

بررسی و آنالیز اقتصادی تعویض مرحله سوم اجکتور برج تقطیر خلا با

پمپ رینگی مایع

الهه باغبان^۱، ملک ارسلان صدیقی^۲

چکیده

در این مقاله تعویض مرحله سوم اجکتور برج تقطیر خلا شرکت پالایش نفت اصفهان با پمپ رینگی مایع در راستای بهینه سازی مصرف انرژی، مورد تجزیه و تحلیل قرار می گیرد. با توجه به تغییر شرایط عملیاتی برجهای تقطیر در پالایشگاه اصفهان نسبت به شرایط طراحی، ابتدا دبی گازهای مکش شونده در مرحله سوم بر مبنای منحنیهای ارائه شده توسط یکی از شرکت سازنده اجکتورها (GEA) محاسبه می گردد تا بر اساس آن مشخصات پمپ جایگزین تعیین گردد. در نهایت آنالیز اقتصادی تعویض مرحله سوم اجکتور برج تقطیر خلا، مورد بررسی قرار می گیرد که حاکی از زمان بازگشت سرمایه حدود ۸ ماه و ارزش نهایی حدود ۲۰۱۰ میلیون ریال پس از ۱۰ سال می باشد و بیانگر توجیه پذیری پروژه از نظر اقتصادی است.

واژه های کلیدی: اجکتور، برج تقطیر خلا، پمپ رینگی مایع

۱- مقدمه

اجکتورها به دلیل محاسنی نظیر هزینه سرمایه ای محدود، امکان تأمین فشارهای بسیار پایین در ظرفیت نسبتاً بالا و نیز سهولت تعمیر و نگهداری، به طور گسترده در برجهای تقطیر خلا مورد استفاده قرار گرفته است. با این وجود، به دلیل مصرف بالای بخار در اجکتورها، در سالهای اخیر جایگزینی آن با سایر تجهیزات تأمین کننده خلا مورد توجه قرار گرفته است [۱].

^۱ - دکتری مهندسی شیمی

^۲ - دکتری مهندسی مکانیک

به طور کلی در شرایطی که به دلیل نیاز به فشار مکش بسیار پایین، خلأ مورد نیاز در چند مرحله تأمین می گردد، راندمان سیستم با استفاده از سیستم با بالاترین راندمان در هر رنج فشار افزایش می یابد. در این حالت با توجه به راندمان بسیار بالای اجکتور در فشار مکش پایین، معمولاً یک یا چند اجکتور، مراحل اولیه را تشکیل می دهد و در نهایت این اجکتورها به واسطه یک پمپ خلأ پشتیبانی می گردد [۲]. امروزه در مورد برجهای تقطیر خلأ، به دلیل وجود گازهای قابل کندانس در گازهای مکش شونده، جایگزینی مراحل نهایی اجکتور با پمپهای خلأ رینگی مایع مطرح شده است [۱]. استفاده از سیستمهای ترکیبی به دلیل هزینه های عملیاتی پایین، و راندمان بالا بسیار رایج می باشد. در واقع در این سیستمها، سادگی عملکرد اجکتور با انعطاف پذیری بالای پمپ خلأ رینگی مایع ترکیب شده و راندمان حتی تا دو برابر سیستمهای غیر ترکیبی افزایش می یابد [۳، ۴، ۵]. حسن دیگر تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپ رینگی خلأ مایع و در واقع تبدیل سیستم به یک سیستم هیبریدی، امکان بهبود راندمان سیستم با حداقل تغییرات و با کمترین هزینه است و لذا در ادامه جایگزینی مرحله سوم اجکتور با پمپهای خلأ رینگی مایع در پالایشگاه اصفهان مورد توجه قرار خواهد گرفت [۶].

با توجه به آخرین جداول موجود در رابطه با توزیع آب و بخار در پالایشگاه اصفهان، بخار مصرفی در اجکتورهای برج تقطیر خلأ، ۲۲ درصد کل بخار با فشار ۲۰ بار مصرفی در پالایشگاه را شامل می گردد که این مقدار حدود ۵ درصد کل بخار تولیدی در پالایشگاه است و لذا بهینه سازی مصرف بخار در اجکتورها که از طریق تعویض مرحله سوم با پمپ خلأ ممکن می باشد، بسیار اهمیت دارد. از آنجا که فشار و ظرفیت برج تقطیر خلأ پالایشگاه اصفهان نسبت به شرایط طراحی تغییرات چشمگیری نداشته نخستین گام برای بررسی تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپ رینگی مایع، تعیین دبی گازهای مکش شونده در مرحله سوم اجکتور و لذا تعیین مشخصات پمپ جایگزین می باشد. سپس آنالیز اقتصادی تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپ رینگی مایع مورد توجه قرار می گیرد.

