

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

مهندی مجیدی گیوی، محمد رضا جعفری نصر* و مهدی فلاح جعفری
شرکت پژوهش و فناوری پتروشیمی
m.jafarinaser@npc-rt.ir

چکیده

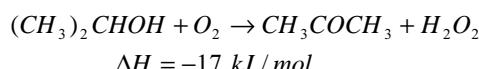
هدف از این مقاله بررسی چگونگی کاهش مصرف انرژی و در نتیجه تخمین میزان هزینه قابل صرفه جویی در واحد صنعتی تولید آب اکسیژن می باشد. به این منظور از واحد پایلوت موجود در شرکت پژوهش و فناوری پتروشیمی در واحد ارادک به ظرفیت ۱۰۰ تن در سال استفاده شد. ابتدا با مطالعه نمودار جریان های فرایندی، منابع انرژی گرم 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 ۱۰۰-۱۰۰ هزار تن در سال محاسبه و مشخص شد که مدت زمان بازگشت سرمایه برای واحد ۱۰۰ هزار تن در سال ۱/۲ سال می باشد.

واژه های کلیدی

مقدمه

از سال ۱۹۷۰ با کاهش منابع انرژی و پیشنهاد شده است. به موازات این راه حل موضوع استفاده از انرژی های تلف شده همچنین افزایش قیمت، بحث انرژی از مهمنترین 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

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



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

- ۳- جداسازی هیدروژن پراکسید از مخلوط اولیه با تقطیر: جداسازی هیدروژن پراکسید به صورت محلول از مخلوط واکنش، با تقطیر ترکیبات آآلی به وسیله مخلوط آئوتروپیک 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.

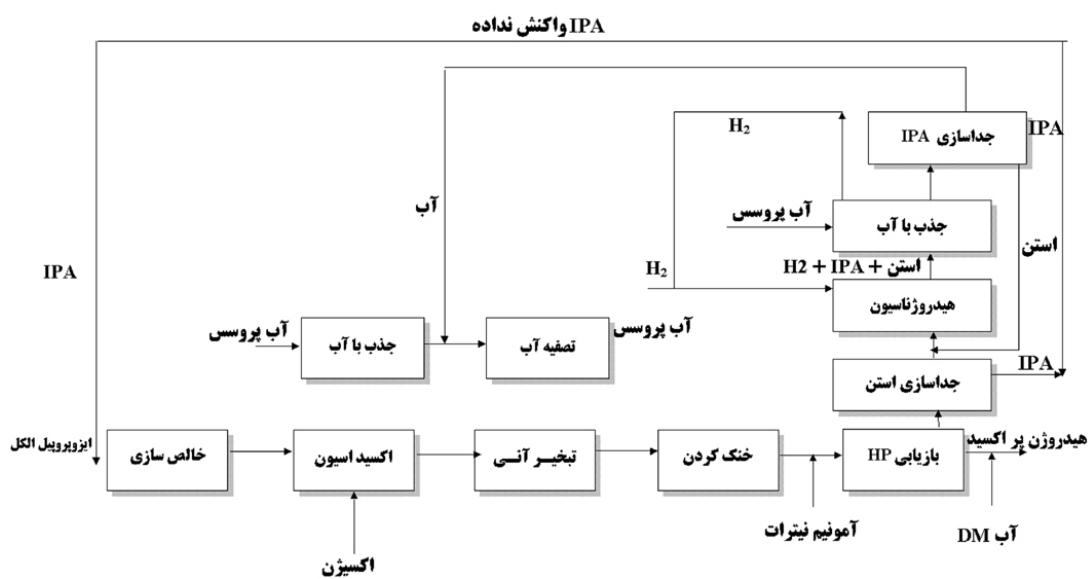
شبکه مبدل های حرارتی برای فرایندهای جدید و یا اصلاح شبکه واحدهای موجود، تکنولوژی پینچ می باشد. در شبکه مبدل های حرارتی که بر اساس تکنولوژی پینچ طراحی شده باشد، میزان انرژی بازیابی شده حرارتی، حداکثر و میزان انرژی مصرفی از منابع خارجی، حداقل خواهد بود که حاصل آن کاهش هزینه های مصرف انرژی و همچنین هزینه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

