



بهینه سازی اقتصادی واحد شیرین سازی پالایشگاه خانگیران به روش دستی و مقایسه آن با

نرم افزار Aspen Icarus

آرش شاملو^۱، مهدی پورافشاری چنار^۲

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی دانشگاه آزاد اسلامی واحد شاهرود

۲- استادیار گروه مهندسی شیمی دانشکده مهندسی دانشگاه فردوسی مشهد

ashamlook@gmail.com

خلاصه

گاز طبیعی اغلب دارای ناخالصی های نظیر دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن می باشد که به این گازها گاز اسیدی یا ترش می گویند که بسیار سمی بوده و باعث خوردگی لوله ها و دستگاه ها شده از این رو قبل از استفاده از گاز طبیعی باید آنرا تصفیه و به اصطلاح شیرین کرد. به همین جهت در این مقاله ابتدا واحد شیرین سازی پالایشگاه خانگیران را توسط Aspen Hysys شبیه سازی کرده سپس به روش دستی و توسط نرم افزار Aspen Icarus محاسبات اقتصادی آنرا انجام می دهیم و هزینه های اقتصادی واحد را محاسبه کرده سپس واحد جدیدی را طراحی می کنیم که هزینه های اقتصادی آن به مراتب کمتر است و در نهایت این واحد جدید اقتصادی شده را به پالایشگاه خانگیران پیشنهاد می کنیم.

کلمات کلیدی: بهینه سازی اقتصادی "شیرین سازی گاز" نرم افزار Aspen Icarus

۱- مقدمه

گاز طبیعی در بیشتر موارد دارای آلودگی هایی می باشد (دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن) که باعث خوردگی لوله ها می شوند و بسیار سمی نیز می باشند، که به آن گاز ترش یا اسیدی نیز می گویند و همچنین وجود این دو ترکیب ارزش حرارتی گاز را پایین می آورد که برای جبران آن باید ظرفیت خط لوله را بالا برد که کاملاً غیر اقتصادی می باشد. از این جهت قبل از تحویل گاز طبیعی به خطوط لوله باید حذف شوند و به مقدار استاندارد کاهش یابند (کمتر از ۲٪ مولی برای دی اکسید کربن و کمتر از ۴ ppm برای سولفید هیدروژن). فن آوریهای زیادی برای تصفیه و پالایش گاز وجود دارد، که به آن شیرین سازی گاز نیز می گویند که از مهمترین آنها فرآیند جذب از طریق آمین و جداسازی از طریق غشاء می باشد. استفاده از آلکانول آمین ها در جذب گازهای اسیدی اولین بار توسط باتمز^۱ در سال ۱۹۳۰ آغاز شد و اولین آمینی که به طور گسترده مورد استفاده صنعتی قرار گرفت TEA (تری اتانل آمین) بود [۱]. آمین به ترکیبات آمونیاکی می گویند (NH_3) که به جای اتم های هیدروژن آن گروه هیدروکربنی جایگزین می شود، اگر به جای یک اتم هیدروژن هیدروکربن جایگزین شود به آن آمین نوع اول می گویند، اگر دو اتم هیدروژن جایگزین شود به آن آمین نوع دوم می گویند و اگر به جای هر سه اتم هیدروژن گروه هیدروکربنی جایگزین شود به آن آمین نوع سوم می گویند. آلکانول آمین ها ترکیباتی پایدار هستند و در محلول های آبی در بازه بین ۱۰ تا ۶۵ درصد وزنی استفاده می شوند [۲]. فرآیندهای آمین در مواردی که فشار جزئی گازهای اسیدی پایین باشد و یا بخواهیم خالص سازی در حد بالایی انجام شود، کاربرد دارند. با توجه به این که حضور آب در محلول های آبی آمین، میزان جذب هیدروکربن های سنگین را به حداقل می رساند، این فرآیند برای شیرین سازی جریان های گازی غنی از هیدروکربن های سنگین بسیار مناسب می باشد. برای این منظور ابتدا یک واحد شیرین سازی پالایشگاه خانگیران را به کمک نرم افزار Aspen Hysys با استفاده از مشخصات دستگاه های موجود در پالایشگاه طراحی کرده سپس به بررسی اقتصادی آن می پردازیم و در نهایت واحد اقتصادی شده را طراحی می کنیم

۲- مشخصات اصلی برج‌های واحد شیرین‌سازی پالایشگاه خانگی‌ران و خوراک پالایشگاه

در هر واحد تصفیه گاز این پالایشگاه دو برج موازی تماس دهنده آمین با گاز (جذب) و دو برج بازیافت آمین (احیاء) وجود دارد و نحوه شماره‌گذاری سینی‌های این برج‌ها از بالا به پایین می‌باشد. و سینی‌ها از نوع سینی دریچه‌ای، که جنس آنها از فولاد ضد زنگ می‌باشد و همچنین جنس دیواره برج‌ها کربن استیل می‌باشد.

