

بهینه‌سازی انرژی در فرآیند تبدیل گاز طبیعی به سوخت های مایع

مجید عمیدپور^۱

محمد حسن پنجه شاهی^۲

مالک شریعتی نیاسر^۳ (عهده دار مکاتبات)

تاریخ دریافت: ۸۵/۱۱/۱۵

تاریخ پذیرش: ۸۶/۲/۳۰

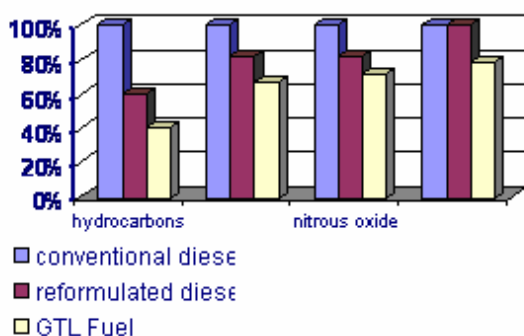
چکیده

در فرآیند جی.تی.ال. (*Gas-To-Liquid*) تغییر گاز طبیعی از فاز گازی شکل به محصولاتی در فاز مایع منجر به آزاد سازی مقادیر زیادی انرژی می شود. از طرف دیگر جریان های متعدد گرم و سرد در این فرآیند دارای اختلاف درجه حرارت قابل توجهی است. بنابراین، فرآیند جی.تی.ال. به شدت انرژی زاست و توانایی تولید مقادیر قابل توجهی انرژی مازاد بر نیاز خود را دارد و حتی امکان تاسیس نیروگاه برق در کنار آن وجود دارد؛ به عبارت دیگر، واحد جی.تی.ال. نه تنها از منظر انرژی خودکفاست، بلکه می تواند تولید کننده نیز باشد. در این مقاله رویکردهای مختلف بهینه سازی انرژی در یک واحد *GTL* به ظرفیت ده هزار بشکه در روز مطالعه و با نرم افزارهای بهینه ساز انرژی در قسمت های گوناگون فرآیند بهینه سازی انرژی انجام شده است. در نهایت روش مناسب تر انتخاب و میزان انرژی تولیدی آن محاسبه و گزارش شده است. براساس نتایج این مطالعه، شبکه ای یکپارچه از مبدل های حرارتی پیشنهاد شده است.

واژه های کلیدی: جی.تی.ال.، گاز سنتز، فیشر، تراپش، پینچ، شبکه انتگرالیون حرارتی

۱- دانشیار، دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی
۲- دانشیار، دانشکده مهندسی شیمی پردیس، دانشکده های فنی دانشگاه تهران
۳- کارشناس ارشد رشته مهندسی انرژی واحد علوم و تحقیقات دانشگاه آزاد اسلامی

reduced exhaust emission:



شکل ۳- میزان انتشار آلاینده ها با استفاده از سوخت

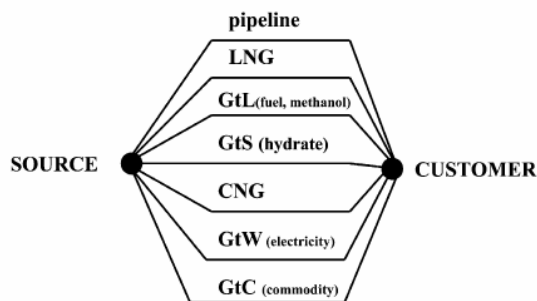
دیزل حاصل از روش GTL (۲)

یکی از عواملی که تاکنون مانع از گسترش فن آوری GTL شده است، قیمت تمام شده محصولات آن است که امکان رقابت با دیگر محصولات پالایشگاهی را نداشته است. قابل ذکر است که با پیشرفت هایی که اخیراً در این صنعت صورت گرفته، هزینه سرمایه گذاری اولیه این واحدها کاهش یافته است و انتظار می رود با توجه به روند رشد تقاضا برای محصولات نفتی و افزایش قیمت آن، این مشکل نیز برطرف گردد. البته در مورد بازارهای داخلی باید توجه کرد که با روند رو به رشد تقاضای محصولات پالایشگاهی در داخل کشور و نیز نیاز به واردات این محصولات در کشور، اجرای طرح هایی از این دست می تواند مانع خروج ارز از کشور شود. در نهایت این که فن آوری GTL از دو جنبه در مباحث بهینه سازی انرژی مهم جلوه می کند. نخست آن که این فن آوری در زمینه حامل های انرژی می باشد. ماده اولیه آن گاز طبیعی و محصولات آن نیز سوخت های مایع است. اهمیت دیگر مربوط به فرآیندهای داخلی و جریان های گرم و سرد موجود در فرآیند است که بحث خواهد شد.

