

بررسی پتانسیل صرفه جویی در مصرف انرژی واحد تولید آب اکسیژنه به کمک واحد پیش‌تاز (پایلوت)

مهدی مجیدی گیوی، محمد رضا جعفری نصر* و مهدی فلاح جعفری

شرکت پژوهش و فناوری پتروشیمی

m.jafarinasr@npc-rt.ir

چکیده

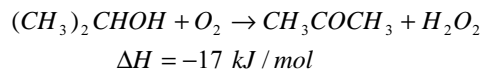
هدف از این مقاله بررسی چگونگی کاهش مصرف انرژی و در نتیجه تخمین میزان هزینه قابل صرفه جویی در واحد صنعتی تولید آب اکسیژنه می باشد. به این منظور از واحد پایلوت موجود در شرکت پژوهش و فناوری پتروشیمی در واحد اراک به ظرفیت ۱۰۰ تن در سال استفاده شد. ابتدا با مطالعه نمودار جریان های فرایندی، منابع انرژی گرم و سرد خارجی مشخص شده و جدا شدند. سپس جریان های فرایندی سرد و گرم مشخص شده و دمای ورودی و خروجی آنها مشخص گردیدند. پس از این مرحله با استفاده از تکنولوژی پینچ، مقدار $\Delta T_{min,opt}$ محاسبه شده و در نهایت شبکه مبدل های حرارتی طراحی و مشخص شد که در شبکه مذکور فقط تعداد ۶ عدد از مبدل های حرارتی فرایندی موجود است که با افزودن آنها مقدار استفاده از جریان های سرد خارجی ۱۵٪ و جریان های گرم خارجی ۱۲٪ کاهش می یابد که این نسبت با افزایش ظرفیت واحد نیز ثابت خواهد ماند ولی افزایش ظرفیت واحد در کاهش مدت زمان بازگشت سرمایه دارای تأثیر مهمی است. در نهایت، مدت زمان بازگشت سرمایه برای ظرفیت های ۱۰۰-۱۰ هزار تن در سال محاسبه و مشخص شد که مدت زمان بازگشت سرمایه برای واحد ۱۰۰ هزار تن در سال ۱/۷ سال می باشد.

واژه های کلیدی

شبکه مبدل های حرارتی،
تکنولوژی پینچ،
واحد آب اکسیژنه،
صرفه جویی انرژی

مقدمه

از سال ۱۹۷۰ با کاهش منابع انرژی و همچنین افزایش قیمت، بحث انرژی از مهمترین مسائل موجود در دنیا است که بسیاری از کشمکش های امروزی نیز در اثر ایجاد بحران انرژی می باشد [۱]. مساله مصرف بیش از حد انرژی علاوه بر اینکه باعث افزایش هزینه های تولید انرژی و افزایش قیمت تمام شده محصولات کارخانجات می شود، به تدریج نیز خود را به عنوان یکی از علت های اساسی آلودگی محیط زیست نشان می دهد. با توجه به مسائل ذکر شده صاحبان صنایع دنیا به فکر چاره جویی و استفاده از روش های مختلف صرفه جویی در مصرف انرژی افتادند که برای پیشبرد این هدف، راه های گوناگونی پیشنهاد شده است. به موازات این راه حل موضوع استفاده از انرژی های تلف شده خود واحد ها مطرح شد [۲ و ۱]. به این منظور شیوه های متفاوتی مورد استفاده قرار گرفت که به مبحث بازیافت حرارتی معروف بود [۳]. در دهه هفتاد بحث انتگراسیون فرایند مطرح شد [۴ و ۵]. یکی از مهمترین ابزارهای مورد استفاده در انتگراسیون فرایند، تکنولوژی پینچ می باشد [۶ و ۷]. این تکنولوژی ابزار قدرتمندی برای مهندسان است که با استفاده از آن می توانند در فرایندهای پیچیده، مصرف انرژی را بهینه کرده و از مصرف انرژی در فرایندهای مختلف بکاهند. به جرات می توان گفت که هم اکنون مناسبترین ابزار برای طراحی



واکنش اکسیداسیون در فاز مایع در تماس با گاز اکسیدکننده (اکسیژن) قرار می‌گیرد. راکتور اکسیداسیون شامل شش مرحله است که در هر مرحله گاز اکسیدکننده پس از عبور از سینی‌هایی از نوع کلاهکی، در مایع به صورت حباب درآمده و واکنش می‌دهد. با وجود گرمازا بودن واکنش، حرارت تولید شده برای تأمین دمای واکنش، کافی نبوده و در هر مرحله از راکتور، دما توسط کویل‌های حرارتی که با بخار ۶ اتمسفر کار می‌کنند، کنترل می‌شود. برای کاهش دما در هر مرحله هم از کویل‌های خنک‌کننده استفاده می‌شود.

۳- جداسازی هیدروژن پراکسید از مخلوط اولیه با تقطیر: جداسازی هیدروژن پراکسید به صورت محلول از مخلوط واکنش، با تقطیر ترکیبات آلی به وسیله مخلوط آزنوتروپیک که حاوی ۲۵٪ آب می‌باشد، صورت می‌گیرد.

۴- هیدروژناسیون استن برای تبدیل به ایزوپروپیل الکل: استن که در راکتور اکسیداسیون حاصل می‌شود، پس از جداسازی در فرایندهای تقطیر، هیدروژنه شده و به ایزوپروپیل الکل برای مصرف مجدد در راکتور تبدیل می‌شود.

