنتز متانول پتروشیمی فن آوران

۴- بهینه سازی واحد سنتز متانول

در روش جدید که از توربین انبساطی در خروجی راکتور متانول استفاده می شود، تغییراتی در زیر ساختار تولید متانول خام صورت می پذیرد به این صورت که راکتور متانول(R-4001 1/2/3) در فشار بالا کار می کند و گاز تبدیل نشده برگشت داده می شود. در روش جدید از این فشار بالا و نسبت برگشتی زیاد راکتور جهت تولید الکتریسیته در توربین گازی باز (T-3003)استفاده می شود. در این روش جریان ورودی راکتور توسط یک جریان فرآیندی (E-100) گرم می شود.توربین گازی در پایین دست راکتور قرار داده می شود. خروجی جریان با استفاده از مبدلهای حرارتی آبی(E- 4001,4002,4004)و هوایی(AE-4003) قبل از ورود به جداکننده فلش (D- 4001)سرد می شود.جریان مایع خروجی از جداکننده شامل محصول بوده در حالیکه جریان گاز برگشت داده شده و در یک کمپرسور دو مرحله ای(C-3002,3003) در حالیکه خنک کننده آبی(E-103) بین این دو مرحله قرار می گیرد تا فشار ۸۰ بار متراکم می شود. به این ترتیب شدت جریان گاز خروجی از جداکننده بهینه می شود. فرایند بهینه شده تولید متانول در واحد سنتز متانول مجتمع پتروشیمی فن آوران در شکل ۲ نمایش داده شده است. لازم به توضیح است که شبیه سازی فرایند در این تحقیق با استفاده از نرم افزار(HYSYS Ver.2006)انجام گرفته است و از معادله حالت پنگ-رابینسون که برای سیستم هیدروکربن های گازی با دقت بالایی قابل قبول است ،برای محاسبه خواص ترمودینامیکی مواد واکنش دهنده استفاده شده است.بر اساس دیاگرام جریانی فرایند (PFD) بدست آمده از اسناد موجود در شرکت پتروشیمی فن آوران ترکیب و شرایط گاز ورودی به راکتور بصورت جدول ۱ می باشد.

جدول ۱- ترکیب اجزائ موجود در گاز ورودی به راکتور(ماخذ:اطلاعات موجود در پتروشیمی فن آوران)

ترکیب	جریان مولی (kg/h)	درصدمولی
H_2	90456	62.24
N_2	25843	1.32
CO	116976	5.98
CO_2	169350	5.51
CH_4	253378	22.61
CH_4O	7518	0.34
H_2O	854	0.0
TOTAL	664454	100



شکل ۲- نمودار بهینه شده تولید متانول با استفاده از یک توربین گازی

۵- مدلسازی

برای مدلسازی واحد مورد مطالعه موارد ذیل باید بدقت مورد مطالعه قرار گیرند:

۱)گاز ورودی به توربین حاوی مقداری رطوبت بصورت بخار آب می باشد که بدلیل کاهش چشمگیر دما و فشار در توربین انبساطی امکان مایع شدن آب در توربین وجود دارد. هنگام وجود آب مایع درون جریانی که شامل فاز گازی حاوی مواد هیدروکربنی سبک مانند متان باشد،در شرایط خاصی از دما و فشار، ماده جامدی تحت عنوان هیدرات یا یخ گازی بوجود خواهد آمد که باعث خوردگی در توربین و کاهش عمر مفید آن خواهد شد. لذا هنگام قرار دادن توربین انبساطی این نکته حتما باید مورد توجه قرار گرفته و در صورت افت شدید دما در خروجی، با نصب پیش گرم کن ازبروز این مشکل جلوگیری بعمل آید[۶]. در مورد واحد مورد مطالعه، چون دمای خروجی راکتور نسبتا بالا می باشد(حدود ۲۲۰ درجه سانتیگراد) و نیز ترکیب موردنظر دارای مقادیر جزیی آب می باشد، لذا نیازی به قرار دادن پیش گرمکن نیست اما می توان برای افزایش راندمان از یک پیش گرم کن استفاده نمود.