تاریخچه فرآیند GTL و بهینه سازی انرژی در آن

فرآیند جی.تی.ال. از ابتدای قرن بیستم مورد توجه بوده و مسیر زیر را پیموده است:

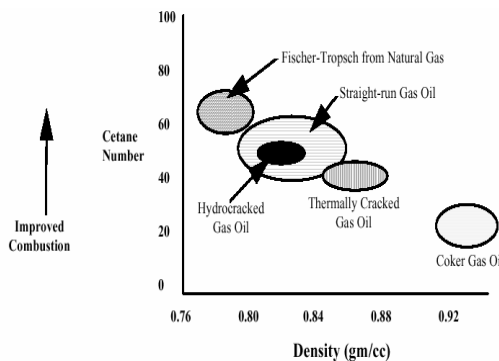
استفاده از گاز طبیعی به عنوان سوخت، از لحاظ زمانی نسبت به سوخت های جامد و مایع مانند زغال سنگ و نفت دیرتر آغاز شده است، اما سهولت استحصال و مصرف آن، دو عامل عمده ای است که گاز طبیعی را به سوخت غالب آینده تبدیل خواهد کرد. علی رغم این که ایران با دارا بودن ۱۶٪ از کل ذخایر گاز طبیعی جهان بعد از روسیه در رده دوم جهانی قرار دارد، سهم ایران در تولید و صادرات آن حدود ۲/۵٪ می باشد که بسیار ناچیز است و ایران را در رده هشتم تولید کنندگان گاز طبیعی قرار می دهد (۱).



Gas Transport Options

شکل ۱- روش های مختلف تبدیل گاز طبیعی به محصولات بازار (۲)

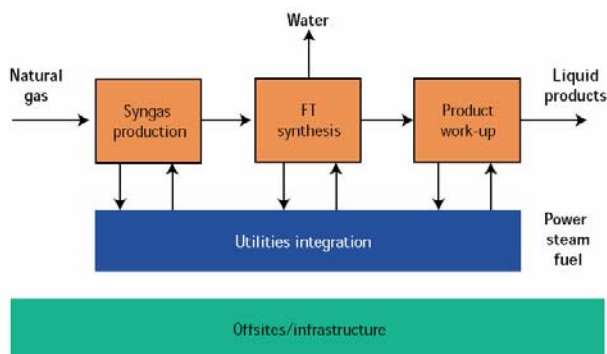
در شکل ۱ روش های مختلف استفاده از گاز طبیعی در بازار مصرف نشان داده شده است. هم چنان که در شکل های ۲ و ۳ دیده می شود، محصولی که از طریق GTL به دست می آید تمیزتر از سوخت های حاصل از نفت خام بوده و از بهسوزی بهتری نیز برخوردار می باشد (۲).



شکل ۲- مقایسه بهسوزی و چگالی سوخت های دیزلی

به دست آمده از روش های مختلف (۲)

واحد جذب CO_2 با حلال و جداسازی H_2
 واحد سنتز Fischer-Tropsch در راکتور دوغابی حباب دار
 واحد هایدروکراکینگ و بهبود کیفیت محصولات
 واحد جداسازی محصولات نهایی
 شمای کلی فرآیند جی.تی.ال. مطابق شکل ۴ می باشد.



شکل ۴- شمای کلی فرآیند جی.تی.ال (۷)

گاز متان در ابتدا گوگرد گیری شده، سپس با مقداری از بخار آب فوق اشباع مخلوط گشته، پس از گذشتن از پیش گرم کن، با نسبت معین و با دمای حدود 500°C از بالا وارد راکتور تولید گاز سنتزی می شود. گاز اکسیژن و بقیه بخار فوق اشباع نیز مخلوط شده و با دمای حدود 200°C وارد راکتور تولید گاز سنتزی می شود. واکنش متان با بخار آب به شدت گرماگیر است در حالی که واکنش با اکسیژن به طور متوسط تا زیاد گرمازا است. بنابراین عملیات تبدیل متان ممکن است آلوترمیک^۴ (بخار آب بدون اکسیژن یا با اکسیژن بسیار اندک اضافه شده، نیازمند تولید گرما خارج از راکتور)، (بخار آب با اکسیژن اضافه شده، تولید گرمای مورد نیاز در داخل راکتور) باشد. البته این مساله به نسبت بخار آب به اکسیژن بستگی دارد.