۲- بخشهای نظری

جهت تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپ خلأ رینگی مایع، نخستین گام تعیین مشخصات پمپ خلأ رینگی مایع جایگزین می باشد. از جمله این مشخصات می توان به دبی گازهای مکش شونده توسط آن که برابر با دبی گازهای مکش شونده در مرحله سوم اجکتور است، اشاره کرد، در حالیکه با توجه به جدول ۱، دبی این گازها مشخص نیست و اندازه گیری آن نیز عملاً امکانپذیر نمی باشد.

جدول ۱- اطلاعات مورد نیاز جهت تعیین دبی گازهای مکش شونده در اجکتور

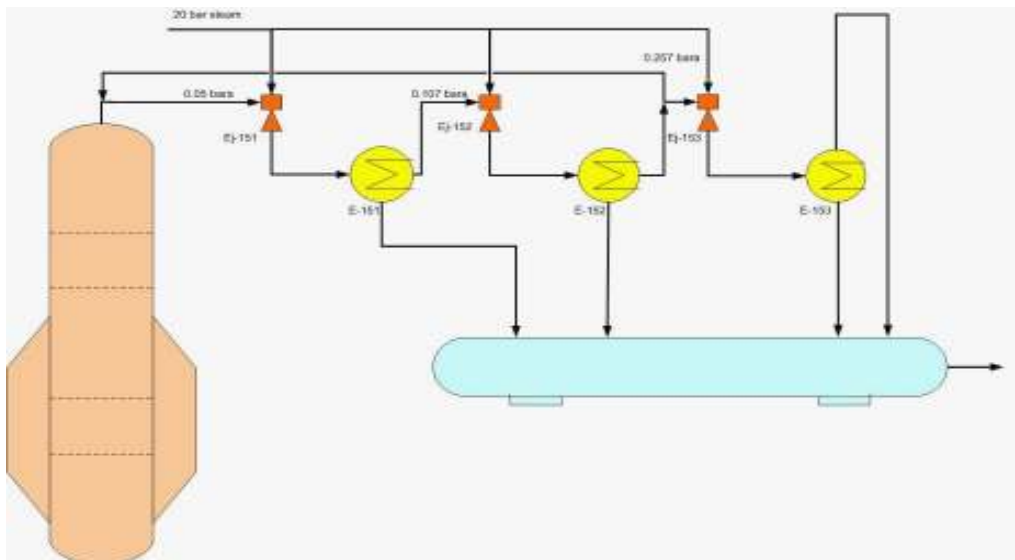
کمیت مورد نظر	واحد	مقدار	ملاحظات
---------------	------	-------	---------

دمای گازهای ورودی به مرحله اول اجکتور	$^{\circ}C$	۷۰	
فشار مکش مرحله اول اجکتور	$bara^1$	۰/۰۵	
فشار تخلیه مرحله اول اجکتورها	$bara$	۰/۱۱۴	از آنجا که گازهای خروجی از هر مرحله اجکتور پس از عبور از کندانسور وارد اجکتور مرحله بعد می گردد، فشار تخلیه هر مرحله اجکتور با توجه به فشار مکش مرحله بعد و افت فشار کندانسور در شرایط طراحی محاسبه می گردد.
دمای گازهای ورودی به مرحله دوم اجکتور	$^{\circ}C$	۳۳	
فشار مکش مرحله دوم اجکتور	$bara$	۰/۱۰۷	
فشار تخلیه مرحله دوم اجکتور	$bara$	۰/۲۷۴	
دمای گازهای ورودی به مرحله سوم اجکتور	$^{\circ}C$	۴۳	
فشار مکش مرحله سوم اجکتور	$bara$	۰/۲۵۷	
فشار تخلیه مرحله سوم اجکتور	$bara$	۰/۸۲۷	
جرم مولکولی گازهای مکش شونده عاری از بخار آب	$\frac{Kg}{Kg\ mole}$	۵۹	مشابه شرایط طراحی فرض می گردد.
دبی کل بخار مصرفی در اجکتورها	$\frac{Kg}{h}$	۱۵۳۰۰	
دبی بخار استریپر برج تقطیر خلأ	$\frac{Kg}{h}$	۲۶۴۰	
دمای بخار	$^{\circ}C$	۲۶۰	شرایط بخار ۲۰ بار تولیدی پالایشگاه
فشار بخار حامل	$barg$	۲۰	شرایط بخار ۲۰ بار تولیدی پالایشگاه