Archive of SID
www.SID.ir

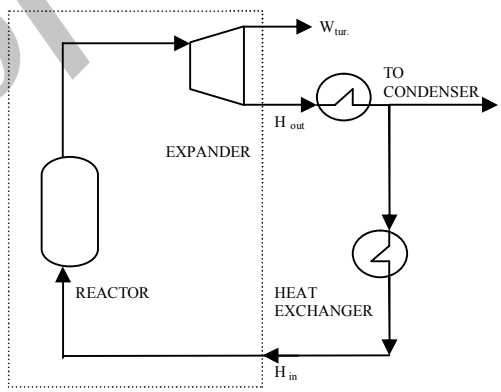
۲) در مورد توربین انبساطی مورد مطالعه بدلیل اینکه بجای فرایند احتراق، واکنش در راکتور صورت می گیرد، لذا مدل مورد بررسی مطابق شکل ۳ خواهد بود خواهد بود. بالانس انرژی حول منطقه خط چین شده بدین صورت می باشد:

$$W_{tur.} + H_{out} - H_{in} = 0 \qquad (۱)$$

که در رابطه فوق $W_{tur.}$ کار ایجاد شده توسط توربین، H_{in}وH_{out} بترتیب مقادیرانتالپی ورودی به راکتور و انتالپی خروجی از توربین می باشند.بنا بر این برای بدست آوردن توان توربین، باید در ابتدا مقادیر انتالپی ورودی و خروجی را بدست آوریم.

- محاسبه انتالپی

می دانیم که محاسبه مقدار انتالپی بصورت مطلق امکانپذیر نمی باشد و برای بدست آوردن مقدار انتالپی یک ماده باید تغییرات انتالپی آن را نسبت به یک حالت مرجع محاسبه کنیم.از طرفی می دانیم که انتالپی یک ماده تابعی از دما و فشار آن ماده می باشد. بنا براین اگر بخواهیم تغییرات آنتالپی با فشار را در یک دمای معین بدست آوریم، خواهیم داشت: [4]



شکل ۳- مدلسازی توربین انبساطی و راکتور

$$[H_P - H_{P0}]_T = \int_{P0}^{P} \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T dP \qquad (۲)$$

تغییر در انتالپی با فشار را می توان به فرم زیر بیان نمود:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T = V - T\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \qquad (۳)$$

$$\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P = \left[\frac{\partial}{\partial T}\left(\frac{ZRT}{P}\right)\right]_P = \left[Z + T\left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_P\right]\frac{R}{P} \qquad (۴)$$

از ترکیب معادلات (۲) تا (۴) معادله ذیل حاصل می گردد:

$$[H_P - H_{P0}]_T = - \qquad (۵)$$

$$\int_{P0}^{P}\left[\frac{R\,T^2}{P}\left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_P\right]_T dp$$

که در روابط فوق Z ضریب تراکم پذیری گاز،R ثابت جهانی گازها،P فشار،T دما،H_{P0} انتالپی درفشار مرجع و H_P انتالپی در فشار P می باشد.مقدار $\left(\partial z / \partial T\right)_p$ را می توان به کمک یک معادله حالت مناسب بدست آورد. همانطور که در قسمت قبل بیان شد ،معادله حالت Peng - Robinson برای ترکیبات مورد مطالعه مناسب می باشد **[2]**،بنا بر این با مشتق گیری از معادله Peng -Robinson و قرار دادن آن در رابطه (۵) مقدار تغییر انتالپی بدست خواهد آمد:

$$[H_P - H_{P0}]_T = RT(Z-1) + \frac{T\left(da/dT\right) - a}{2\sqrt{2}b} \times Ln\left[\frac{Z + (1+\sqrt{2}B)}{Z + (1-\sqrt{2}B)}\right] \qquad (۶)$$

که در رابطه فوق:

$$\frac{da}{dT} = -0.45724\,\frac{R^2 T_C^2}{P_C}\,k\sqrt{\frac{\alpha}{T.T_C}}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