از میان روش های مختلف تولید گاز سنت (اکسیداسیون جزئی کاتالیستی^۵ و غیرکاتالیستی^۶، ریفرمینگ متان با بخار آب^۷، ریفرمینگ اتوترمال^۸، ریفرمینگ با دی

سال ۱۹۲۰، تولید متانول در دمای ۳۰۰-۴۰۰ درجه سانتی گراد و در فشار ۲۰۰ اتمسفر در واکنش کاتالیستی با پایه آهن توسط "Barish"^(۳).

سال ۱۹۳۰، تبدیل گاز سنتزی به هیدروکربن های سنگین در فشار ۲۰ تا ۱۵ اتمسفر در واکنش کاتالیستی با پایه کبالت (بازده ۱۵٪) توسط "Fischer و Pitchler".

در خلال جنگ جهانی دوم، "Fischer" و همکاران در آلمان جهت ساخت ایزو پارافین ها، تولید اکسیژنی را در دما و فشار بالا انجام دادند که از آن پس تمام واکنش های تبدیل گاز سنتزی به هیدروکربن های سنگین تر و بزرگ تر به نام "Fischer-Tropsch" نام گذاری گردید و در آلمان به مرحله صنعتی رسید.

سال ۱۹۹۳، اولین واحد تجاری شرکت "شل"^۱ با ظرفیت ۱۲۵۰۰ بشکه در روز با هزینه ۸۵۰ میلیون دلار به بهره برداری رسید^(۴).

از سال ۱۹۵۰، شرکت "ساسول"^۲ تولید گاز سنتز را از زغال سنگ آغاز نمود.

سال ۱۹۹۹، شرکت "سینترولیوم"^۳ واحد پایلوتی با ظرفیت ۷۰ بشکه در روز راه اندازی نمود^(۵).

سال ۲۰۰۶، شرکت "ساسول" آفریقای جنوبی، بزرگ ترین واحد تجاری را با ظرفیت ۳۴ هزار بشکه در روز، در کشور قطر به بهره برداری رساند.

تنها کاری که در زمینه بهینه سازی مصرف انرژی در یک واحد جی.تی.ال. یافته شد، در واحدی به ظرفیت ۸۸۲۰ بشکه در روز، توسط یک دانشمند کروات انجام گرفته است^(۶).

شرح مختصر فرآیند GTL

یک واحد صنعتی کامل جی.تی.ال، به غیر از واحد سرویس های جانبی، از واحد های مجزای زیر تشکیل می شود:

واحد تولید گاز سنتز با استفاده از اکسیژن

⁴ - Allothermic

⁵ - CPOX

⁶ - NCPOX

⁷ - SMR

⁸ - ATR (Autothermal Reforming)

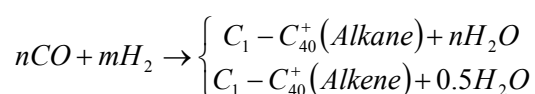
¹ - Shell

² - Sasol

³ - Syntroleum

به ۱ باشد و روش Autothermal-Reforming نسبت حدود ۲/۱۵ را به دست می دهد، بنابراین مقادیر مازاد هیدروژن، به روش های گوناگون جدا شده، در سایر واحدها نظیر سولفور زدایی^۱ و هیدروکراکینگ^۲ مورد استفاده قرار می گیرد.

واحد سنتر Fischer-Tropsch واحد اصلی فرآیند جی.تی.ال. بوده، راکتور آن قلب کل فرآیند محسوب می شود. مهم ترین واکنش های Fischer-Tropsch به قرار زیرند:



برای انجام این واکنش ها راکتورهای مختلفی (بستر ثابت^۳، بستر سیال^۴ و ستون دوغابی حباب دار^۵) مورد استفاده قرار گرفته hsj که با توجه به مزایای راکتور دوغابی حباب دار، در این واحد از این نوع راکتور استفاده شده است که در آن ذرات کاتالیست در محصول مایع غوطه ور می باشد (۸، ۹ و ۱۰).

واکنش صورت گرفته در راکتور به میزان قابل توجهی آب تولید می نماید که این آب با جذب گرمای واکنش و خروج از راکتور به صورت بخار، مقدار زیادی از گرمای تولید شده توسط واکنش را همراه با خود خارج می کند که دارای انرژی فراوانی است. از طرف دیگر راکتور باید همواره در دمایی ثابت بماند و این کار با چرخش آب درون یک پوسته به دور راکتور صورت می پذیرد. خنک کاری راکتور بخار آب اشباع پر فشار زیادی را تولید می کند که محتوی انرژی فراوانی است.