چنانچه در جدول ۱ ملاحظه می گردد، فقط دبی و شرایط بخار مصرفی در مجموعه اجکتورها و نیز فشار مکش هریک از مراحل اجکتورها مشخص است. از آنجا که طبق شکل ۱، گازهای تخلیه هر مرحله پس از عبور از یک کندانسور وارد اجکتور مرحله بعدی می گردد، فشار تخلیه هریک از مراحل اجکتور نیز با توجه به فشار مکش اجکتور مرحله بعد و افت فشار در کندانسور بین دو مرحله قابل محاسبه است. افت فشار گازهای مکش شونده ضمن عبور از کندانسور در شرایط واقعی بر اساس اطلاعات موجود قابل محاسبه نیست و لذا افت فشار شرایط طراحی، مبنای محاسبه فشار تخلیه به وسیله رابطه زیر برای مرحله اول و روابط مشابه برای سایر مراحل می باشد (لازم به ذکر است که در این رابطه از افت فشار خط صرف نظر شده است).

$$P_{1^{st} \text{ ejector discharge}} = P_{2^{nd} \text{ ejector suction}} + \Delta P_{1^{st} \text{ condensor}} \quad (1)$$

¹ . bar (absolute)



شکل ۱- نمایی از وضعیت جانمایی فعلی اجکتورهای برج تقطیر خلأ در شرکت پالایش نفت اصفهان.

۱-۲- تعیین دبی گازهای مکش شونده در مرحله سوم اجکتور

دبی گازهای مکش شونده در مرحله سوم اجکتور چنانچه در ادامه توضیح داده خواهد شد، با استفاده از نمودارهای ارائه شده در کاتالوگهای شرکت سازنده اجکتورها (GEA) و اطلاعات ارائه شده در جدول ۱ قابل محاسبه است. لازم به ذکر است که در کاتالوگهای مذکور، شرایط خاصی برای استفاده از این نمودارها ذکر نشده و بنابراین استفاده از آن منحصر به اجکتورهای ساخت شرکت GEA نمی باشد. در شکل ۲، فاکتورهای خاصی برای گازهای مکش شونده و بخار در نظر گرفته شده که با استفاده از آن می توان دبی بخار معادل با گازهای مکش شونده را تعیین کرد. در واقع فاکتور مربوط به گازهای مکش شونده بر اساس جرم مولکولی و دمای این گازها محاسبه می گردد، برای بخار مورد استفاده در اجکتور نیز با توجه به دمای آن فاکتور مشابهی تعریف می گردد و سپس دبی بخار معادل گازهای مکش شونده از رابطه زیر محاسبه می گردد [۷]:

$$\dot{M}_{equ} = \dot{M}_{suc} \frac{f_{equ}}{f_{suc}} \quad (2)$$

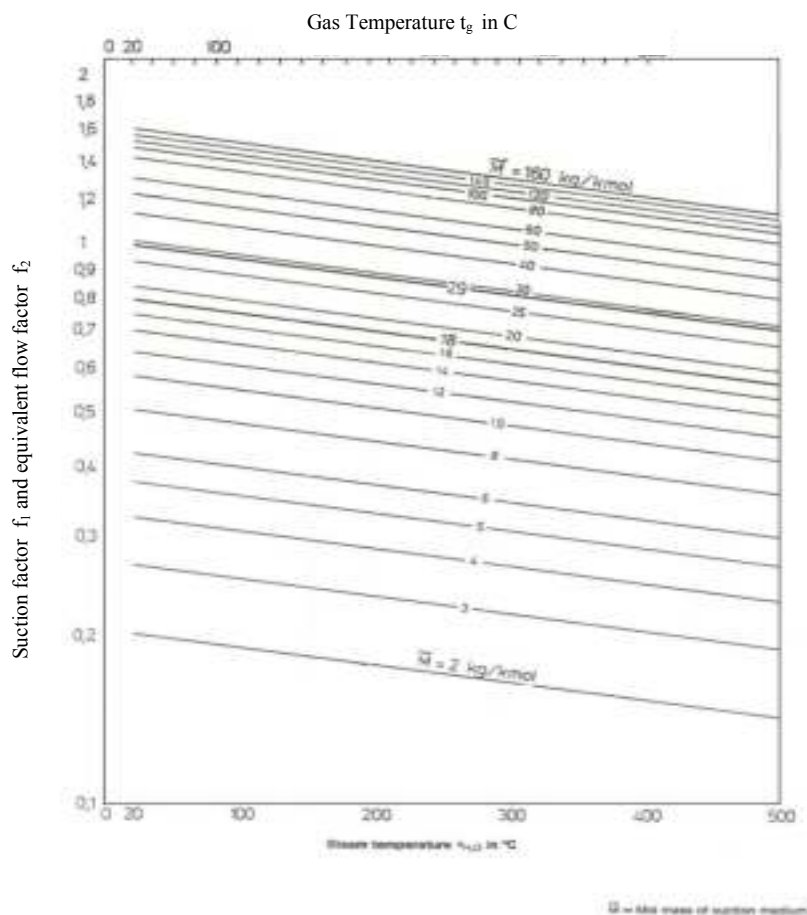
که $\dot{M}_{equ}$ و $\dot{M}_{suc}$ به ترتیب دبی جرمی گازهای مکش شده و دبی جرمی بخار معادل با این گازها و f_{suc} و f_{equ} فاکتور جریان مکش و فاکتور بخار معادل است. در ادامه نسبت انبساط و نسبت تراکم نیز به صورت زیر محاسبه می گردد تا با توجه به شکل ۳ امکان محاسبه شدت بخار حامل مصرفی به ازای واحد جرم بخار معادل با گازهای مکش شونده فراهم گردد.