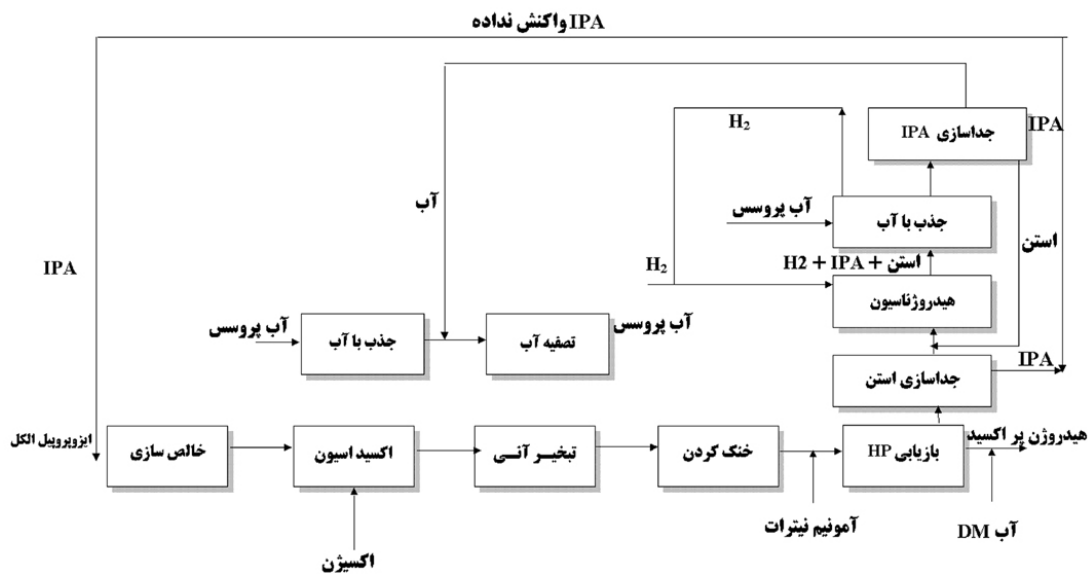
شبکه مبدل‌های حرارتی برای فرایندهای جدید و یا اصلاح شبکه واحدهای موجود، تکنولوژی پینچ می‌باشد. در شبکه مبدل‌های حرارتی که بر اساس تکنولوژی پینچ طراحی شده باشد، میزان انرژی بازیابی شده حرارتی، حداکثر و میزان انرژی مصرفی از منابع خارجی، حداقل خواهد بود که حاصل آن کاهش هزینه‌های مصرف انرژی و همچنین هزینه‌های سرمایه‌گذاری و رسیدن به یک میزان بهینه می‌باشد [۲].

شرح مختصری بر فرایند تولید آب اکسیژنه

فرایند تولید آب اکسیژنه در شکل ۱ مشاهده می‌شود. به طور کلی فرایند تولید آب اکسیژنه را می‌توان به مراحل زیر تقسیم کرد:

۱- خالص سازی ایزوپروپیل الکل اولیه: ایزوپروپیل الکل ورودی به همراه ایزوپروپیل الکل برگشتی از واحد هیدروژناسیون، قبل از ورود به راکتور، بایستی عاری از ناخالصی شود. برای جداسازی ناخالصی‌ها از برج تقطیر آکنده استفاده می‌شود. محصول پس از جداسازی از بالای برج و پس از ازمیغان، آماده مصرف در راکتور است.

۲- در این مرحله، واکنش اکسیداسیون ایزوپروپیل الکل با واکنش کلی زیر رخ می‌دهد:



شکل ۱- شمایی از فرایند تولید آب اکسیژنه

مشخصات منابع گرمایش و سرمایش خارجی به طور کامل بیان شده اند.

طراحی شبکه مبدل های حرارتی واحد پایلوت آب اکسیژنه

در این قسمت برای طراحی شبکه مبدل های حرارتی، محاسبات لازم توسط نرم افزارهای Hint و Aspen Pinch صورت می گیرد. در طراحی شبکه مبدل های حرارتی واحد پایلوت آب اکسیژنه، بایستی در ابتدا $\Delta T_{min, Opt}$ مورد محاسبه قرار گیرد. به این منظور بایستی هزینه سرمایش و گرمایش خارجی برای شبکه معلوم بوده و هزینه مبدل ها مشخص باشد. هزینه های گرمایش خارجی برای سال ۱۹۹۸ به صورت زیر می باشد:

$$\text{هزینه گرمایش خارجی [۸]:} \quad \$ \frac{57/6}{kW \cdot year}$$

هزینه انرژی داده شده در بالا بر مبنای سال ۱۹۹۸ می باشد. با مراجعه به Arshall & Swift Equipment Cost Index هزینه گرمایش خارجی بر مبنای سال ۲۰۰۴ مورد محاسبه قرار می گیرد [۹]:

$$\text{Energy Cost}_{(2004)} = \text{Energy Cost}_{(1998)} \times \left(\frac{1169.8}{1061.9} \right)$$

در این صورت هزینه انرژی گرمایش خارجی بر مبنای سال ۲۰۰۴ به صورت زیر در می آید:

$$\text{هزینه گرمایش خارجی:} \quad \$ \frac{63/45}{kW \cdot year}$$

همچنین هزینه سرمایش خارجی نیز به صورت زیر می باشد:

$$\text{هزینه سرمایش خارجی [۸]:} \quad \$ \frac{14/874}{kW \cdot year}$$

برای هزینه مبدل حرارتی با جنس کربن استیل از رابطه زیر استفاده می شود:

$$C_A (\$) = 4600 + 920 \times A^{0.7}$$

۵- جداسازی مخلوط ایزوپروپیل الکل - استن به وسیله تقطیر: جداسازی استن و ایزوپروپیل الکل در یک برج تقطیر پیوسته صورت می گیرد. استن حاصل از بالای برج به واحد هیدروژناسیون فرستاده می شود. محصول پایین هم به واحد خالص سازی ایزوپروپیل الکل می رود.

۶- جذب گازهای خروجی از مرحله اکسیداسیون: جداسازی گازهای خروجی از راکتور اکسیداسیون، در یک برج جذب صورت می گیرد که در آن از آب پروسس به عنوان شوینده استفاده می شود. آب به صورت قطراتی بر روی گاز اسپری می شود. در این مرحله، بخارات آلی که عمدتاً استن و ایزوپروپیل الکل هستند، از گاز جدا می شوند.

۷- جذب هیدروژن خروجی از مرحله هیدروژناسیون: جداسازی هیدروژن از خروجی مرحله هیدروژناسیون نیز در یک برج جذب که در آن گاز با آب شستشو داده می شود، صورت می گیرد. جذب در فشار اتمسفری و با آب $20^\circ C$ انجام می شود و بخارات آلی شامل استن و ایزوپروپیل الکل از هیدروژن جدا می شوند و هیدروژن خالص شده به راکتور باز می شود.