جدول ۱ مشخصات اصلی برج‌های پالایشگاه خانگی‌ران

برج احیاء	برج جذب	
۲۴	۲۰	تعداد سینی‌ها
۲۹/۳	۲۱/۵۹	ارتفاع (m)
۳/۳۱	۲/۸۹۵	قطر داخلی (m)
۱۶	۸۷/۳	ضخامت پوسته (mm)

جدول ۲ مشخصات گاز ورودی و خروجی از یک واحد پالایشگاه

ورودی واحد	خروجی واحد	
۵۸	۳۸	دما ($^{\circ}\text{C}$)
۱۰۶۸	۱۰۰۰	فشار (psi)
۱۴۴	۱۲۸	دبی (MMSCFD)
۷۱۷۲	۶۳۷۶	دبی (kgmol/hr)

جدول ۳ ترکیب گاز ورودی و خروجی از یک واحد پالایشگاه

ترکیب گاز	ورودی واحد (درصد مولی)	خروجی واحد (درصد مولی)
متان	۰/۸۷۴۷	۰/۹۸۱۶
اتان	۰/۰۰۵۵	۰/۰۰۶۱۷۶
سایر هیدروکربن‌ها	۰/۰۰۲۸	۰/۰۰۳۱۴۷
نیتروژن	۰/۰۰۵۱	۰/۰۰۵۷۲۹
دی اکسید کربن	۰/۰۶۳۴	۰/۰۰۲۲
سولفید هیدروژن	۰/۰۳۸۱	۳/۰۲۴۳۴ (ppm)

با استفاده از اطلاعات جداول فوق یک واحد شیرین‌سازی پالایشگاه را شبیه‌سازی کرده سپس به بررسی اقتصادی آنها می‌پردازیم

جدول ۴ کمترین ضخامت مجاز پوسته [۳]

Vessel Inside Diameter (ft)	Minimum Wall Thickness(in)
تا ۴	۰/۲۵
۴-۶	۰/۳۱۲۵
۶-۸	۰/۳۷۵
۸-۱۰	۰/۴۳۷۵
۱۰-۱۲	۰/۵

برای ظروف عمودی و برجها باید تأثیرات باد، زلزله و ... را در نظر گرفت. به این منظور t_p به صورت زیر اصلاح می شود:

$$t_v = t_p \left(0.75 + 0.22E \frac{\left(\frac{L}{D_i} \right)^2}{P_d} \right) \quad (5)$$

این معادله برای $1.34 < \frac{\left(\frac{L}{D_i} \right)^2}{Pd} < 10$ به کار می رود. برای مقادیر کوچکتر از $1/34$ ، $t_p = t_v$ معمولاً مقدار 0.125 in برای اثر خوردگی به t_v اضافه می شود تا t_s حاصل شود. حال با استفاده از معادله زیر قیمت برج که شامل نازل، *Manhole* و تجهیزات جانبی دیگر است محاسبه می شود:

$$C_v = \exp\{7.0374 + 0.18255(\ln(W)) + 0.02297(\ln(W))^2\} \quad (6)$$

هزینه سکوها و نردبانها از طریق معادله زیر محاسبه می شود و به قیمت برج اضافه خواهد شد:

$$C_{PL} = 237.1 D_i^{0.63316} L^{0.80161} \quad (7)$$

قیمت سینی های نصب شده به صورت زیر محاسبه می شود:

$$C_T = N_T C_{BT} F_{TT} F_{TM} \quad (8)$$

$$C_{BT} = 369 \exp(0.1739 D_i) \quad (9)$$

که D_i قطر برج بر حسب فوت است، و N_T تعداد سینی های برج می باشد. در نهایت قیمت نهایی برج با جمع مقادیر ذکر شده محاسبه می شود:

$$C = C_v + C_{PL} + C_T \quad (10)$$

جدول ۵ مقادیر F_{TT} بر حسب نوع سینی و F_{tm} بر حسب جنس برج [۳]