و T_C و P_Cبترتیب مقادیر دما و فشار بحرانی و a و b و k و α ضرایب معادله Peng -Robinsonمی باشند. اما برای بدست آوردن مقدار انتالپی مرجع(H_{P0}) که در دمای T و فشار P_0 تعریف شده است، می توانیم انتالپی گاز ایده آل را در نظر بگیریم و از آنجاییکه گازها در فشار صفر در حالت ایده آل خود می باشند و انتالپی گاز ایده آل نیز به فشار بستگی ندارد، بنابراین انتالپی گاز ایده آل می تواند از معادله زیر محاسبه شود:

$$H_T^0 = H_{T0}^0 + \int_{T0}^{T} C_P^0\, dt \qquad (۷)$$

Archive of SID
www.SID.ir

C_P^0: ظرفیت گرمایی گاز ایده آل که تابعی از دما ست و بصورت زیر تعریف می گردد:

$$\frac{C_P^0}{R} = A+BT + CT^2+ DT^{-2} \qquad (۸)$$

که مقادیر A و B وC و D از داده های آزمایشگاهی بدست آمده اند و مقادیر آنها از جداول استخراج گردیده اند.[2]

بنابراین با انتگرالگیری از معادله (۸)، انتالپی گاز ایده آل از معادله (۷)محاسبه می شود.

پس برای بدست آوردن انتالپی یک ماده در دمای T و فشارP ، انتالپی حالت ایده ال را به تغییرات انتالپی که از معادله (۵) بدست آورده ایم اضافه می کنیم. در پروژه مورد مطالعه چون ترکیبی از گازهای مختلف داریم، لذا بطور تقریبی می توانیم از فرمول زیر برای محاسبه انتالپی مخلوط گازها استفاده نماییم:

$$H_{in} = \sum_{i=1}^{n} H_i X_i \qquad (۹)$$

که X_iجزء مولی هریک از اجزاء موجود در گاز ورودی به راکتور است که از جدول (۱) استخراج می شود. به همین روش انتالپی گاز خروجی از توربین را نیز محاسبه کرده که نتایج آن در جدول (۲) نشان داده شده است.

جدول ۲- محاسبه نهایی انتالپی در دما و فشار سیستم

ترکیب	انتالپی ورودی$(Kj.Kmol^{-1})$	انتالپی خروجی $(Kj.Kmol^{-1})$
H_2	7179.361	6316.67
N_2	7314.035	6411.2
CO	7319.152	6449.07
CO_2	9450.09	8224.56
CH_4	9877.577	8523.27
CH_4O	-2870.38	5906.07
H_2O	0	1331.73

بنابراین با توجه به رابطه (۹) مقادیر انتالپی بدست می آید:

$H_{in} = 7824.98 \quad (Kj.Kmol^{-1})$

$H_{out} = 6810.222\ (Kj.Kmol^{-1})$

مقادیر X_i خروجی از شبیه سازی بدست آمده اند. بنا براین مقدار کار توربین با در نظر گرفتن شرایط آیزنتروپیک(ایده آل) بدست می آید:

$(W_{TUR})_{isentropic}=7824.98-6810.222=1014.75\ (Kj.Kmol^{-1})$

با توجه به دبی مولی گاز عبوری از توربین(m=64620 Kmol/h) و راندمان ۸۵٪ داریم:

$W_{TUR} =[\ 1014.75\times64620/3600\ ]\times0.85=15482.67\ (KW)$

مقدار کار توربین بدست آمده از شبیه سازی با در نظر گرفتن راندمان برابر با ۸۵٪ ، برابر با ۱۵۴۱۰ کیلووات بدست آمده است که همخوانی خوبی با مدل بررسی شده دارد.

- محاسبه دمای خروجی از توربین

برای محاسبه دمای خروجی از توربین، مطابق رابطه ذیل داریم:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(k-1)/k} \Rightarrow$$

$$T_2=523.15\times\left(\frac{60}{78.5}\right)^{(1.3-1)/1.3} =492K=219\ ℃ \qquad (۱۰)$$

می توان با تقریب خوبی مقدار k را معادل ۱/۳ در نظر گرفت.همانطور که مشخص است نتیجه بدست آمده با نتیجه بدست آمده از شبیه سازی(۲۲۰ درجه سانتی گراد) همخوانی قابل قبولی دارد.