جمع آوری اطلاعات جریان های گرم و سرد

پس از آشنایی مختصر با فرایند تولید آب اکسیژنه، نوبت به جمع آوری اطلاعات جریان های گرم و سرد می رسد. برای این منظور بایستی PFD فرایند در دسترس باشد. جریان های موجود در PFD برای ظرفیت ۱۰۰ تن در سال می باشند. در نهایت با استفاده از PFD فرایند جریان های سرد و گرم به صورت جدول ۱ قابل مشاهده می باشند. در این جدول ۲۲ جریان وجود دارد که از این تعداد ۸ جریان سرد و ۱۴ جریان گرم می باشند. همچنین ۴ جریان دارای دمای ثابت بوده و فقط تغییر فاز می دهند. پس از این مرحله، نوبت به طراحی شبکه مبدل های حرارتی برای جریان های موجود می رسد. در بخش بعد طراحی شبکه مبدل های حرارتی برای جریان های موجود در جدول ۱ به تفصیل بیان شده اند. در جدول ۲ نیز

جدول ۱- مشخصات جریان های سرد و گرم موجود در واحد پایلوت آب اکسیژنه

Stream ID	۱۲	۱۶	۲۳	۲۰	۲۴	۳۵۲۶	۳۷	۴۰	۴۱	۴۳	۵۲
Exit Stream	۱۸	۱۷	۲۹	۲۱	۲۵	۲۷، ۲۸	۳۸		۴۲	۴۴	۵۳
Flow Rate (Kg/S)	۰/۰۰۶۴۴۷	۰/۰۱۰۴۳۱	۰/۰۰۵۱۷۵	۰/۰۰۷۴۱۱	۰/۰۰۸۷۱۱	۰/۰۰۰۲۰۶	۰/۰۰۵۵۵۶	۰/۰۱۰۳۱۱	۰/۰۰۳۴۲۵	۰/۰۱۰۲۵	۰/۰۰۹۹
M.Cp(kW/C)	۰/۰۰۹۷۸	۰/۰۳۶۸	۰/۰۱	۰/۰۱۴۰۴	۰/۰۲۷	۰/۰۴۲	۰/۰۲۳	۰/۰۱۳۴	۰/۰۱۳۴	۰/۰۲۷۸	۰/۰۲۹
T(inlet) C	۱۶۰	۴۹/۹	۱۵۵	۱۵۵	۷۵/۸	۷۰/۶۳۵	۴۰	۳۰	۷۶/۶	۵۶/۷	۳۵/۵
T(outlet) C	۱۶۲	۱۳۰	۲۰	۸۰	۵۰	۹/۲	۱۵	۴۲/۵	۵۰/۱	۴۴/۴	۶۳/۵
Pressure(barg)	۲۲	۲۱/۵	۲۱	۲۱	۰/۱	۰/۱	۲۲	۰/۳	-۰/۱۷	-۰/۵	۱/۴
Exch Name	۲۲۰۶	۲۲۰۱	۲۲۰۳ ۲۲۰۴	۲۲۰۳ ۲۲۰۴	۲۲۰۸	۲۲۰۹	۲۲۰۷	۲۲۱۲	۲۲۱۶	۲۲۱۴ ۲۲۱۵	۲۲۱۷
Exch Load(kW)	-۱/۹۱۸	۲/۹۵			-۰/۵۲۶۹	۲/۶۱۴۵	-۰/۵۳۲۹	-۱/۶۸۷	-۱/۳۵۵۷		-۰/۸۱۲۳
Cp(kJ/Kg.C) inlet	۱/۸۷۴۴	۳/۱۰۴۲	۱/۸۹۹	۱/۸۹۹	۳/۱۶	۱/۰۲۴۲	۴/۱۴۲	۳/۳۰۹۲	۳/۶۴	۱/۶۰۷	۲/۷۶۱
Cp(kJ/Kg.C) outlet	۲/۰۲	۳/۱۰۴۲	۱/۰۸۴	۳/۳۶	۳/۰۱	۲/۶	۴/۱۴۲	۳/۳۰۷۶	۳/۶۸	۲/۸۵	۲/۹۹
Viscosity(mPa.s) inlet	۰/۰۲	۰/۸۱	۰/۰۲	۰/۰۲	۰/۴۶	۰/۰۲	۰/۶۵	۱/۰۳۱۱	۰/۴	۰/۰۱	۰/۸۹
Viscosity(mPa.s) outlet	۰/۰۲	۰/۸۱	۰/۰۲	۰/۴۴	۰/۶۳	۱/۲۱	۱/۰۸	۰/۷۴	۰/۶	۰/۷۶	۰/۵
Density (inlet) (kg/m3)	۱۸/۲	۷۸۸/۹	۲۲/۷	۲۲/۷	۸۲۵/۲	۱/۲۸۶	۹۹۰/۵	۸۸۵/۶	۱۰۶۷/۳	۰/۵۶	۷۹۴/۶
Density(outlet) (kg/m3)	۱۸/۲	۷۸۸/۹	۲۳/۸	۷۴/۷	۸۴۵/۳	۸۰۵	۹۹۸/۱	۸۷۳/۶	۱۱۰۷	۷۸۷/۶	۷۶۷/۲
Thermal Conductivity (kW/(m.C))	۳/۵×۱۰ ^{-۵}	۱/۴۵×۱۰ ^{-۵}	۱/۷۵×۱۰ ^{-۵} ۲	۱/۰۹×۱۰ ^{-۵} ۳	۱/۵۵×۱۰ ^{-۴}	۱/۵۴×۱۰ ^{-۴} ۲	۶×۱۰ ^{-۵}	۰/۳۷×۱۰ ^{-۴}	۶/۱۸×۱۰ ^{-۴}	۱/۷۳×۱۰ ^{-۵}	۱/۴۸×۱۰ ^{-۴}
Stream Type	C	C	H	H	H	H	H	C	H	H	C
Heat Type	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS
PFID No	۳	۳	۳، ۵	۳	۴	۴	۵	۷	۷	۷	۸
Stream ID	۶۰	۵۷	۶۲	۶۶	۷۷	۶۸	۲۱۰، ۷	۵۴	۲۲۱۸	۲۲۱۳	۲۲۲۴