نوع سینی	F_{TT}	جنس سازه برج	F_{tm}
Sieve	۱	Carbon Steel	۱
Valve	۱/۱۸	303 Stainless steel	$1/189 + 0.0577 D_i(\text{ft})$
Bubble Cap	۱/۸۷	316 Stainless steel	$1/401 + 0.0724 D_i(\text{ft})$
		3-Carpenter 20CB	$1/525 + 0.0788 D_i(\text{ft})$
		Monel	$2/306 + 0.112 D_i(\text{ft})$

محاسبه سایر دستگاهها شامل ظروف، مبدلها و پمپها نیز شبیه محاسبات فوق با استفاده از مراجع [۱۲] می باشد. که فقط جواب نهایی این محاسبات را در

جدول ۹ می آوریم

۴- هزینه سرمایه گذاری (Total Capital Investment) [۴]

برای محاسبه هزینه سرمایه گذاری واحد به قیمت کل تجهیزات نیاز است. سایر هزینه‌ها به صورت درصدی از قیمت کل تجهیزات است (جدول ۶). مجموع این هزینه‌ها هزینه سرمایه گذاری ثابت را می‌دهد. مجموع هزینه سرمایه گذاری ثابت و کاری هزینه سرمایه گذاری کل را می‌دهد.

جدول ۶ پارامترهای مربوط به هزینه سرمایه گذاری واحد به صورت درصدی از قیمت کل تجهیزات [۵]

Direct Cost	Fraction of P.E.C	Indirect cost	Fraction of P.E.C
Purchased equipment cost	۱	Engineering & supervision	۰/۳۳
Purchased equipment installation	۰/۴۷	Construction Expenses	۰/۴۱
Instrumentation & controls	۰/۱۸	Legal Expenses	۰/۰۴
Piping	۰/۶۶	Contractor's Fees	۰/۲۱
Electrical systems	۰/۱۱	Contingency	۰/۴۱
Buildings	۰/۱۸		
Yard improvement	۰/۱		
Service facilities	۰/۷		

$$FCI(\text{Fixed Capital Investment}) = \text{Total Direct Cost} + \text{Total Indirect Cost}$$

هزینه سرمایه گذاری ثابت :

$$WCI(\text{Working Capital Investment}) = 0.84 \text{ Purchased Equipment Cost}$$

هزینه سرمایه گذاری در گردش :

$$\text{Total Capital Investment} = FCI + WCI$$

هزینه سرمایه گذاری کل :

هزینه استهلاک دستگاه‌ها: (Depreciation) که به صورت درصدی از هزینه سرمایه گذاری ثابت می‌باشد .

جدول ۷ محاسبه هزینه استهلاک دستگاه‌ها [۴]

Year	FCI Frac.	$d_j(\$/\text{yr})$
۱	۰/۲	$FCI \cdot 0.2$
۲	۰/۳۲	$FCI \cdot 0.32$
۳	۰/۱۹۲	$FCI \cdot 0.192$
۴	۰/۱۱۵۲	$FCI \cdot 0.1152$
۵	۰/۱۱۵۲	$FCI \cdot 0.1152$
۶	۰/۰۵۷۶	$FCI \cdot 0.0576$
Total Depreciation	۱	FCI

۵- هزینه عملیاتی [۴]

در محاسبات اقتصادی هزینه عملیاتی به صورت هزینه تولید کل که هزینه‌های ثابت از آن کسر گردیده است، منظور می‌شود. بنابراین هزینه عملیاتی شامل موارد مندرج در جدول ۷ نیز می‌شود

جدول ۸ پارامترهای مربوط به هزینه عملیاتی واحد [۴.۵]