$$E = \frac{P_1}{P_0} = \frac{\text{motive steam pressure}}{\text{suction pressure}} \quad (3) \text{ نسبت انبساط}$$

$$K = \frac{P}{P_0} = \frac{\text{discharge pressure}}{\text{suction pressure}} \quad (4) \text{ نسبت تراکم}$$

$$b = \frac{\dot{M}_{\text{motive steam}}}{\dot{M}_{\text{equ}}} \quad (5) \text{ جرم بخار حامل مصرفی به ازای واحد جرم بخار معادل گازهای مکش شونده}$$

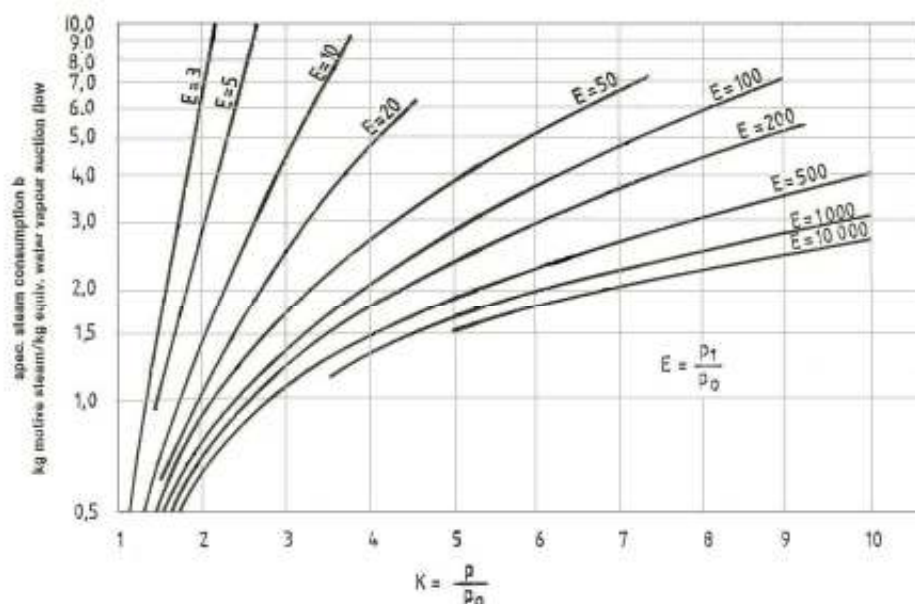
چنانچه ملاحظه می گردد در این روابط، P_1 ، P_0 و P به ترتیب فشار بخار حامل، فشار مکش و فشار تخلیه اجکتور است. با تعیین شدت بخار حامل مورد استفاده به ازای واحد جرم بخار معادل گازهای مکش شونده و در صورت مشخص بودن دبی بخار حامل در هر مرحله اجکتور، امکان محاسبه دبی گازهای مکش شونده در هر مرحله فراهم می گردد. از آنجا که در پالایشگاه اصفهان دبی بخار مصرفی در هر مرحله اجکتور مشخص نیست، محاسبه دبی گازهای مکش شونده از طریق محاسبه کل دبی بخار مصرفی در مراحل مختلف صورت می گیرد.