Exit Stream	۶۱	۶۴	۶۳	۶۸	۷۸، ۷۹	۷۰		۵۵، ۵۸			
Flow Rate (Kg/S)	۰/۰۰۲۳۹	۰/۰۰۲۵۶	۰/۰۰۳۰۴	۰/۰۰۲۹۲۸	۰/۰۰۳۳۳	۰/۰۰۱۳	۰/۰۴۹	۰/۰۱۱۵	۶/۴۱×۱۰ ^{-۴}	۴/۸×۱۰ ^{-۴}	۲/۷۲×۱۰ ^{-۴}
M.Cp(kW/C)	۰/۰۲۴	۴/۸۵×۱۰ ^{-۴}	۱/۹۵×۱۰ ^{-۴} ۴	۰/۰۲۴	۰/۱۳۹	۰/۰۱۸	۰/۲۰۸				
T(inlet) C	۷۶/۱	۵۱/۲	۴۱/۸	۱۲۰	۴۷	۴۸/۱	۴۰	۵۸	۸۱	۸۰ - ۸۹	۸۰ - ۸۵
T(outlet) C	۵۱/۵	۱۱۰	۱۱۵	۴۸/۱	۲۶/۷	-۱۱	۲۰	۵۸	۸۱	۸۰ - ۸۹	۸۰ - ۸۵
Pressure(barg)	۰/۰۵	۳	۲	۱/۱	۰/۷	۱/۱	۲	۰/۰۵	۰/۰۵	-۰/۶۲	۰/۰۵
Exch Name	۲۲۲۱	۲۲۲۲	۲۲۲۳	۲۲۲۶	۲۲۲۸	۲۲۲۷	۲۱۰، ۷	۲۲۱۹	۲۲۱۸	۲۲۱۳	۲۲۲۴
Exch Load(kW)	-۰/۵۹۵	۱/۴۸۷	-۰/۳۲۳۵	۱/۷۶	۲/۲۶۴۲	۱/۰۷۳	۴/۱۶۰۴	۵/۶۶۶۲	۶/۰۴۵	۹/۸۸۱۲	۲/۳۷۷۳
Cp(kJ/Kg.C) inlet	۳/۴	۲/۲	۱۳/۶۲	۲/۹۵	۴/۱۷۵	۴/۰۸۳	۴/۳۰۵	۱/۳۷۵۵	۳/۵۰۷۵	۳/۷۲۶	۱/۷۴۶
Cp(kJ/Kg.C) outlet	۳/۱۳	۱/۵۹	۱۳/۷۴	۴/۰۸	۴/۱۷	۱۱/۸۱	۴/۳۰۵	۲/۲۵۵۷	۱/۸۹۱۶	۲/۷۶۶۴	۲/۷۸۶۷
Viscosity(mPa.s) inlet	۰/۴۸	۰/۲۴	۰/۰۱	۰/۰۱	۰/۳۷	۰/۰۱	۰/۶۸	۷/۲۱×۱۰ ^{-۴}	۰/۴۳۳۴	۰/۲۴۸۵	۷/۸×۱۰ ^{-۴}
Viscosity(mPa.s) outlet	۰/۷۶	۰/۰۱	۰/۰۱	۰/۰۱	۰/۴۱	۰/۰۱	۱	۰/۲۲۶	۰/۴۰۴	۸/۹×۱۰ ^{-۴}	۰/۴۹۰۱۵
Density (inlet) (kg/m3)	۷۶۵/۴	۷۶۴/۸	۰/۲۵	۰/۹۹	۹۸۸/۴	۰/۶۴	۹۹۸	۷۹۲	۸۰۴/۴۳	۱۱۱۸/۷	۷۹۶/۶۴
Density (outlet) (kg/m3)	۷۸۸/۴	۷/۶	۰/۱۸	۰/۶۴	۹۹۴/۵	۰/۰۹	۹۹۸	۷۹۲	۸۰۴/۴	۱۱۱۸/۷	۷۹۶/۶۴
Thermal Conductivity (kW/(m.C))	۱/۳۸×۱۰ ^{-۴}	۱/۴۲×۱۰ ^{-۴}	۱/۴۷×۱۰ ^{-۴} ۱	۶/۰۶×۱۰ ^{-۵}	۲/۷×۱۰ ^{-۴}	۶/۸×۱۰ ^{-۵}	۰/۶۲×۱۰ ^{-۴}	۱/۵۲×۱۰ ^{-۴}	۱/۲۶×۱۰ ^{-۴}	۰/۵۳۳×۱۰ ^{-۴}	۱/۸۸×۱۰ ^{-۴}
Stream Type	H	C	C	H	H	H	H	H	C	C	H
Heat Type	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS	SENS	LATENT	LATENT	LATENT	LATENT
PFID No	۸	۹	۹	۹	۹	۹	۷	۸	۸	۷	۹
Hv(kJ/kg)	-	-	-	-	-	-	-	۵۱۵/۸	۹۴۲/۰۵	۲۰۲۳	۸۷۱/۵۶

جدول ۲- مشخصات منابع گرمایش و سرمایش خارجی

Utility	Condition
Steam	L.P1 Steam: P = ۰/۶ barg , T = ۱۰۹/۴ °C L.P2. Steam: P = ۱/۵ barg, T = ۱۲۴/۸ °C M.P.L Steam (Low): P = ۳/۰ barg, T = ۱۴۱/۹ °C M.P. Steam (High): P = ۶ barg , T = ۱۶۴/۰ °C
Cooling Water	Supply T = ۲۷ °C, Return T = ۳۷ °C, Des. Supp. & Return T = ۶۵ °C Supply pressure: P _{min} = ۴/۵ bara, P _{norm} = ۵ bara, P _{des} = ۸ bara Return pressure: P _{min} = ۳ bara, P _{norm} = ۳/۵ bara, P _{des} = ۸ bara Make up comp.: Blend Water or Chem. Treat. Water, or Raw Water
Chilled Water	Supply T = ۷ °C, Return T = ۱۰ °C Supply pressure: P = ۵ barg
Cold Utility	Brine: ۲۷ % wt. CaCl ₂ solution in water Supply T = -۱۵ °C, Max. Return T = -۱۲ °C Supply P = ۴ barg