<i>Operating Labor(Op.L)</i> ^۱	$۲ \times (۱۵\$/hr)(\lambda hr/day)(۳۵ \cdot day/yr)(Feed/۲۵MMSCFD)$
<i>Operating Supervision(Op.S)</i> ^۲	$۰/۸۵ Op.L$
<i>Maintenance and Repairs(M)</i> ^۳	$۰/۰۷ FCI$
<i>Operating Supplies</i> ^۴	$۰/۸۵ Maintenance$
<i>Laboratory Charges(L.Ch)</i> ^۵	$۰/۸۵ Op.L$
<i>Taxes Property</i> ^۶	$۰/۰۲ FCI$
<i>Insurance</i> ^۷	$۰/۰۱ FCI$
<i>Plant overhead cost (POC)</i> ^۸	$۰/۵ \times (Op.L + Op.S + M)$
<i>Administrative costs</i> ^۹	$۰/۲ \times (Op.L + Op.S + M)$
<i>Manufacturing Costs</i> ^{۱۰}	$Op.L + Op.S + M + Op.S + L.Ch + Total Depreciation + Taxes Property + Insurance + POC$
Total Project Capital Cost (TPC) ^{۱۱}	$(Administrative costs + Manufacturing Costs)/۰/۸$
<i>Distribution and Marketing</i> ^{۱۲}	$۰/۰۵ TPC$
<i>Research and Development</i> ^{۱۳}	$۰/۰۵ TPC$
<i>Utilities(U)</i> ^{۱۴}	$۰/۸ TPC$
<i>Royalties(R)</i> ^{۱۵}	$۰/۰۲ \times (TPC - Total Depreciation)$
<i>General Expences</i> ^{۱۶}	$۰/۸ TPC + Administrative costs$
Total Operating Cost (TOC) ^{۱۷}	$Op.L + Op.S + M + Op.S + L.Ch + R + U + POC$
<i>Annual Capital Recovery cost(CRC)</i> ^{۱۸}	$۰/۲۷۷ TCI$
<i>Total Separation cost(TSC)</i> ^{۱۹}	$Op.L + Op.S + M + Op.S + U + CRC$
<i>Natural gas processing cost(GPC)</i> ^{۲۰}	$TSC/(۱۰۰۰ \times ۳۵ \times Product of Amine Unit)$

هزینه کارگری-۱

هزینه سرپرستی و نظارت-۲

هزینه نگهداری و تعمیرات-۳

هزینه تجهیزات و مواد جانبی-۴

هزینه آزمایشگاهی-۵

هزینه مالیات-۶

هزینه بیمه-۷

هزینه‌های جانبی کارخانه-۸

هزینه‌های اداری-۹

هزینه ساخت کارخانه-۱۰

مجموع هزینه‌های سرمایه‌گذاری در طرح-۱۱

هزینه‌های پخش و توزیع در بازار-۱۲

هزینه بخش تحقیق و توسعه-۱۳

هزینه تسهیلات (آب و برق...)-۱۴

هزینه حق امتیاز-۱۵

هزینه‌های عمومی-۱۶

هزینه عملیاتی کلی-۱۷

هزینه بازگشت سرمایه‌گذاری سالیانه (\$/year)-۱۸

کل هزینه تصفیه سالیانه گاز-(\$/year)-۱۹

هزینه فرآیندی تولید گاز-(\$/MSCF) or (\$/1000.Standard.ft³)-۲۰

در این تحقیق محاسبه قیمت تجهیزات و انجام محاسبات اقتصادی به صورت دستی و همچنین توسط نرم افزار *Aspen Icarus* انجام می شود. مقایسه نتایج محاسبات نرم افزار و روش دستی که در بالا توضیح داده شد، در جدول ۹ آورده شده است

جدول ۹ مقایسه محاسبات هزینه ها به روش دستی، با نرم افزار برای واحد آمین در سال ۲۰۰۱

<i>Equipment</i>	<i>Manual PEC¹ calculation</i>	<i>Icarus PEC calculation</i>
<i>Contactor A</i>	۷۹۴۰۰۴	۷۲۱۲۰۰
<i>Regenerator A</i>	۲۶۸۲۰۰	۳۰۲۱۰۰
<i>Condenser accumulator A</i>	۱۵۲۰۷	۱۲۱۰۰
<i>Reflux condenser A</i>	۱۰۰۸۷۳	۶۳۲۰۰
<i>Reflux pump A</i>	۳۸۸۷	۹۲۰۰
<i>Reboiler Regenerator A</i>	۳۵۸۰۳۲	۱۸۲۸۰۰
<i>Amine pump A</i>	۷۴۱۷۱	۱۳۷۲۰۰
<i>Amine cooler A</i>	۷۲۸۷۷	۱۳۰۵۰۰
<i>Exchanger A</i>	۱۹۵۰۶۱	۱۴۱۶۰۰
<i>Amine flash tank A</i>	۵۰۱۳۵	۳۴۰۰۰
<i>Contactor B</i>	۷۹۴۰۰۴	۷۲۲۱۰۰
<i>Regenerator B</i>	۲۶۸۲۰۰	۳۰۲۱۰۰
<i>Condenser accumulator B</i>	۱۵۲۰۷	۱۲۱۰۰
<i>Reflux condenser B</i>	۱۰۰۸۷۳	۶۳۲۰۰
<i>Reflux pump B</i>	۳۸۸۸	۹۲۰۰
<i>Reboiler Regenerator B</i>	۳۵۸۰۳۲	۱۸۲۸۰۰
<i>Amine pump B</i>	۷۴۱۸۱	۱۳۷۳۰۰
<i>Amine cooler B</i>	۷۲۸۷۷	۱۳۰۵۰۰
<i>Exchanger B</i>	۱۹۵۰۶۱	۱۴۱۶۰۰
<i>Amine flash tank B</i>	۵۰۱۳۵	۳۴۰۰۰
<i>Inlet gas separator</i>	۳۶۸۶۷۱	۳۵۸۳۰۰
<i>Total P.E.C</i>	۴.۲۳۳.۵۷۲	۳.۸۲۷.۱۰۰