شکل ۲- محاسبه فاکتورهای مورد نیاز برای تعیین دبی بخار معادل گازهای مکش شونده براساس کاتالوگهای GEA

Steam Temperature t_{H_2O} in C

M = Mol mass of suction medium



شکل ۳- محاسبه شدت بخار حامل مصرفی به ازای واحد جرم بخار معادل با گازهای مکش شونده براساس کاتالوگهای GEA

۳- محاسبات

۳-۱- تعیین مشخصات پمپ رینگی مورد نیاز

برای محاسبه دبی گازهای مکش شونده در مرحله سوم اجکتور بر مبنای اطلاعات موجود و به وسیله روابط و نمودارهای ارائه شده در کاتالوگهای شرکت GEA، توجه به نکات زیر ضروری است:

۱- خلأ مورد نیاز در برج تقطیر خلأ پالایشگاه اصفهان به واسطه نه اجکتور تأمین می گردد که مطابق شکل ۱ در قالب سه مرحله قرار گرفته اند و هریک از مراحل نیز شامل سه اجکتور موازی است. ضمن محاسبات فعلی هر سه اجکتور هر مرحله که به صورت موازی قرار گرفته، بعنوان یک اجکتور واحد در نظر گرفته می شود.

۲- از آنجا که آنالیز گازهای مکش شونده مشخص نیست، جرم مولکولی این گازها مشابه شرایط طراحی فرض می گردد. جرم مولکولی گازهای مکش شونده عاری از بخار آب در شرایط طراحی ۵۹ کیلوگرم بر کیلوگرم مول بوده و اگر حتی این مقدار در شرایط کنونی ۵ درصد با مقدار طراحی متفاوت باشد، اختلاف در فاکتور مکش و در نتیجه شدت بخار حامل مصرفی به ازای واحد جرم بخار معادل گازهای مکش شونده بمیزان ۳ درصد است.

۳- اگر گازهای مکش شونده محتوی بخار آب باشد، محاسبه شدت بخار حامل مصرفی به ازای واحد جرم بخار معادل گازهای مکش شونده برای بخار آب و سایر گازهای مکش شونده به صورت جداگانه صورت می گیرد.

۴- گازهای ورودی به مرحله اول اجکتور شامل بخار آب، هوا و هیدروکربنهای مختلف است. با توجه به شرایط عملیاتی برج تقطیر خلأ، می توان فرض کرد دبی بخار آب موجود در این گازها برابر با دبی بخار استریپر ورودی به برج تقطیر خلأ است. از طرفی شرایط کندانسورهای بین مراحل مختلف اجکتورها به

گونه ای است که بخار آب موجود در گازهای تخلیه اجکتورها در کندانسور تقریباً به طور کامل کندانس می گردد، در حالیکه می توان فرض کرد سایر اجزاء موجود در این گازها کندانس نمی گردد^۱. لذا دبی گازهای مکش شونده در مراحل دوم و سوم اجکتور برابر با دبی گازهای مکش شونده عاری از بخار آب در مرحله اول اجکتور است.

۵- چنانچه توضیح داده شد با توجه به عدم امکان محاسبه افت فشار گازهای مکش شونده در کندانسور بر اساس اطلاعات فعلی، فشار تخلیه هریک از مراحل اجکتور با توجه به فشار مکش اجکتور مرحله بعدی در شرایط واقعی و افت فشار در کندانسور بین دو مرحله در شرایط طراحی محاسبه گردید.

۶- چنانچه در شکل ۱ نشان داده شده، مقدار کمی از گازهای خروجی از کندانسور E-152 جهت تنظیم فشار، به برج تقطیر خلأ برگشت داده می شود. در شرایط فعلی دبی این جریان برابر با صفر است. با توجه به مطالب مذکور، محاسبات مربوط به تعیین دبی گازهای مکش شونده در مرحله سوم اجکتورها به قرار زیر است:

۳-۱-۱- مرحله اول اجکتورها

فاکتور مربوط به بخار آب و گازهای مکش شونده، همچنین بخار آب حامل در مرحله اول اجکتور با استفاده از شکل ۲ مشخص می گردد:

گازهای مکش شونده عاری از بخار آب

$$\begin{matrix} \tilde{M} = 59 \text{ Kg/Kg mole} \\ T = 70^\circ \text{C} \end{matrix} \xrightarrow{\text{Fig 2.1}} f_{\text{Suc}} = 1.25 \quad (6)$$

بخار آب موجود در گازهای مکش شونده

$$\begin{matrix} \tilde{M} = 18 \text{ Kg/Kg mole} \\ T = 70^\circ \text{C} \end{matrix} \xrightarrow{\text{Fig 2.1}} f_{\text{Suc}} = 0.78 \quad (7)$$

$$\begin{matrix} \tilde{M} = 18 \text{ Kg/Kg mole} \\ T = 260^\circ \text{C} \end{matrix} \xrightarrow{\text{Fig 2.1}} f_{\text{equ}} = 0.67 \quad (8)$$

بخار آب حامل

^۱-قابل قبول بودن این فرض از طریق بررسی شرایط انواع هیدروکربنهای موجود در شرایط عملیاتی کندانسورها با استفاده از نرم افزار Hysys تأیید گردید.