شرح مختصری بر فرایند تولید آپ اکسیرزنه

فرایند تولید آب اکسیژنه در شکل ۱ مشاهده می شود. به طور کلی فرایند تولید آب اکسیژنه را می توان به مراحل زیر تقسیم کرد:

- خالص سازی ایزوپروپیل الكل اولیه: ایزوپروپیل الكل ورودی به همراه ایزوپروپیل الكل برگشتی از واحد هیدرورژناسیون، قبل از ورود به راکتور، بایستی عاری از ناخالصی شود. برای جداسازی ناخالصی‌ها از برج تنظیر آکنده استفاده می‌شود. ممحصول پس از جداسازی از بالای برج و پس از معیان، آماده مصرف در راکتور است.

٢- دراین مرحله، واکنش اکسیداسیون ایزوپروپیل الکل با واکنش کلی زیر رخ می‌دهد:



شکل ۱- شمایی از فرایند تولید آب اکسیژن

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:

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

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:

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

همچنین هزینه سرمایش خارجی نیز به صورت زیر می باشد:

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

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°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 تفضیل بیان شده اند. در جدول ۲ نیز

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

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	۰/۰۰۱۰۴۳۱	۰/۰۰۰۵۱۷۵	۰/۰۰۰۷۴۱۱	۰/۰۰۰۸۷۱۱	۰/۰۰۰۰۲۰۶	۰/۰۰۰۵۵۵۶	۰/۰۰۱۰۳۱۱	۰/۰۰۰۴۴۲۵	۰/۰۱۰۲۵	۰/۰۰۰۹۹
M.Cp(kW/C)	۰/۰۰۹۷۸	۰/۰۳۶۸	۰/۰۱	۰/۰۱۴۰۴	۰/۰۰۲۷	۰/۰۴۲	۰/۰۲۳	۰/۰۱۳۴	۰/۰۱۳۴	۰/۰۲۷۸	۰/۰۲۹
T(inet) 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)	۰/۱۹۱۸	۲/۹۵			۰/۰۵۶۹	۲/۶۱۴۵	۰/۰۵۳۲۹	۰/۱۶۸۷	۰/۳۵۵۷		۰/۸۱۲۳
Cp(kJ/Kg.C) inlet	۱/۸۷۴۴	۳/۱۰۴۲	۱/۸۹۹	۱/۸۹۹	۳/۱۶	۱/۰۳۴۲	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	۷۸۸۸/۹	۲۲/۷	۲۲/۷	۸۲۵/۲	۱/۲۸۶	۹۹۰/۵	۸۸۵/۶	۱۰۶۷/۳	۰/۵۶	۷۹۴/۶