شاخص قیمت در سال ۲۰۰۱ برابر ۳۹۴ می باشد و در سال ۲۰۰۸ برابر ۵۷۵ می باشد [۶]. که از رابطه ساده زیر با داشتن شاخص قیمت ، قیمت دستگاه ها را در سال مورد نظر بدست می آوریم.

$$Cost\ in\ 2008 = (Cost\ Index\ in\ 2008 / Cost\ Index\ in\ 2001) \times P.E.C\ in\ 2001 = (575 / 394) \times P.E.C \quad (11)$$

با استفاده از رابطه بالا قیمت نهایی تجهیزات را در سال ۲۰۰۸ محاسبه می کنیم.

جدول ۱۰ هزینه نهایی تجهیزات به روش دستی و توسط نرم افزار در سال ۲۰۰۸

	روش دستی		توسط نرم افزار Aspen Icarus	
	۲۰۰۱	۲۰۰۸	۲۰۰۱	۲۰۰۸
Total P.E.C	۴.۲۳۳.۵۷۲	۶.۱۷۸.۴۳۶	۳.۸۲۷.۱۰۰	۵.۵۸۵.۲۳۵
<i>Delivery (۰/۸PEC)</i>	۴۲۳۳۵۷	۶۱۷۸۴۳	۳۸۲۷۱۰	۵۵۸۵۲۳/۵
<i>Other (۰/۰۵PEC)</i>	۲۱۱۶۷۹	۳۰۸۹۲۲	۱۹۱۳۵۵	۲۷۹۲۶۲
Total PEC+Delivery+Other	۴.۸۶۸.۶۰۸	۷.۱۰۵.۲۰۰	۴.۴۰۱.۱۶۵	۶.۴۲۳.۰۲۰

۶- نحوه محاسبه GPC با استفاده از روش دستی [۵،۷]

GPC یا همان مبنای قیمت فرآیند گاز، هدف اصلی محاسبات اقتصادی می باشد چون این پارامتر مبنای محاسبات اقتصادی می باشد. طبق روابطی که در بالا گفته شد هزینه های *FCI*، *WCI*، *TCI*، هزینه استهلاک دستگاهها، هزینه عملیاتی واحد و سایر هزینه ها را حساب کرده که در نهایت *GPC* واحد را محاسبه می کنیم، لازم به ذکر است همانطور که در جدول ۸ می بینیم سال کاری را ۳۵۰ روز در نظر می گیریم. همچنین *GPC* واحد را به روش دستی از جدول ۸ محاسبه می کنیم.