دبی جرمی گازهای مکش شونده عاری از بخار ضمن محاسبات برابر با $\dot{M}$ فرض می گردد. دبی بخار معادل گازهای مکش شونده از حاصل جمع دبی بخار معادل بخار آب موجود در گازهای مکش شونده و نیز دبی بخار معادل گازهای مکش شونده عاری از بخار آب به صورت زیر محاسبه می گردد.

$$\dot{M}_{equ} = \dot{M}_{suc} \frac{f_{equ}}{f_{suc}}$$

$$\dot{M}_{equ,1} = \dot{M} \frac{0.67}{1.25} + 2640 \times \frac{0.67}{0.78} = 0.536\dot{M} + 2267.7 \quad (9)$$

محاسبه شدت بخار حامل مصرفی به ازای واحد جرم بخار معادل گازهای مکش شونده نیز مستلزم تعیین جرم بخار حامل مصرفی به ازای واحد جرم بخار معادل با گازهای مکش شونده (ضریب b) است که از طریق محاسبه ضرایب انبساط و تراکم و با استفاده از شکل ۳ مشخص می گردد.

$$E = \frac{P_1}{P_0} = \frac{21 \text{ bara}}{0.05 \text{ bara}} = 420$$

$$K = \frac{P}{P_0} = \frac{0.114 \text{ bara}}{0.05 \text{ bara}} = 2.28$$

$$\xrightarrow{\text{Fig 3}} b = \frac{\dot{M}_{motive \text{ steam}}}{\dot{M}_{equ}} = 0.9 \quad (10)$$

دبی جرمی بخار آب حامل نیز با توجه به روابط (۹) و (۱۰) برابر است با:

$$\dot{M}_{motive \text{ steam},1} = 0.482\dot{M} + 2040.9 \quad (11)$$

۳-۱-۲- مرحله دوم اجکتور :

بافرض اینکه دبی گازهای مکش شونده در مرحله دوم برابر با دبی گازهای مکش شونده عاری از بخار آب در مرحله اول اجکتور باشد، دبی بخار معادل گازهای ورودی و در نتیجه دبی بخار حامل ورودی به مرحله دوم اجکتور به صورت زیر محاسبه می گردد:

$$f_{suc} = 1.30, \quad f_{equ} = 0.67 \rightarrow \dot{M}_{equ,2} = \dot{M} \frac{0.67}{1.3} = 0.515\dot{M} \quad (12)$$

$$E = 196.3, \quad K = 2.56 \rightarrow b = 1.03 \rightarrow \dot{M}_{motive \text{ steam},2} = 0.530\dot{M} \quad (13)$$

۳-۱-۳- مرحله سوم اجکتور:

خلاصه نتایج مربوط به تعیین دبی بخار حامل مصرفی در مرحله دوم اجکتور نیز به صورت زیر است،

$$f_{suc} = 1.29 \rightarrow \dot{M}_{equ,3} = \dot{M} \frac{0.67}{1.3} = 0.519\dot{M} \quad (14)$$

$$E = 81.7, \quad K = 3.31 \rightarrow b = 1.7 \rightarrow \dot{M}_{motive \text{ steam},3} = 0.882\dot{M} \quad (15)$$

بنابراین دبی کل بخار مصرفی در اجکتورها بر حسب دبی جرمی گازهای مکش شونده عاری از بخار آب ($\dot{M}$) قابل محاسبه است و از طریق مقایسه آن با دبی بخار مصرفی در اجکتورها در شرایط فعلی، دبی جرمی گازهای مکش شونده عاری از بخار آب به دست می آید. بر اساس اطلاعات ارائه شده در جدول (۱)، کل بخار مصرفی در اجکتورها ۱۵۳۰۰ کیلوگرم بر ساعت است و لذا:

$$\dot{M}_{motive\ steam} = 1.894\dot{M} + 2040.9 = 15300 \rightarrow \dot{M} = 7000.6 \frac{Kg}{h} \quad (16)$$

در اینصورت دبی حجمی گازهای مکش شونده^۱ در مرحله سوم اجکتور در دمای ۲۰ درجه سانتیگراد و فشار ۷۶۰ میلیمتر جیوه (۱۰۱/۳ کیلو پاسکال) برابر است با :

$$\dot{q} = \frac{\dot{M}}{\rho} = \frac{7000.6}{2.453} = 2853.33 \text{ m}^3 / h$$

$$\rho = \frac{PMw}{RT} = \frac{101.3Kpa \times 59 \text{ Kg/Kg mole}}{8.314 \text{ Kj/Kg mole.K} \times 293K} = 2.453 \text{ Kg/m}^3$$

لازم به ذکر است که در رابطه مذکور، ρ دانسیته، P فشار، Mw جرم مولکولی، R ثابت گازها و T دمای مطلق گاز است.