Density(outlet) (kg/m3)	۱۸/۲	۷۸۸۸/۹	۲۳/۸	۷۴/۷	۸۴۵/۳	۸۰۵	۹۹۸/۱	۸۷۳/۶	۱۱۰۷	۷۸۷/۶	۷۸۷/۲
Thermal Conductivity (kW/(m.C))	۳/۰۵۰۱۰ ^{-۵}	۱/۴۵۰۱۰ ^{-۵}	/۰۵۰۱۰ ^{-۵} ۲	۱/۰۹۰۱۰ ^{-۵} ۳	۱/۰۵۰۱۰ ^{-۴}	/۰۴۰۱۰ ^{-۴} ۲	۶۰۱۰ ^{-۵}	۰/۳۷۰۱۰ ^{-۴}	۶/۱۸۰۱۰ ^{-۴}	۱/۷۳۰۱۰ ^{-۵}	۱/۴۸۰۱۰ ^{-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
PFD No	۳	۳	۳۰۵	۳	۴	۴	۵	۷	۷	۷	۸
Stream ID	۶۰	۵۷	۶۲	۶۶	۷۷	۶۸	۲۱۰۷	۵۴	۲۲۱۸	۲۲۱۳	۲۲۲۴
Exit Stream	۶۱	۶۴	۶۳	۶۸	۷۸۰۷۹	۷۰	۵۵۰۵۸				
Flow Rate (Kg/S)	۰/۰۰۷۳۹	۰/۰۰۲۵۶	۰/۰۰۰۳۰۴	۰/۰۰۰۲۹۲۸	۰/۰۰۰۳۳	۰/۰۰۰۱۳	۰/۰۴۹	۰/۰۱۱۵	۶/۴۱۰۱۰ ^{-۴}	۴/۱۸۰۱۰ ^{-۴}	۲/۷۷۰۱۰ ^{-۴}
M.Cp(kW/C)	۰/۰۲۶	۴/۸۰۵۰۱۰ ^{-۴} ۴	/۹۰۵۰۱۰ ^{-۴} ۴	۰/۰۲۶	۰/۱۳۹	۰/۰۱۸	۰/۰۲۸				
T(inet) 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	-۰/۵	-۰/۵	-۰/۶۲	-۰/۰۵
Exch Name	۲۲۲۱	۲۲۲۲	۲۲۲۳	۲۲۲۶	۲۲۲۸	۲۲۲۷	۲۱۰۷	۲۲۱۹	۲۲۱۸	۲۲۱۳	۲۲۲۴
Exch Load(kW)	۰/۰۹۵	۱/۴۸۷	۰/۳۲۲۵	۱/۱۷۶	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	۴/۰۲۵	۱/۰۳۷۵۵	۳/۰۵۰۷۵	۳/۰۷۲۶	۱/۰۷۴۶
Cp(kJ/Kg.C) outlet	۳/۱۳	۱/۰۹	۱۳/۷۴	۴/۰۸	۴/۱۷	۱۱/۸۱	۴/۰۲۵	۲/۰۲۵۷	۱/۰۹۱۶	۲/۷۶۶۴	۲/۷۸۶۷
Viscosity(mPa.s) inlet	۰/۴۸	۰/۲۴	۰/۰۱	۰/۰۱	۰/۳۷	۰/۰۱	۰/۶۸	۷/۲۱۰۱۰ ^{-۴}	۰/۴۳۳۴	۰/۲۴۸۵	۷/۱۸۰۱۰ ^{-۴}
Viscosity(mPa.s) outlet	۰/۷۶	۰/۰۱	۰/۰۱	۰/۰۱	۰/۴۱	۰/۰۱	۱	-۰/۲۲۶	-۰/۴۰۴	۸/۹۰۱۰ ^{-۴}	-۰/۴۹۰۱۵
Density(inlet) (kg/m3)	۷۶۵/۴	۷۶۴/۸	۰/۲۵	۰/۹۹	۹۸۸/۴	۰/۶۴	۹۹۸	۷۶۲	۸۰۴/۴۳	۱۱۱۸/۷	۷۹۶/۶۴
Density(outlet) (kg/m3)	۷۸۸/۴	۷/۶	-۰/۱۸	-۰/۶۴	۹۹۴/۵	-۰/۰۹	۹۹۸	۷۶۲	۸۰۴/۴	۱۱۱۸/۷	۷۹۶/۶۴
Thermal Conductivity (kW/(m.C))	۱/۳۸۰۱۰ ^{-۴}	۱/۴۲۰۱۰ ^{-۴}	/۴۷۰۱۰ ^{-۴} ۱	۶/۰۶۰۱۰ ^{-۴}	۲/۷۰۰۱۰ ^{-۴}	۶/۰۸۰۱۰ ^{-۴}	۰/۶۲۰۱۰ ^{-۴}	/۱۵۲۰۱۰ ^{-۴}	/۲۶۹۰۱۰ ^{-۴}	۰/۰۳۳۰۱۰ ^{-۴}	۱/۸۸۰۱۰ ^{-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
PFD No	۸	۹	۹	۹	۹	۹	۷	۸	۸	۷	۹
Hv(kJ/kg)	-	-	-	-	-	-	-	۵۱۵/۸	۹۴۲/-۵	۲۰۳۳	۸۷۱/۵۶