جدول ۱۱ نتایج هزینه های عملیاتی واحد به روش دستی در سال ۲۰۰۸

	با احتساب هزینه های تحویل و متفرقه	بدون احتساب هزینه های تحویل و متفرقه
<i>Operating Labor</i>	۴۸۳۷۹۷	۴۸۳۷۹۷
<i>Operating Supervision</i>	۷۲۵۶۹/۵	۷۲۵۶۹/۵
<i>Maintenance and Repairs</i>	۲۳۸۷۳۴۸	۲۰۷۵۹۵۵
<i>Operating Supplies</i>	۳۵۸۱۰۲	۳۱۱۳۹۳
<i>Laboratory Charges</i>	۷۲۵۶۹/۵	۷۲۵۶۹/۵
<i>Taxes Property</i>	۶۸۲۰۹۹	۵۹۳۱۳۰
<i>Insurance</i>	۳۴۱۰۵۰	۲۹۶۵۶۵
<i>Plant overhead cost (POC)</i>	۱۴۷۱۸۵۷	۱۳۱۶۱۶۰/۵
<i>Administrative costs</i>	۵۸۸۷۴۳	۵۲۶۴۶۴
<i>Manufacturing Costs</i>	۳۹۹۷۴۳۶۳	۳۴۸۷۸۶۳۵
Total Project Capital Cost (TPC)	۵۰۷۰۳۸۱۲	۴۴۲۵۶۳۷۴
<i>Distribution and Marketing</i>	۲۵۳۵۱۹۴	۲۲۱۲۸۱۹
<i>Research and Development</i>	۲۵۳۵۱۹۴	۲۲۱۲۸۱۹
<i>Utilities</i>	۵۰۷۰۳۸۸	۴۴۲۵۶۳۷/۵
<i>Royalties</i>	۳۳۱۹۷۸	۲۹۱۹۹۸
<i>General Expences</i>	۵۶۵۹۱۳۱	۴۹۵۲۱۰۲
Total Operating Cost (TOC)	۱۰۲۴۸۶۰۹	۹۰۵۰۰۷۹
Capital Recovery Cost (CRC)	۱۱۱۰۰۳۱۵	۹۶۵۲۴۴۸
Total Separation Cost (TSC)	۱۹۴۷۲۵۲۰	۱۷۰۲۱۸۰۰
Gas Processing Cost (GPC)	۰/۴۳۴	۰/۳۸

۷- نحوه محاسبه GPC با استفاده از نرم افزار

همانطور که در جدول ۹ دیدیم هزینه خرید دستگاهها (PEC) توسط نرم افزار ۳۸۲۷.۱۰۰ دلار آمریکا محاسبه می شود، و سایر هزینه ها برای محاسبه GPC به قرار زیر می باشد.

	۲۰۰۱	۲۰۰۸
Total Operating Cost (TOC)	۶.۶۵۱.۴۳۸	۹.۷۰۷.۰۴۸
Total Utility Cost (TUC)	۴.۷۳۵.۲۳۹	۶.۹۱۰.۵۶۴
TOC+TUC	۱۱.۳۸۶.۶۷۷	۱۶.۶۱۷.۶۱۳

همانطور که در جدول ۲ مشاهده کردیم دبی محصولات گاز تصفیه شده $MMSCFD$ ۱۲۸ می باشد، و مجموع هزینه های سالیانه $TOC+TUC$ برابر $\$/year$ ۱۶۶۱۷۶۱۳ می باشد، در نتیجه پارامتر GPC را محاسبه می کنیم

$$GPC = \frac{16,617,613}{350 * 1000 * 128} = 0.371 \quad (12)$$

همانطور که مشاهده می شود مقدار GPC بدست آمده از نرم افزار با GPC روش دستی بدون هزینه های تحویل و متفرقه تقریباً برابر است، البته اگر این هزینه ها را به $(TOC+TUC)$ نرم افزار بیافزایم با GPC روش دستی با احتساب هزینه های تحویل و متفرقه تقریباً یکسان بدست می آید. پس با انجام محاسبات فوق به این نتیجه می رسیم که خروجی های نرم افزار Aspen Icarus با محاسبات روش دستی تقریباً یکسان می باشند.

۸- طراحی واحد جدی د اقتصادی شده

با استفاده از اطلاعات فوق و دانستن GPC واحد، در می یابیم واحدی اقتصادی و کم هزینه تر است که GPC آن از ۰/۳۷۱ کمتر باشد بدین منظور توسط نرم افزار Aspen Hysys واحد جدیدی با مشخصات زیر طراحی کردیم که GPC آن از ۰/۳۷۱ کمتر بوده و هزینه های آن نیز به مراتب کمتر از واحد فعلی پالایشگاه خانگیران می باشد. لازم به ذکر است، هم در واحد آمین پالایشگاه و هم در واحد جدید طراحی شده دبی آمین در گردش m^3/hr ۱۸۵ با درصد وزنی ۳۴٪ و از نوع DEA می باشد.