دبی جرمی گازهای مکش شده عاری از بخار آب در شرایط واقعی حدود ۱/۵ برابر شرایط طراحی به دست آمد که با در نظر گرفتن افزایش ظرفیت پالایشگاه عدد حاصل منطقی به نظر می رسد، بعلاوه محاسبات به روش مذکور برای شرایط طراحی نیز صورت گرفت و ملاحظه گردید خطای محاسبات در شرایط طراحی حدود ۲ درصد است و بنابراین استفاده از روش مذکور معقول به نظر می رسد.

با استفاده از روش مذکور محاسبه دبی بخار مصرفی در مرحله سوم اجکتور نیز به صورت زیر خواهد بود:

$$\dot{M}_{motive\ steam,3} = 0.882\dot{M} \quad , \quad \dot{M} = 7000.6 \frac{Kg}{h} \Rightarrow \dot{M}_{motive\ steam,3} = 6174.53 \frac{Kg}{h} \quad (18)$$

۳-۲- برآورد اقتصادی تعویض اجکتور با پمپ خلا رینگی مایع

در این قسمت آنالیز اقتصادی مربوط به تعویض اجکتورهای مرحله سوم برج تقطیر خلا با پمپهای رینگی مناسب، مورد تجزیه و تحلیل قرار می گیرد. هزینه سرمایه ای مورد نیاز برای تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپهای رینگی مجهز به درایو با ظرفیتهای ۱۵۰۰ NCM/h و ۳۰۰۰ NCM/h، با احتساب یک رزرو و با در نظر گرفتن تمام هزینه های مرتبط بر اساس استعلام صورت گرفته برابر با ۱۳۰۰ و ۱۹۶۰ میلیون ریال می باشد. مقدار مصرف هریک از حاملهای انرژی به وسیله مرحله سوم اجکتور و نیز پمپ

^۱ - دلیل محاسبه دبی گازهای مکش شونده در شرایط مذکور این است که منحنی عملکرد پمپهای مایع رینگی موجود در شرایط مذکور موجود است.

رینگی جایگزین مطابق جدول ۲ است. با توجه به جدول مذکور و بر مبنای تعرفه پتروشیمی فجر برای حاملهای انرژی، سود خالص سالیانه هنگام استفاده از هریک از پمپهای با ظرفیتهای NCM/h ۱۵۰۰ و NCM/h ۳۰۰۰، برابر با ۲۰۱۰/۷۸۹ و ۱۹۶۹/۷۶۶ میلیون ریال در سال است. در صورتیکه محاسبات با احتساب نرخ بهره ۱۲ درصد و عمر مفید ۱۰ سال برای هریک از پمپهای مذکور صورت گیرد، زمان بازگشت سرمایه برای تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپ رینگی مایع NCM/h ۱۵۰۰ و NCM/h ۳۰۰۰، به ترتیب ۸ و ۱۳ ماه خواهد بود. سایر پارامترهای اقتصادی مورد نیاز برای تعویض مرحله سوم اجکتور با هریک از انواع پمپهای مذکور نیز در جدول ۳ ملاحظه می گردد. با توجه به جدول مذکور، تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپ رینگی مایع از لحاظ اقتصادی کاملاً توجیه پذیر است.

جدول ۲- میزان مصرف هزینه های مربوط به مصرف انواع حاملهای انرژی در صورت تعویض یا عدم تعویض اجکتور مرحله سوم

مجموع هزینه ها (میلیون ریال بر سال)	هزینه واحد	میزان مصرف	نوع حامل انرژی	
۲۲۳۹/۲۶۹	۴۱۴۰۰ ریال بر تن	۶۱۷۴/۵ کیلو گرم بر ساعت	بخار	مرحله سوم اجکتور
۲۲۳۹/۲۶۹ میلیون ریال در سال ^۲				
۱۰۱/۷۰۴	۲۵۸ ریال بر کیلووات ساعت	۴۵ کیلو وات	جریان الکتریکی	پمپ رینگی مایع PVI-1500
۱۲/۵۳۶	۱۵۹ ریال بر متر مکعب	۹ متر مکعب بر ساعت	آب خنک کن	
۲۲۸/۴۸ میلیون ریال در سال ^۳				
۲۴۸/۶۱۰	۲۵۸ ریال بر کیلووات ساعت	۱۱۰ کیلو وات	جریان الکتریکی	پمپ رینگی مایع PVI-3000
۲۰/۸۹۳	۱۵۹ ریال بر متر مکعب	۱۵ متر مکعب بر ساعت	آب خنک کن	
۲۶۹/۵۰۳ میلیون ریال در سال				