جدول ۲ - مشخصات منابع گرمایش و سرمایش خارجی

Utility	Condition
Steam	L.P1 Steam: $P = 0.6 \text{ barg}$, $T = 109/4^{\circ}\text{C}$ L.P2. Steam: $P = 1.5 \text{ barg}$, $T = 124/8^{\circ}\text{C}$ M.P.L Steam (Low): $P = 3.0 \text{ barg}$, $T = 141/9^{\circ}\text{C}$ M.P. Steam (High): $P = 9 \text{ barg}$, $T = 164/10^{\circ}\text{C}$
Cooling Water	Supply $T = 27^{\circ}\text{C}$, Return $T = 37^{\circ}\text{C}$, Des. Supp. & Return $T = 65^{\circ}\text{C}$ Supply pressure: $P_{\min} = 4/5 \text{ bara}$, $P_{\text{norm}} = 5 \text{ bara}$, $P_{\text{des}} = 8 \text{ bara}$ Return pressure: $P_{\min} = 3 \text{ bara}$, $P_{\text{norm}} = 3/5 \text{ bara}$, $P_{\text{des}} = 8 \text{ bara}$ Make up comp.: Blend Water or Chem. Treat. Water, or Raw Water
Chilled Water	Supply $T = 7^{\circ}\text{C}$, Return $T = 1^{\circ}\text{C}$ Supply pressure: $P = 5 \text{ barg}$
Cold Utility	Brine: ۲۷ % wt. CaCl_2 solution in water Supply $T = -15^{\circ}\text{C}$, Max. Return $T = -12^{\circ}\text{C}$ Supply $P = 4 \text{ barg}$

با در نظر گرفتن $\Delta T_{\min, opt} = 35/10^{\circ}\text{C}$ 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:

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

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

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 $3/144 \text{ کیلووات کاوش داد}$. 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:

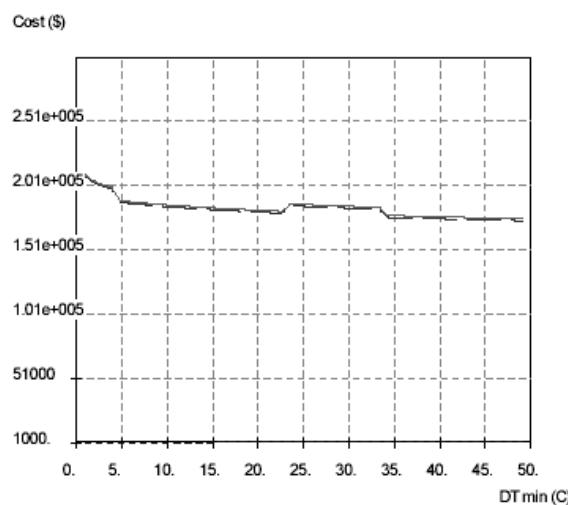
$$\text{CEPCI}_{(1999)} = 390.6$$

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

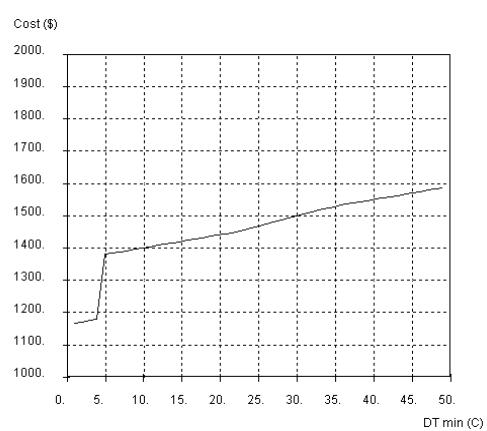
بنابراین هزینه مبدل حرارتی با استفاده از رابطه زیر محاسبه می شود: $C_A (\$) = 5849.51 + 1169.9 \times A^{0.7}$ در فرمول بالا، A حداقل سطح کل شبکه بر حسب متر مربع می باشد. برای به دست آوردن A از رابطه زیر استفاده می شود [۸]:

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

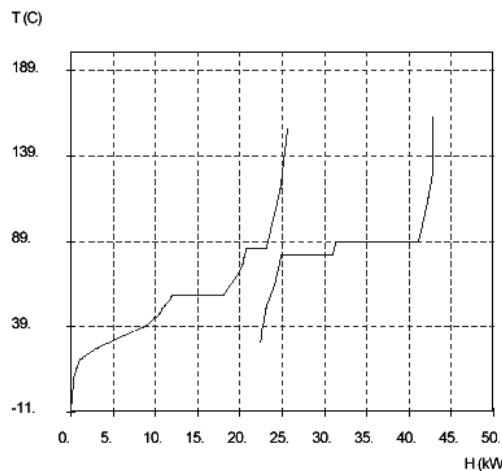
در این معادله h ضریب انتقال حرارت می باشد که با استفاده از این رابطه به دست می آید. شکل ۲ منحنی هزینه عملیاتی را بر حسب ΔT_{\min} نشان می دهد. شکل ۳ منحنی هزینه سطح بر حسب ΔT_{\min} است. شکل ۴ منحنی هزینه بهینه کل را بر حسب ΔT_{\min} نمایش می دهد. با استفاده از شکل های ۲، ۳ و ۴ $\Delta T_{\min, opt} = 35/10^{\circ}\text{C}$ به دست می آید. قرار می گیرد.



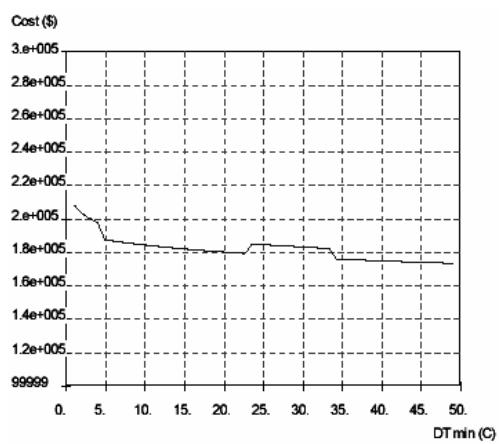
شکل ۴- منحنی هزینه بهینه کل بر حسب ΔT_{\min}