با در نظر گرفتن $\Delta T_{\min, opt} = ۳۵/۱ °C$ منحنی های ترکیبی گرم و سرد به دست می آیند (شکل ۵). با استفاده از شکل ۵، دمای پینچ به صورت زیر به دست می آید:

$$T_{h, Pinch} = 85^{\circ} C$$

$$T_{c, Pinch} = 49.9^{\circ} C$$

همچنین مقدار مصرف منابع گرمایش و سرمایش خارجی به صورت زیر می باشد:

$$\text{Total hot energy usage} = 17.2 \text{ kW}$$

$$\text{Total cold energy usage} = 22.5 \text{ kW}$$

در نهایت می توان شبکه مبدل های حرارتی را به صورت شکل ۶ رسم کرد. در جدول ۳ هزینه مبدل های فرایندی شبکه مشاهده می شود. از این جدول می توان دریافت که با صرف هزینه ای حدود ۳۸۰۰۰ دلار برای واحد با ظرفیت ۱۰۰ تن در سال می توان مقدار مصرف هر کدام از منابع سرمایشی و منابع گرمایشی خارجی را به میزان ۳/۱۴۴ کیلو وات کاهش داد. همچنین می توان دریافت که با افزودن مبدل های حرارتی فرایندی مقدار استفاده از جریان های سرد خارجی ۱۵٪ و جریان های گرم خارجی ۲۸٪ کاهش می یابد که این نسبت با افزایش ظرفیت واحد نیز ثابت خواهد ماند. همچنین مدت

این رابطه نیز برای سال ۱۹۹۹ می باشد برای به دست آوردن رابطه سطح مورد تبادل بر مبنای سال ۲۰۰۴ از Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) استفاده می شود:

$$\text{CEPCI}_{(1999)} = 390.6$$

$$\text{CEPCI}_{(2004)} = 496.7$$

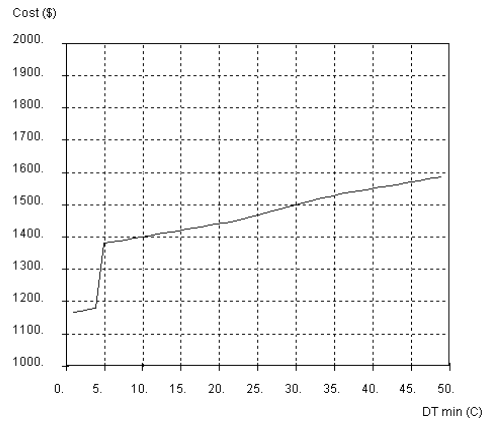
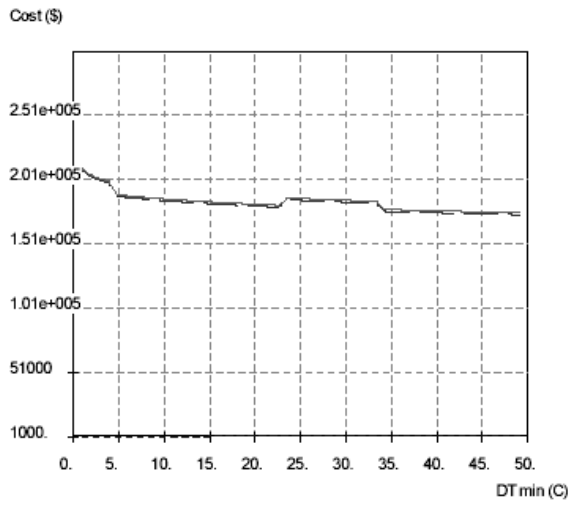
بنابراین هزینه مبدل حرارتی با استفاده از رابطه زیر محاسبه

$$C_A (\$) = 5849.51 + 1169.9 \times A^{0.7} \quad \text{می شود:}$$

در فرمول بالا، A حداقل سطح کل شبکه بر حسب متر مربع می باشد. برای به دست آوردن A از رابطه زیر استفاده می شود [۸]:

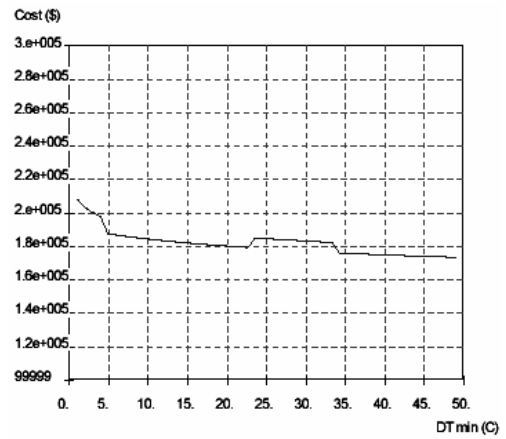
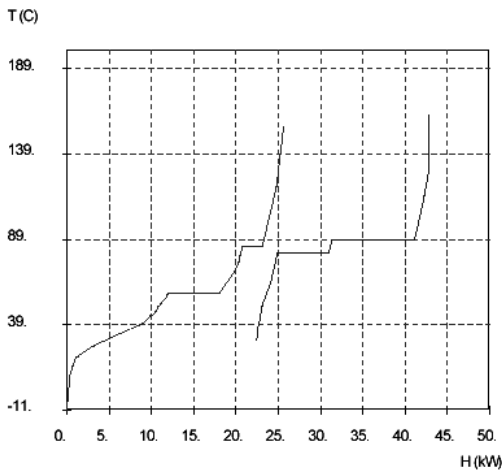
$$A_{\min} = \sum_{i=1}^I \frac{1}{\Delta T_{LM, Int}} \left[\sum_{jh=1}^{jh} \frac{q_{jh}}{h_{jh}} + \sum_{jc=1}^{jc} \frac{q_{jc}}{h_{jc}} \right]$$

در این معادله h ضریب انتقال حرارت می باشد که با استفاده از این رابطه به دست می آید. شکل ۲ منحنی هزینه عملیاتی را بر حسب ΔT_{\min} نشان می دهد. شکل ۳ منحنی هزینه سطح بر حسب ΔT_{\min} است. شکل ۴ منحنی هزینه بهینه کل را بر حسب ΔT_{\min} نمایش می دهد. با استفاده از شکل های ۲، ۳ و ۴، $\Delta T_{\min, opt} = ۳۵/۱ °C$ به دست می آید. قرار می گیرد.