جدول ۱۳ مقایسه ابعاد اصلی واحد شبیه سازی شده پالایشگاه خانگیران با واحد جدید طراحی شده

نوع برج	واحد آمین جدید طراحی شده پالایشگاه				واحد آمین شبیه سازی شده پالایشگاه			
	Diameter (m)	High (m)	N.of Tray	Tray Tickness (mm)	Diameter (m)	High (m)	N.of Tray	Tray Tickness (mm)
Contactor A	۱/۶۷۶	۱۵/۸۵	۲۰	۸۴/۵	۲/۸۹۵	۲۱/۵۹	۲۰	۱۴۳/۶۵
Contactor B	۱/۶۷۶	۱۵/۸۵	۲۰	۸۴/۵	۲/۸۹۵	۲۱/۵۹	۲۰	۱۴۳/۶۵
Regenerator A	۲/۲۸۶	۱۲/۳۷	۱۴	۱۲/۷	۳/۳۱	۲۹/۳	۲۴	۱۲/۷
Regenerator B	۲/۴۳۸	۱۲/۳۷	۱۴	۱۲/۷	۳/۳۱	۲۹/۳	۲۴	۱۲/۷

جدول ۱۴ نتایج محاسبات اقتصادی دستگاه‌های واحد اقتصادی شده

<i>Equipments</i>	<i>Purchased Equipment Cost(\$)</i>	
	<i>Manual Calc</i>	<i>Icarus Calc</i>
<i>Contactor-A</i>	۲۸۶۳۸۳	۲۳۷۴۰۰
<i>Contactor-B</i>	۲۸۶۳۸۳	۲۳۷۴۰۰
<i>Regenerator-A</i>	۱۱۰۴۹۶	۱۱۳۱۰۰
<i>Reg-Condenser-A</i>	۱۰۰۸۷۳	۶۳۲۰۰
<i>Reg-Condenser .accumulator-A</i>	۱۲۷۷۸	۱۰۲۰۰
<i>Reg-Reflux .pump-A</i>	۳۸۸۸	۷۵۰۰
<i>Reg-Reboiler-A</i>	۳۵۸۰۳۲	۱۸۲۸۰۰
<i>Regenerator-B</i>	۱۱۶۶۶۳	۱۲۳۷۰۰
<i>Reg-Condenser-B</i>	۱۰۰۸۷۳	۶۳۲۰۰
<i>Reg-Condenser .accumulator-B</i>	۱۲۲۲۷	۹۹۰۰
<i>Reg-Reflux .pump-B</i>	۳۸۸۶	۷۵۰۰
<i>Reg-Reboiler-B</i>	۳۵۸۰۳۲	۱۸۲۸۰۰
<i>Amine pump-A</i>	۷۴۱۷۱	۱۳۷۲۰۰
<i>Amine cooler-A</i>	۷۲۸۷۷	۱۳۰۵۰۰
<i>Amine pump-B</i>	۷۴۱۶۹	۱۳۷۲۰۰
<i>Amine cooler-B</i>	۷۲۸۷۷	۱۳۰۵۰۰
<i>Exchanger-A</i>	۱۹۵۰۶۱	۱۴۱۶۰۰
<i>Exchanger-B</i>	۱۹۵۰۶۱	۱۴۱۶۰۰
<i>DEA flash drum-A</i>	۵۰۱۳۵	۳۴۰۰۰
<i>DEA flash drum-B</i>	۵۰۱۳۵	۳۴۰۰۰
<i>Inlet gas separator</i>	۲۸۲۰۰۹	۲۷۱۹۰۰
<i>Total P.E.C(2001)</i>	۲۸۱۷۰۰۸	۲۰۳۹۷۰۲۰۰
<i>Total P.E.C(2008)</i>	۴۰۱۱۱۰۱۱۶	۳۰۴۹۸۰۴۵۲
<i>Delivery(0.1PEC)</i>	۴۱۱۱۱۲	-
<i>Other(0.05PEC)</i>	۲۰۵۵۵۶	-
<i>Total PEC(2008)+ Delivery+Other</i>	۴۰۷۲۷۰۷۸۳	-

جدول ۱۵ مشخصات و ترکیب گاز تصفیه شده خروجی واحد آمین جدید طراحی شده

<i>Temperature (°C)</i>	۳۷/۹	<i>Mole fraction H₂S (ppm)</i>	۳/۴۴
<i>Pressure (kpa)</i>	۶۸۹۵	<i>Mole fraction CO₂</i>	۰/۰۰۲۲
<i>Molar flow (kgmol/hr)</i>	۶۳۷۸	<i>Mole fraction CH₄</i>	۰/۹۸۱۴
<i>Molar flow (MMSCFD)</i>	۱۲۸/۰۴	<i>Mole fraction H₂O</i>	۰/۰۰۱۴