۶- نتایج حاصل از شبیه سازی و بحث

۱. اضافه نمودن کمپرسور و خنک کننده میانی

همانگونه که انتظار می رفت، افزودن یک توربین انبساطی باعث افزایش کار کمپرسور گردیده لذا بایستی این افزایش کار بنحو مطلوبی جبران گردد.بهترین ایده در این مرحله اضافه نمودن یک کمپرسور دیگر و تراکم گاز طی دو مرحله می باشد. به این دلیل که ما قصد اضافه نمودن تنها یک کمپرسور به سیستم را داریم و کمپرسور جریان برگشتی کماکان به کار خود ادامه دهد لذا فشار میانی را باید بگونه ای طراحی کنیم که نیازی به تعویض و یا حتی المقدور تقویت کمپرسور جریان برگشتی موجود در سیستم نباشد. با در نظر گرفتن این نکته که کار مصرفی کمپرسوردر حالت بدون توربین (kw) ۲۷۹۲ می باشد لذا بر اساس شبیه سازی صورت گرفته فشار خروجی مناسب برای این کمپرسور در حالت انتگره شده برابر با(bar) ۶۳ می باشدو یک مبدل خنک کن که از آب شهر (دمای ۲۰ درجه سانتیگراد و فشار ۱ بار) جهت خنک کردن دمای خروجی کمپرسور اول استفاده می کند را مورد استفاده قرار می دهیم.خنک کننده E– 101 دمای گاز خروجی از کمپرسور C-3002 را تا ۴۳ درجه سانتیگراد خنک می کند. با در نظر گرفتن موارد ذکر شده و با استفاده از فرمول زیر مقدارکار مصرفی هریک از کمپرسور ها بدست می آید:

$$W_{ad} = P_1Q_1\frac{K}{K-1}\left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{K-1}{K}}-1\right] \qquad (۱۱)$$

که در آن P1 فشار مکش بر حسب بار، Q1دبی حجمی گاز در شرایط مکش برحسب متر مکعب در ثانیه،W توان مصرفی برحسب کیلووات میباشد. ورودی به کمپرسور از دیاگرام جریانی فرایند بدست آمده است.(۱۳۹/۷۵kg/s)با استفاده از فرمول (۱۲)کار مصرفی کمپرسور ها بترتیب معادل ۲۷۸۱ و ۷۷۶۹ کیلووات می باشد.

همینطور بار حرارتی خنک کننده میانی برابر با مقدار زیر خواهد بود:

$Q=m\times Cp\times\Delta T= 16.21\times34.232\times(46.5-42.8)=2053.13k\ j/s$

۲. نصب توربین انبساطی در خروجی راکتور سنتز متانول

قرار دادن یک دستگاه توربین انبساطی در خروجی راکتور سنتز متانول که هدف اصلی پروژه مورد مطالعه می باشد، منجر به استفاده بهینه از دما و فشار زیاد محصول خروجی از راکتور سنتز متانول گشته و با کوپل نمودن توربین به ژنراتور، به میزان قابل توجهی برق دسترسی پیدا خواهیم کرد.

Archive of SID
www.SID.ir

توان تولیدی توربین با استفاده از شبیه سازی واحد مورد نظربرابربا ۱۵۴۱۰کیلووات محاسبه شده است. البته توجه به این نکته ضروری است که با اتصال شفت توربین به کمپرسور C-3003 (کمپرسور جدید) میزان کار خالص ایجاد شده توسط توربین بدست می آید:

$$W_{NET}=W_{TUR}-W_{COMP} \qquad (۱۲)$$

$$15410-7769=7641(KW)$$

بنابراین، میزان برق تولیدی با در نظر گرفتن راندمان ۸۵٪ برای ژنراتور بدست می آید:

$$M_{EL}=W_{NET}\times \eta_{GEN}=6494.85(KW)$$

۳. اضافه نمودن یک مبدل حرارتی در ورودی راکتور سنتز متانول

بدلیل افت دما درخروجی توربین، یک مبدل حرارتی در ورودی راکتور اضافه گردیده تا دمای ورودی به راکتوربه همان میزان ۲۵۰ درجه سانتیگراد که دمای مناسب جهت انجام واکنش می باشد برسد که از بخار آب ۳۷ بارجهت گرم نمودن گاز ورودی به راکتو استفاده گردیده است.