شکل ۲- منحنی هزینه عملیاتی بر حسب ΔT_{min}

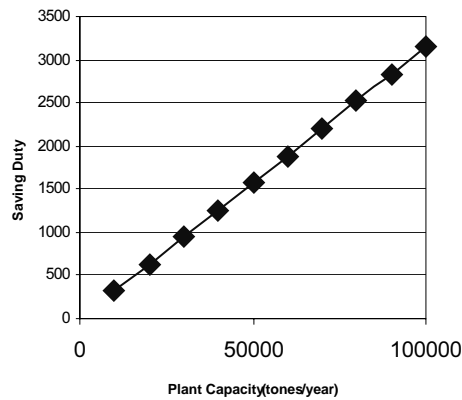
شکل ۴- منحنی هزینه بهینه کل بر حسب ΔT_{min}



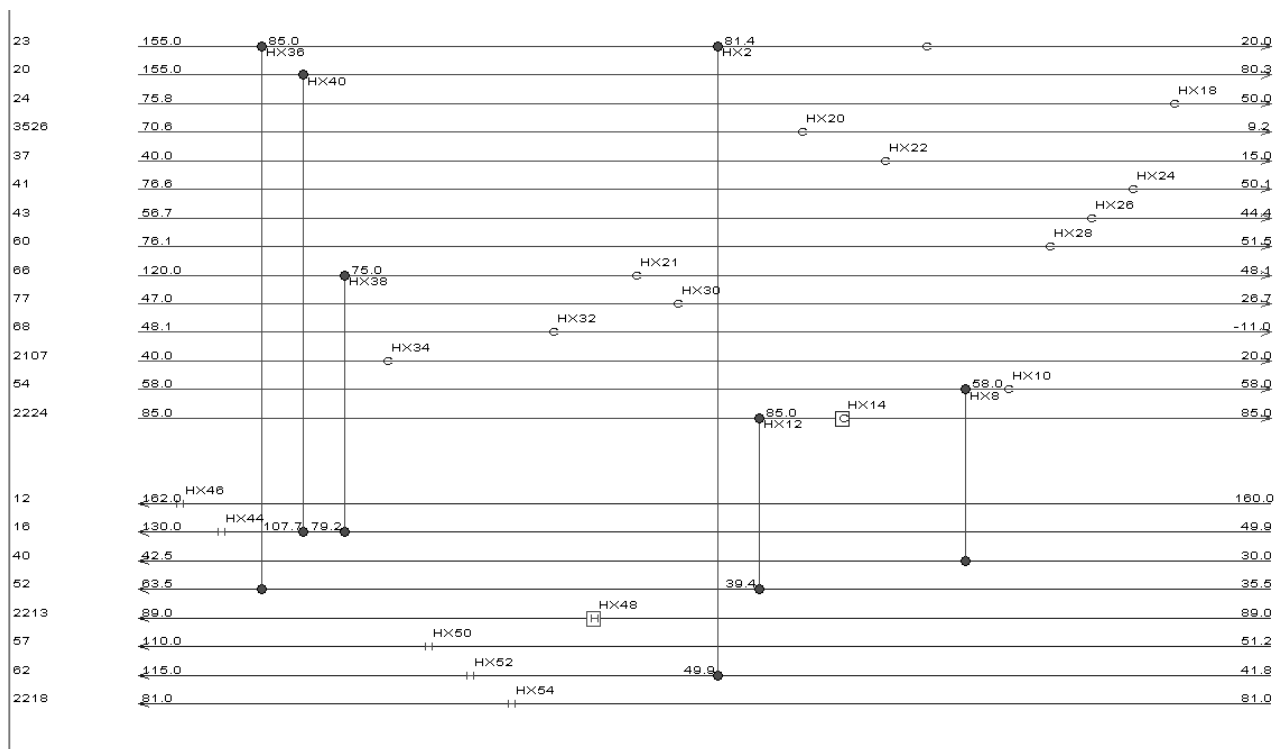
شکل ۳- منحنی هزینه سطح بر حسب ΔT_{min}

شکل ۵- منحنی های ترکیبی گرم و سرد با در نظر گرفتن

$$\Delta T_{min,opt} = 35/1^{\circ}C$$



شکل ۷- چگونگی تغییرات بازایافت انرژی با افزایش ظرفیت واحد



شکل ۶- مبدل های حرارتی فرایندی در نمودار نهایی Grid

جدول ۳- هزینه مبدل های حرارتی فرایندی شبکه و زمان باز گشت سرمایه

Cost(\$)	Area(m ²)	Saving Duty (kW)	HX ID
۶۰۲۳/۵۸۹	۶/۵۷۶۵۲۶ × ۱۰ ^{-۲}	۰/۶۹۹۹	HX36
۶۳۰۵/۴۸۸۷	۰/۲۶۰۲۶۹۱	۱/۰۴۸۸۰۷	HX40
۸۱۱۸/۳۳۷۱	۲/۵۷۵۹۲	۱/۰۷۹۴	HX38
۵۹۵۰/۷۷۹۷	۳/۰۳۳۱۹۹ × ۱۰ ^{-۲}	۳/۶۴۹۵ × ۱۰ ^{-۲}	HX2
۵۸۶۴/۸۰۷	۲/۰۳۸۱۰۱ × ۱۰ ^{-۲}	۰/۱۱۲۰۹۹۵	HX12
۵۸۷۶/۳۶۹	۴/۵۵۴۹۹۵ × ۱۰ ^{-۲}	۰/۱۶۷۴۹۹۶	HX8
۳۸۱۳۹/۳۷۰۵	۲/۹۳۸۸۷۷	۳/۱۴۴۲۰۱۱	Total
	۱۷/۲۱۶۳		Total Hot Utility(kW)
	۲۲/۴۴۷۳		Total Cold Utility(kW)
	۱۵/۴۴		Hot Utility Saving (%)
	۱۲/۲۸		Cold Utility Saving (%)
	۲۴۶/۲۵۳۸		Saving Duty cost(\$)
	۱۵۴/۸۴۷		Pay back(yaer)