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

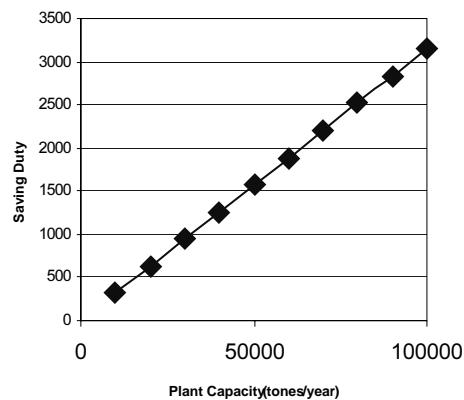


شکل ۵- منحنی های ترکیبی گرم و سرد با در نظر گرفتن

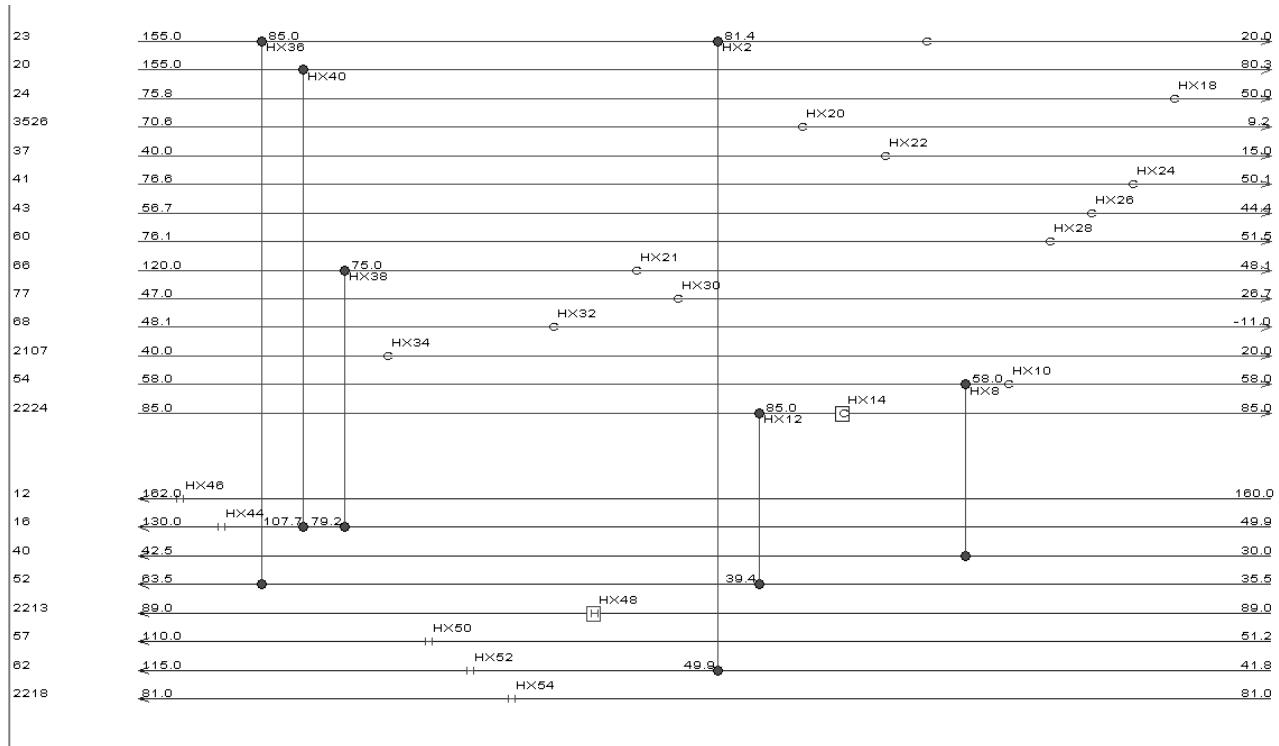


شکل ۳- منحنی هزینه سطح بر حسب ΔT_{\min}

$$\Delta T_{\min, \text{opt}} = 35/10^{\circ}\text{C}$$



شکل ۷- چگونگی تغییرات بازیافت انرژی با افزایش طرفیت 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 ۱۰۰۰۰-۱۰۰۰۰ 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 3144 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 $246250\text{ $}$ می رسد که رسم قابل توجهی می باشد. در شکل ۹ مشاهده می شود که مقدار سطح تبادل حرارت در ظرفیت ۱۰۰۰۰۰ تن در سال، 2938 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 $1/6973$ سال می باشد.

زمان بازگشت سرمایه در این جدول $154/847$ سال ذکر شده که مطمئناً برای واحد پایلوت مفروض 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 مناسب 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 مفروض به صرفه نخواهد بود. علت این امر نیز ظرفیت پایین واحد پایلوت یعنی 100 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 20000 ، 20000 و 100000 نمایش می دهند. برای نتیجه گیری بهتر، خلاصه

جدول ۴ - هزینه و زمان بازگشت سرمایه برای واحد با ظرفیت 20000 تن در سال

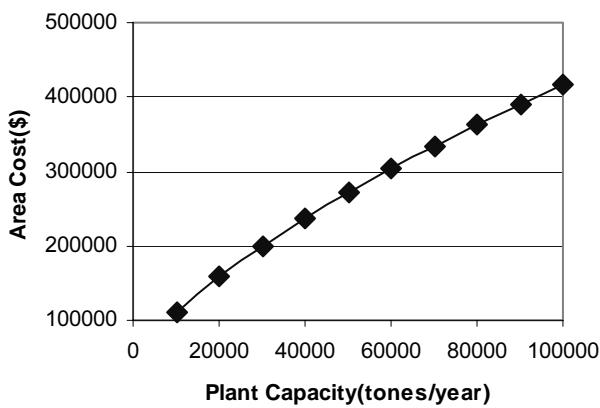
Area Cost(\$)	Area(m^2)	Saving Duty(kW)	HX ID
۱۲۹۵۳	۱۳/۱۵۴۰	۱۳۹/۹۸	HX36
۲۴۴۵۸	۵۲/۰۶۱۹	۲۰۹/۷۲۶۰	HX40
۹۸۴۱۵	۵۱۵/۰۵۷۶	۲۱۵/۸۵۶	HX38
۹۹۵۳۰	۶/۰۰۵۸	۷/۳	HX2
۶۴۷۴۳	۰/۴۰۸۲	۲۲/۴۴۶۰	HX12
۶۹۴۵۸	۰/۹۱۱۴	۳۳/۵۰۰	HX8
۱۵۹۲۰۰	۵۸۷/۵۹۸۹	۶۲۸/۸۰۰۰	Total
۴۹۲۵۱			Saving Duty cost(\$)
۳/۲۳۲۴			Pay back(yaer)