- محاسبه مساحت مبدل حرارتی

برای محاسبه مساحت مورد نیاز مبدل حرارتی E-100 ابتدا میزان بار حرارتی مبدل را بدست آورده و سپس با استفاده از رابطه Q= U.A.LMTD مقدار سطح مورد نیاز را بدست می آوریم که U ضریب کلی انتقال حرارت و LMTD متوسط لگاریتمی اختلاف دما در دو طرف مبدل می باشد.

$$Q= m.Cp.\Delta T = 71360\times34.23\times(225-200) = 61066320 \text{ Kj/h}$$

$$U = 3394.18 \text{ Kj/h.m2.}^{\circ}C$$

$$LMTD = 64.5$$

$$A = 277.07 \text{ m2}$$

لازم به توضیح است که مقدار U با توجه به بخار ۳۷ بار در سمت پوسته وجنس کربن استیل برای مبدل در نظر گرفته شده است.

نکته قابل توجه در شبیه سازی واحد مورد نظر این است که با نصب توربین در خروجی راکتور متانول، میزان محصول(متانول) نیز افزایش یافته است یعنی نصب توربین انبساطی در خروجی راکتور متانول، علاوه بر صرفه جویی در مصرف انرژی منجر به افزایش محصول نیز گردیده است که خود این افزایش محصول ، منجر به افزایش گرمای آزاد شده از راکتور نیز خواهد شد گردید،زیرا در واحد مورد نظر، از گرمای آزاد شده از راکتور سنتز متانول جهت تولید بخار ۳۷ بار برای استفاده در سایر قسمتها استفاده می شود و لذا واضح است که نصب توربین انبساطی در پایین دست راکتور متانول از این جهت نیز سودمند خواهد بود.

طبق نتایج حاصل از شبیه سازی، میزان افزایش محصول عبارت است از:

$$\Delta F= 142049.2486-138697.9998=3351.2488 \text{ (Kg/h)}$$

همین طور میزان گرمای آزاد شده از راکتور نسبت به حالت قبل از ۸۱۳۸۰ کیلووات به ۸۳۳۴۰ کیلووات افزایش می یابد، بعبارتی پس از قرار دادن توربین انبساطی،راکتور سنتز متانول ۱۹۶۰ کیلووات گرمابیشتر از حالت قبل آزاد می نماید که این خود منجر به تولید مقدار بیشتری بخار خواهد شد که از نظر اقتصادی منجر به افزایش سود سالیانه خواهد شد. نتیجه مفایسه دو فرایند در جدول ۳ آورده شده است.

۷- تحلیل اقتصادی[4],[3]

- سرمایه گذاری اولیه

عمده هزینه های اولیه پروژه شامل موارد ذیل می باشد:

هزینه نصب و راه اندازی توربین گازی،

هزینه نصب و راه اندازی کمپرسورC-3002

هزینه نصب و راه اندازی مبدلهای حرارتی E-100 (مبدل نصب شده در ورودی راکتور سنتز متانول جهت گرم نمودن گاز ورودی)،و E-103 (خنک کننده میانی بین کمپرسور موجود و کمپرسور جدید)

جدول ۳-مقایسه خروجی راکتور سنتز متانول در دو حالت عادی و بعد از انتگراسیون

ترکیب	فرایند معمول (Kg/h)	فرایند انتگره شده (Kg/h)
H2	77348.9973	78950.4103
N2	22989.9134	23285.8884
CO	33063.5930	24494.7770
CO2	128543.3828	131240.4629
CH4	243927.0733	243808.5751
CH4O	138697.9998	142049.2486
H2O	19877.3828	20618.9324
Q(KW)	81380	83340

هزینه بخار ۳۷ بار مصرفی جهت گرم نمودن مبدل E-100

هزینه آب خنک کننده جهت خنک نمودن گاز عبوری از مبدل E-103

هزینه افزایش احتمالی سطح مبدلهای موجود درفرایند(که این مورد فقط در مبدل E-4002 مشاهده شد.)