محاسبات صورت گرفته در اشکال ۷ تا ۱۱ برای ظرفیت های ۱۰۰۰۰۰-۱۰۰۰۰ تن در سال با فاصله ۱۰۰۰۰ تن نمایش داده شده اند. در شکل ۷ مشاهده می شود که با افزایش ظرفیت واحد، مقدار بار مبدل های حرارتی افزایش یافته و در ظرفیت ۱۰۰۰۰۰ تن در سال مقدار انرژی که می توان بازیافت کرد به ۳۱۴۴ kW می رسد. در شکل ۸، مقدار هزینه انرژی بازیافت شده مشاهده می شود. در این شکل مشاهده می شود که مقدار هزینه ای که می توان در اثر بازیافت انرژی ذخیره نمود در ظرفیت ۱۰۰۰۰۰ تن در سال به \$۲۴۶۲۵۰ می رسد که رقم قابل توجهی می باشد. در شکل ۹ مشاهده می شود که مقدار سطح تبادل حرارت در ظرفیت ۱۰۰۰۰۰ تن در سال، ۲۹۳۸ متر مربع می باشد. شکل ۱۰ نیز هزینه سطح تبادل حرارتی ناشی از مبدل های حرارتی فرایندی را در ظرفیت های مختلف واحد صنعتی نمایش می دهد. شکل ۱۱ در واقع نتیجه اصلی اشکال ۷ تا ۱۱ می باشد. این شکل نمایش دهنده زمان بازگشت سرمایه گذاری بر روی مبدل های حرارتی فرایندی در ظرفیت های مختلف می باشد. در این شکل کمترین زمان بازگشت سرمایه مربوط به واحد با ظرفیت ۱۰۰۰۰۰ تن در سال می باشد که ۱/۶۹۷۳ سال می باشد.

زمان بازگشت سرمایه در این جدول ۱۵۴/۸۴۷ سال ذکر شده که مطمئناً برای واحد پایلوت مقرون به صرفه نمی باشد و به همین دلیل بایستی این نوع سرمایه گذاری ها در ظرفیت های بالا صورت گیرد.

بحث و نتیجه گیری

هدف از طراحی شبکه مبدل های حرارتی با استفاده از تکنولوژی پینچ، افزایش رسیدن به حداکثر بازیافت انرژی از جریان های فرایندی با کمترین هزینه سرمایه گذاری می باشد. مطمئناً هر قدر که ظرفیت واحد افزایش یابد، به همان میزان نیز متناسب با افزایش ظرفیت واحد، زمان بازگشت سرمایه کاهش می یابد. محاسبات نمایش داده شده در جدول ۳ نشان می دهد که برای واحد پایلوت آب اکسیژنه، مقدار سرمایه گذاری با توجه به میزان انرژی که می توان بازیافت کرد مقرون به صرفه نخواهد بود. علت این امر نیز ظرفیت پایین واحد پایلوت یعنی ۱۰۰ تن در سال می باشد. به همین منظور محاسبات فوق برای واحد صنعتی آب اکسیژنه در ظرفیت های مختلف صورت می گیرد. به عنوان مثال جداول ۴، ۵ و ۶ هزینه مبدل های فرایندی شبکه را برای ظرفیت های ۲۰۰۰۰، ۷۰۰۰۰ و ۱۰۰۰۰۰ نمایش می دهند. برای نتیجه گیری بهتر، خلاصه

جدول ۴- هزینه و زمان بازگشت سرمایه برای واحد با ظرفیت ۲۰۰۰۰ تن در سال

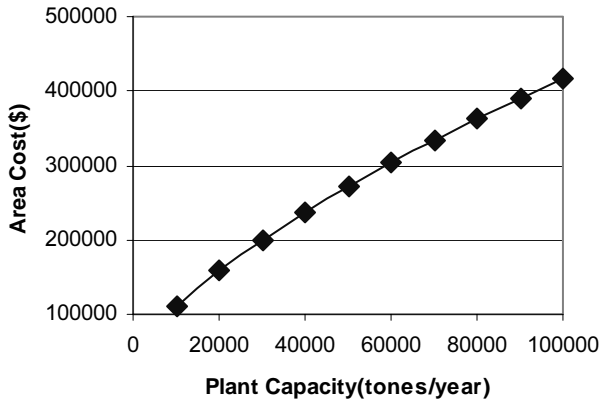
Area Cost(\$)	Area(m ²)	Saving Duty(kW)	HX ID
۱۲۹۵۳	۱۳/۱۵۴۰	۱۳۹/۹۸	HX36
۲۴۴۵۸	۵۲/۰۶۱۹	۲۰۹/۷۲۶۰	HX40
۹۸۴۱۵	۵۱۵/۰۵۷۶	۲۱۵/۸۵۶	HX38
۹۹۵۳۰	۶/۰۰۵۸	۷/۳	HX2
۶۴۷۴۳	۰/۴۰۸۲	۲۲/۴۴۶۰	HX12
۶۹۴۵۸	۰/۹۱۱۴	۳۳/۵۰۰	HX8
۱۵۹۲۰۰	۵۸۷/۵۹۸۹	۶۲۸/۸۰۰۰	Total
	۴۹۲۵۱		Saving Duty cost(\$)
	۳/۲۳۲۴		Pay back(yaer)