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

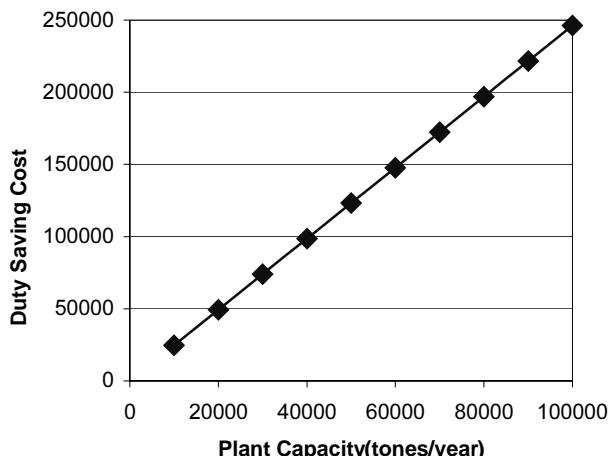
Area Cost(\$)	Area(m ²)	Saving Duty(kW)	HX ID
۲۲۹۲۰	۴۶	۴۸۹/۹۳	HX36
۵۰۵۸۰	۱۸۲/۲	۷۳۴/۰۴۱	HX40
۲۲۸۳۳۰	۱۸۰۲/۷	۷۵۵/۴۹۶	HX38
۱۵۷۱۰	۲۱	۲۵/۵۵	HX2
۷۳۵۰	۱/۴	۷۸/۵۶۱	HX12
۸۴۸۰	۳/۲	۱۱۷/۲۵	HX8
۳۲۲۳۸۰	۲۰۵۶/۶	۲۲۰۰/۸	Total
۱۷۲۲۸۰			Saving Duty cost(\$)
۱/۹۳۴۰			Pay back(yaer)

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

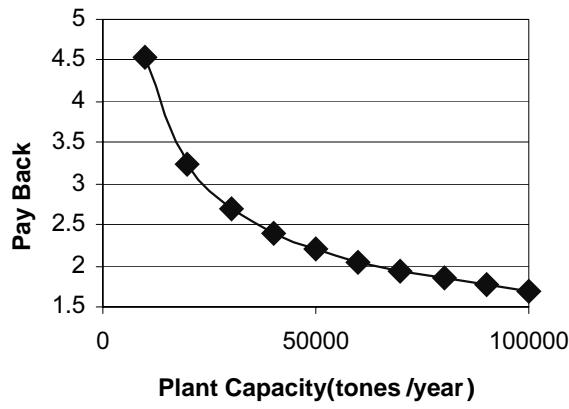
Area Cost(\$)	Area(m ²)	Saving Duty(kW)	HX ID
۲۷۷۷۰	۶۵/۸	۶۹۹/۹	HX36
۶۳۲۶۰	۲۶۰/۳	۱۰۴۸/۶	HX40
۲۹۱۴۳۰	۲۵۷۵/۳	۱۰۷۹/۳	HX38
۱۸۵۱۰	۳۰	۳۶/۵	HX2
۷۷۸۰	۲	۱۱۲/۲	HX12
۹۲۳۰	۴/۶	۱۶۷/۵	HX8
۴۱۷۹۷۰	۲۹۳۸	۳۱۴۴	Total
۲۴۶۲۵۰			Saving Duty cost(\$)
۱/۶۹۷۳			Pay back(yaer)



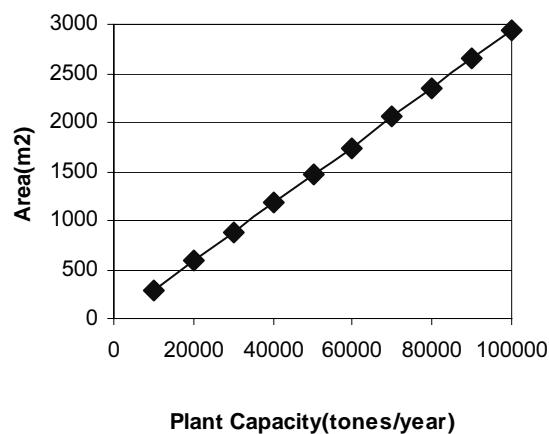
شکل ۱۰- چگونگی تغییرات هزینه سطح مبدل های حرارتی فرایندی با افزایش ظرفیت واحد



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. 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.