جدول ۳- پارامترهای مورد نیاز برای تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپ رینگی مایع دارای درایو بر مبنای تعرفه پتروشیمی فجر

پارامتر مورد نظر	تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپ NCM/h ۱۵۰۰	تعویض مرحله سوم اجکتور با پمپ NCM/h ۳۰۰۰
هزینه سرمایه ای کل	۱۳۰۰ میلیون ریال	۱۹۶۰ میلیون ریال
صرفه جویی سالیانه حاملهای انرژی	۲۰۱۰/۷۹ میلیون ریال در سال	۱۹۶۶/۷۹ میلیون ریال در سال
سود خالص سالیانه	۲۰۱۰/۷۹ میلیون ریال در سال	۱۹۶۶/۷۹ میلیون ریال در سال
زمان بازگشت سرمایه	۰/۷ سال پس از راه اندازی	۱/۱ سال پس از راه اندازی
ارزش نهایی پروژه	۹۸۸۱/۹ میلیون ریال	۸۸۰۰/۳ میلیون ریال
نسبت ارزش نهایی پروژه	۸/۶	۵/۵
نرخ بازده داخلی	٪۱۵۵	٪۱۰۰

^۱ - قیمت واحد بخار آب و برق، بر اساس قیمت پتروشیمی فجر محاسبه می گردد، ولی در مورد آب کولینگ، محاسبات بر اساس قیمت آب کولینگ ارائه شده به شرکت های نفت جی و سپاهان توسط پالایشگاه صورت گرفته است.

^۲ - از آنجا که دمای آب کولینگ مصرفی جهت کندانس کردن بخار حامل مرحله سوم اجکتور، قبلاً در کندانسورهای E-151 و E-152 افزایش یافته، حذف اجکتور مرحله سوم تأثیری بر کاهش مصرف آب کولینگ نخواهد داشت.

^۳ - در صورت استفاده از پمپ PVI-1500، دو پمپ مورد نیاز است و بنابراین هزینه های عملیاتی با احتساب دو پمپ در نظر گرفته شده است.

۴- نتیجه گیری

چنانچه ملاحظه می گردد زمان بازگشت سرمایه کوتاه، ارزش نهایی بالای پروژه و بالا بودن نسبت ارزش نهایی حتی با احتساب قیمتهای داخلی برای محاسبه هزینه حاملهای انرژی، همه مؤید توجیه اقتصادی تعویض مرحله سوم اجکتورهای برج تقطیر خلا با پمپ خلا است و لذا در راستای بهینه سازی مصرف انرژی در پالایشگاه این پروژه یکی از مواردی است که در پالایشگاههای ایران نیز مانند سایر کشورها باید در اولویت قرار گیرد. بین دو پمپ مورد بررسی نیز انتخاب پمپ 1500 NCM/h از لحاظ اقتصادی توجیه پذیرتر است و در صورتیکه انتخاب آن از لحاظ فنی نیز کاملاً تأیید گردد این پمپ گزینه مناسبی برای پروژه مذکور خواهد بود.

مراجع

1. J. N. Bays, Eastman Chemical Co. " Minimizing Wastes from Vacuum Pumping Systems"; Chemical Engineering, October 1996
2. Roy Bando Swandaru; Geothermal Training Programme; Report 2006; No. 7
3. R. E. Nelson; " Vacuum Pump Aids Ejectors"; Hydrocarbon Processing, December 1982
4. J. Mathews, Low Pressure Steam Ejectors"; Chemical Engineering, June 1987
5. L. E. Wetzel; " Optimizing vacuum systems for energy-efficient operation"; Chemical Processing, August 1996
6. M. Vorum, E. A. Fritzler; Comparative Analysis of Alternative Means for Removing Noncondensable Gases from Flashed-Steam Geothermal Power Plants"; National Renewable Energy Laboratory; June 2000
7. GEA Wieland, " Catalogue Jet Pumps and Gas Scrubbers";
8. R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting, J. A. Shaeiwitz; " Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes"; 2nd edition; Prentice Hall; 2003