و هزینه های تعمیر و نگهداری

قیمت تجهیزات بکار رفته جهت اصلاح فرایند در جدول ۴ آورده شده است

قیمت نصب کمپرسور بر حسب یورو (C_{com}):	$2605\times P^{0.82}$
قیمت نصب توربین گازی بر حسب یورو(C_{tur}) :	$(22946+13.5P_{tur}).4$
قیمت نصب مبدل حرار تی بر حسب یورو (C_h) :	$(8600+670A^{0.83}).3.5.2$
قیمت متانول بر حسب یورو / تن(C_M) :	115.0
قیمت الکتریسیته بر حسب یورو/ کیلووات.سال(C_{el}):	435.4
قیمت بخار ۳۷ بار بر حسب یورو/ کیلووات.سال(C_{37}):	106.3
قیمت آب خنک کننده بر حسب یورو/ کیلووات.سال(C_{cw}):	6.2

جدول ۴- قیمت تجهیزات مورد نظر(مرجع۳– سال۲۰۰۷)

Archive of SID
www.SID.ir

که در جدول ۴ توان(P) بر حسب کیلووات و مساحت(A) برحسب متر مربع می باشد.

از طرفی با توجه به این نکته که قیمتهای داده شده بر اساس شاخص قیمتها در سال ۲۰۰۷ می باشند،لذا برای بروز رسانی و نتیجه گیری دقیقتر از هزینه ها، هزینه نصب تجهیزات را در فاکتور ۱/۱۲ضرب می نماییم که این فاکتور،همان نسبت شاخص قیمت در سال ۲۰۱۰ به سال ۲۰۰۷ می باشد .

$$\frac{C_1}{C_2} = \frac{INDEX_1}{INDEX_2} \qquad (۱۳)$$

C_1 : قیمت دستگاه در سال ۱

C2 : قیمت دستگاه در سال۲

INDEX1 : شاخص قیمت در سال ۱

INDEX2 : شاخص قیمت در سال ۲

$INDEX_{2007} = 1373.31$

$INDEX_{2010} = 1534.2 \Longrightarrow \frac{C_1}{C_2} = 1.12$

بعنوان مثال در مورد قیمت نصب توربین داریم:

$C\ tur\ /(EUR) = 504398 \times 1.12 = 564925.76\ (EUR)$

بنابراین ،تابع سرمایه گذاری۲ به صورت زیر تعریف می گردد:

$$D = C_{tur} + C_{com} + C_h + C_{37} + C_{cw} + C_{\Delta A4002} \qquad (۱۴)$$

- هزینه افزایش مساحت مبدل موجودE-4002 نیز در قالب ترم $C_{\Delta A4002}$آورده شده است. در سایر مبدلهای موجود تغییر ملموسی در مساحت مبدل مشاهده نمی شود. طبق محاسبات انجام گرفته، مجموع هزینه های نهایی سرمایه گذاری و عملیاتی ۸۰۱۰۶۱۸/۵۱ یورو در سال اول برآورد شده است .

- سود بدست آمده

سود حاصل از این طرح شامل موارد ذیل می باشد:

درآمد حاصل از برق تولیدی

درآمد حاصل از افزایش میزان تولید متانول

و درآمد حاصل از افزایش گرمای حاصل شده از راکتور که خود منجر به افزایش تولید بخار ۳۷ بار گشته و در سایر قسمتهای واحد مورد استفاده قرار می گیرد.

تابع درآمد سالانه۳ بصورت زیر می باشد

$$I = C_{el} \cdot M_{EL} + C_m \cdot \Delta F_m + C_{37} \cdot C_v \qquad (۱۵)$$

که طبق فرمول (۱۵)درآمد حاصله نیز ۶۱۱۹۳۵۴/۵۹ یورو در سال بدست خواهد آمد.

لازم به ذکر است که میزان تولید محصولات بر اساس ۸۰۰۰ ساعت در سال محاسبه گردیده است.