جدول ۱۶ نتایج سایر هزینه‌های اقتصادی به روش دستی در سال ۲۰۰۸

<i>Total Direct Cost</i>	۱۶.۰۷۴.۴۶۲	<i>Total Operating Cost (TOC)</i>	۷.۱۷۴.۰۳۶
<i>Total Indirect Cost</i>	۶.۶۱۸.۸۹۶	<i>Capital Recovery Cost (CRC)</i>	۷.۳۸۶.۱۲۱
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	۲۲.۶۹۳.۳۵۸	<i>Total separation Cost (TSC)</i>	۱۳.۱۸۵.۷۲۰
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	۳.۹۷۱.۳۳۸	<i>Gas Processing Cost (GPC)</i>	۰/۲۹۴
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	۲۶.۶۶۴.۶۹۵		

جدول ۱۷ نتایج سایر هزینه‌های اقتصادی توسط نرم‌افزار در سال ۲۰۰۸

	۲۰۰۱	۲۰۰۸
<i>Total Project Capital Cost (TPC) (\$)</i>	۹.۰۰۲.۲۲۶	۱۳.۱۳۷.۷۶۷
<i>Total Operating Cost (TOC) (\$/yr)</i>	۵.۲۱۰.۲۱۸	۷.۶۰۳.۷۴۵
<i>Total Utilities Cost (TUC) (\$/yr)</i>	۳.۷۰۹.۱۸۷	۵.۴۱۳.۱۵۴
<i>TOC+TUC (\$/yr)</i>	۸.۹۱۹.۴۰۶	۱۳.۰۱۶.۸۹۹
<i>GPC (\$/MSCF)</i>	۰/۲	۰/۲۹

همانطور که می‌بینیم هزینه سرمایه‌گذاری کلی و سایر هزینه‌ها با بهینه‌سازی قطر و ارتفاع برج‌ها کاهش می‌یابد و با توجه به اینکه دبی خوراک گازی ورودی $MMSCFD$ ۱۴۴ می‌باشد و از $GPC=0/37$ که در شبیه‌سازی واحد آمین به آن رسیدیم به $GPC=0/29$ ، در واحد جدید طراحی شده خواهیم رسید، که نشان می‌دهد این واحد از لحاظ اقتصادی بسیار مناسب می‌باشد.

۹- نتیجه‌گیری

مقدار و کیفیت محصولات واحد جدید طراحی شده همانند واحد فعلی پالایشگاه می‌باشد ولی همانطور که مشاهده می‌شود در برج‌های احیاء تعداد سینی‌ها به ۱۴ عدد کاهش یافته و قطر و طول برج‌ها و همچنین GPC آن نیز کاهش یافته که از لحاظ اقتصادی بسیار بهینه و مقرون به صرفه می‌باشد. و جهت ارائه به پالایشگاه خانگیران می‌توان پیشنهاد کرد. همچنین در این مطالعه سعی شد از نرم‌افزار محاسبات اقتصادی Aspen Icarus استفاده شود ولی چون تاکنون منبع و مرجعی جهت استفاده از این نرم‌افزار در ایران یافت نشد به بررسی این نرم‌افزار پرداخته و مشاهده شد نتایج این نرم‌افزار در صورت استفاده صحیح از آن با مقدار انحراف اندکی از روش دستی محاسبات اقتصادی قابل اطمینان می‌باشد.

۱۰- مراجع

1. Arthur Kohl and Richard Nielsen, "Gas Purification", McGraw-Hill Book Co. 5th ed 1997
2. Arthur J. Kidnay, William R. Parrish, "Fundamentals of Natural Gas Processing", 2006
3. Seader and Henley, "Separation process principles-chapter 16", John Wiley and Sons, 19982
4. Max S. Peters Klaus D. Timmerhaus, "Plant design and economics for chemical engineers", fourth edition 1991, Professors of Chemical Engineering University of Colorado, McGraw-Hill, Inc
5. Bhide, A. Voskericyan, S. A. Stern, "Hybrid processes for the removal of acid gases from natural gas", Journal of Membrane Science, 140(1998)27-49
6. www.che.com/pci "chemical engineering plant cost index"
7. J.Hao, P.A.Rice and S.A.Stern, "Upgrading low-quality natural gas with H_2S - and CO_2 -selective polymer membranes Part II .Process design,economics,and sensitivity study of membrane stages with recycle streams", J. Of Membrane Sci.,320(2008)108-122