جدول ۵- هزینه و زمان بازگشت سرمایه برای واحد با ظرفیت ۷۰۰۰۰ تن در سال

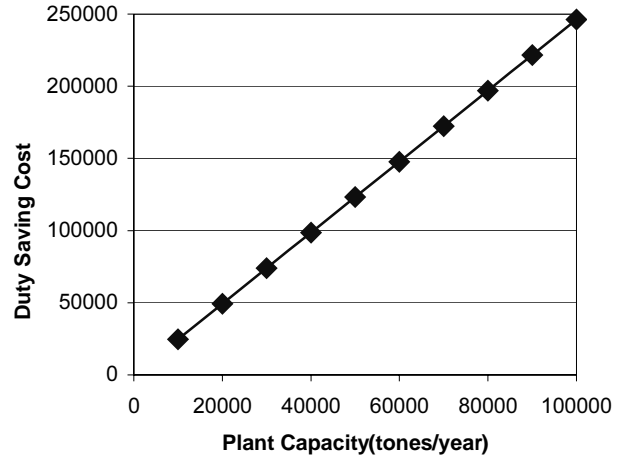
Area Cost(\$)	Area(m ²)	Saving Duty(kW)	HX ID
۲۲۹۲۰	۴۶	۴۸۹/۹۳	HX36
۵۰۵۸۰	۱۸۲/۲	۷۳۴/۰۴۱	HX40
۲۲۸۲۳۰	۱۸۰۲/۷	۷۵۵/۴۹۶	HX38
۱۵۷۱۰	۲۱	۲۵/۵۵	HX2
۷۳۵۰	۱/۴	۷۸/۵۶۱	HX12
۸۴۸۰	۳/۲	۱۱۷/۲۵	HX8
۳۳۳۳۸۰	۲۰۵۶/۶	۲۲۰۰/۸	Total
۱۷۲۳۸۰			Saving Duty cost(\$)
۱/۹۳۴۰			Pay back(yaer)

جدول ۶- هزینه و زمان بازگشت سرمایه برای واحد با ظرفیت ۱۰۰۰۰۰ تن در سال

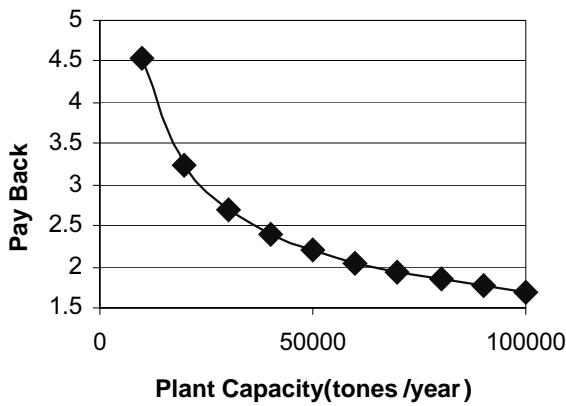
Area Cost(\$)	Area(m ²)	Saving Duty(kW)	HX ID
۲۷۷۷۰	۶۵/۸	۶۹۹/۹	HX36
۶۳۲۶۰	۲۶۰/۳	۱۰۴۸/۶	HX40
۲۹۱۴۳۰	۲۵۷۵/۳	۱۰۷۹/۳	HX38
۱۸۵۱۰	۳۰	۳۶/۵	HX2
۷۷۸۰	۲	۱۱۲/۲	HX12
۹۲۳۰	۴/۶	۱۶۷/۵	HX8
۴۱۷۹۷۰	۲۹۳۸	۳۱۴۴	Total
۲۴۶۲۵۰			Saving Duty cost(\$)
۱/۶۹۷۳			Pay back(yaer)



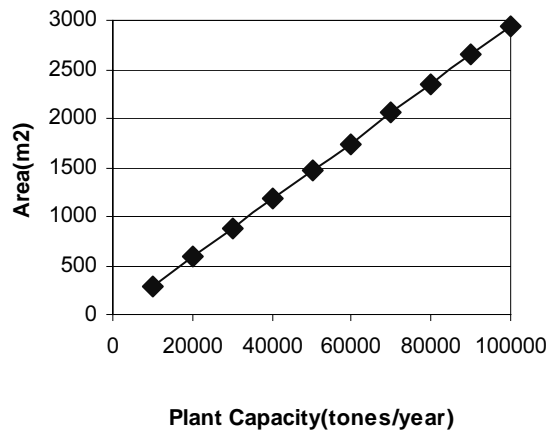
شکل ۱۰- چگونگی تغییرات هزینه سطح مبدل های حرارتی فرایندی با افزایش ظرفیت واحد



شکل ۸- چگونگی تغییرات هزینه ذخیره شده ناشی از بازیافت انرژی با افزایش ظرفیت واحد



شکل ۱۱- چگونگی زمان بازگشت سرمایه با افزایش ظرفیت واحد



شکل ۹- چگونگی تغییرات سطح مبدل های حرارتی فرایندی با افزایش ظرفیت واحد

منابع

- [1] B. Linnhoff, *Pinch Analysis*, Chemical Engineering Progress, August, pp. 33-57, 1994.
- [2] B. Linnhoff and G. T. Polley, *Stepping Beyond the Pinch*, The Chemical Engineer, February, pp. 25-32, 1998.
- [3] B. Linnhoff, *New Horizons in Process Integration and Energy Systems Design*, Department at Process Integration, UMIST, 1996.
- [4] B. Linnhoff, *New Concepts in Thermodynamics for Better Chemical Process Design*, Chemical Engineering Research and Design, Vol. 61, pp. 207-223, July 1983.
- [5] B. Linnhoff and R. Smith, *Pinch Analysis for Network Design, Section 1.7*, Begell House, Inc., 1994.
- [6] J. M. Douglas, *Conceptual Design for Chemical Process*, pp. 216-288, McGraw Hill, 1989.
- [7] S. Ahmad, G.T. Polley and E.A. Petela, *Retrofit of Heat Exchange Network Subject to Pressure Drop Constraints*, AIChE Spring Meeting, Houston, April 1989.
- [۸] م.م. چاوش باشی، طراحی شبکه مبدل های حرارتی واحد استایرن مونومر مجتمع پتروشیمی تبریز با استفاده از تکنولوژی پینچ، پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی سهند، ایران، خرداد ۱۳۸۰.
- [9] *Chemical Engineering*, Chemical Engineering Plant Cost Index, Page 70, December 2004.