جمعبندی

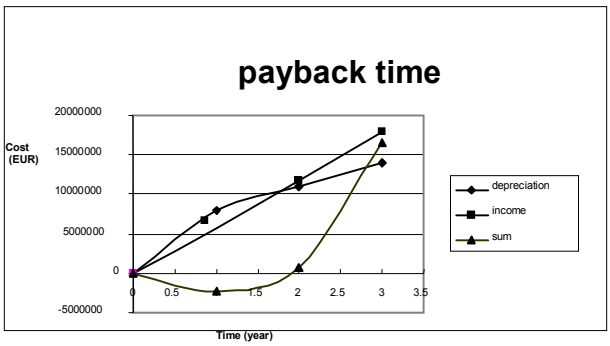
در تحقیق مورد نظر ،شبیه سازی واحد مورد نظر را با کمک نرم افزار HYSYS انجام داده و سپس مدلسازی واحد مورد نظر انجام شده که مقایسه بین این دو حالت با در صد خطای پایینی نزدیک به یکدیگر بدست آمد.مقایسه شبیه سازی و مدلسازی واحد سنتز متانول پتروشیمی فن آوران در جدول ذیل نشان داده شده است:

جدول ۵- مقایسه نتایج(ماخذ: محاسبات محققین)

کار تولیدی توربین(kw)	دمای خروجی از توربین (c)	
۱۵۴۸۲/۶۸	۲۲۵	شبیه سازی با نرم افزارHYSYS
۱۵۴۱۰	۲۲۰	مدلسازی با معادله حالت Peng Robinson
۰/۵	۲	خطا(٪)

همانگونه که توضیح داده شد،با استفاده از این روش می توان از افت فشار ایجاد شده در خروجی راکتور سنتز متانول جهت تولید برق سود جست که منجر به تولید ۶/۵ مگاوات برق گردیده است.بعلاوه افزایش محصول رانیز در پی داشت. همچنین بررسیهای اقتصادی طرح نشان می دهد که طرح مورد مطالعه سود آوری قابل ملاحظه ای دارد.دوره بازگشت سرمایه کوتاه از جمله مزایای طرح مورد نظر می باشد.

برای مشخص شدن دوره بازگشت سرمایه ،نیاز به محاسبه سود و هزینه و مقایسه آنها با یکدیگر در سالهای بعد داریم.برای سالانه کردن هزینه های نصب تجهیزات، معمولا فاکتور استهلاک را ۰/۱۵ در نظر می گیرند.یعنی هر سال ۱۵٪ از هزینه نصب و راه اندازی دستگاه را بعنوان هزینه استهلاک در محاسبات مربوط به هزینه ها اضافه می کنیم تا مقادیر واقعی تری از هزینه ها بدست آید[4]. نمودار شکل ۴ نمایشگر هزینه ها و در آمد و نهایتا سود خالص ایجاد شده از طرح می باشد که با کمک نرم افزار EXEL رسم شده است و با فرض خطی بودن نمودارها ، زمان بازگشت سرمایه را ۱/۷۵ سال تخمین می زند.



شکل۴- نمودار هزینه و درآمد حاصل شده از طرح

۱ Chemical Engineering Magazine
۲ Investment Function
۳ Annual Income

Archive of SID
www.SID.ir

منابع

[1] Greeff, I.L.,Visser, J.A., Ptasinski,K.J, Janssen, F.J.J.G, 2002" Utilization of reactor heat in methanol synthesis to reduce compressor duty_application of power cycle principle and simulation tools", Applied Thermal Engineering22, PP 1549-1558.

[2] Smith,J.M. , Van Ness,H.C., 1996, "Introduction To Chemical Engineering Thermodynamics" , APP.C.

[3] Kraij, A.K, Glavic, P., 2007," Optimization of a gas turbine in the methanol process,using the NLP model", Applied Thermal Engineering 27, PP 1799-1805.

[4] Smith, R., 2005, "Chemical Process Design and Integration", PP. 17-32.

[۵] اسناد و مدارک موجود در شرکت پتروشیمی فن آوران

[۶] گلخو،ف.،نقد بیشی،م.، جوادی،س.م.، کهرم،م.،" مطالعه فنی و ترمودینامیکی استفاده از توربینهای انبساطی در تجهیزات سر چاهی مناطق گازی کشور"، ۱۳۸۸، هفدهمین کنفرانس سالانه بین المللی

Archive of SID

www.SID.ir