حرارت جریان خروجی از راکتور طی چند مرحله بازیابی شده و هیدروکربن های تولید شده، آب و گاز سنتزی که واکنش نداده از هم جدا می گردد.

اکسید کربن و روش های ترکیبی ریفرمینگ)، روش اتوترمال ریفرمینگ به جهت بازدهی بالا و گرمازا بودن از لحاظ مصرف انرژی مناسب تر است. راکتور تولید گاز سنتزی با استفاده از روش اتوترمال ریفرمینگ، مخلوط گازهای متان، اکسیژن و بخار آب را به گاز سنتزی تبدیل می نماید. واکنش های مختلفی در طی تبدیل متان صورت می پذیرد که ما را در انتخاب روش مناسب راهنمایی خواهد کرد. این واکنش ها در جدول ۱ آورده شده است.

جدول ۱- گرمای واکنش های تبدیل متان با بخار آب و با اکسیژن (۷)

واکنش	ΔH_{298}^{0K} (kJ/mol)	
$CH_4 + H_2O \Leftrightarrow CO + 3H_2$	۲۰۶	۱
$CO + H_2O \Leftrightarrow CO_2 + H_2$	-۴۱	۲
$CH_4 + CO_2 \Leftrightarrow 2CO + 2H_2$	۲۴۷	۳
$CH_4 \Leftrightarrow C + 2H_2$	۷۵	۴
$2CO \Leftrightarrow C + CO_2$	-۱۷۳	۵
$CH_4 + 0.5O_2 \Leftrightarrow CO + 2H_2$	-۳۶	۶
$CH_4 + 2O_2 \Leftrightarrow CO_2 + 2H_2O$	-۸۰۳	۷
$CO + 0.5O_2 \Leftrightarrow CO_2$	-۲۸۴	۸
$H_2 + 0.5O_2 \Leftrightarrow H_2O$	-۲۴۲	۹

گاز خروجی راکتور، دمایی در حدود ۹۵۰-۸۰۰ °C دارد، به همین علت برای جلوگیری از سوختن لوله های انتقال وارد مبدل هایی که توسط آب خنک کاری می شود، می گردد. از آن جا که دما به حدود ۷۰ °C می رسد، بخار آب موجود در این گاز میعان کرده، از آن جدا می شود.

گاز سنتز تولید شده، پس از جداسازی مایعات قابل میعان آن و پیش از انتقال به واحد سنتر Fischer-Tropsch به واحد جذب دی اکسید کربن و جداسازی هیدروژن می رود. این امر از آن جا ضروری است که گاز سنتز مورد استفاده در فرآیند جی.تی.ال. می بایست دارای نسبت ۲

¹ - Desulfurization

² - Hydrocracking

³ - Fixed bed

⁴ - Fluidized bed

⁵ - Slurry bubble column

واحد به واحد

هر یک از واحدهای پنج گانه جداگانه و مستقل بررسی شده، جدول انرژی آن تنظیم گشته و با استفاده از فن آوری پینچ^۳ بهینه می شود.

مزیت این روش پرهیز از پیچیده شدن شبکه حرارتی است که عملیات راه اندازی واحد را ساده می سازد و عیب آن عدم بهینه سازی حداکثری در هر واحد است.

کل فرآیند

در این حالت تمام جریان های سرد و گرم فرایند که باید گرم و سرد شود و نیز تمامی کندانسورها و ریبویلرهای برج های تقطیر و به طور کلی تمامی نیازهای سرمایشی و گرمایشی فرآیند، به صورت یکجا مورد بررسی قرار گرفته همان طور که در جدول ۲ آمده است، تنها یک جدول انرژی تنظیم گشته و با استفاده از فن آوری پینچ بهینه می شود.

مزیت این کار اطمینان از بهینه سازی حداکثری و عیب آن پیچیدگی احتمالی شبکه حرارتی می باشد.

مقایسه و انتخاب روش مناسب

در این مقاله هر دو حالت فوق بررسی گردید و در نهایت حالت دوم به دلایل زیر برگزیده شد، چراکه تعداد جریان های سرد و گرم آن قدر زیاد نیست که بتوان آن ها را در واحدهای مختلف فرآیند توزیع کرد و شبکه جداگانه ای از مبدل های حرارتی را در هر واحد طراحی نمود. نتایج این بررسی به اختصار در پی می آید:

انتگراسیون واحد به واحد:

در واحد اول (تولید گاز سنتز به روش اتوترمال ریفرمینگ) مطابق جدول ۱-۲ فقط یک جریان سرد در مقابل دو جریان گرم وجود دارد:

گازهای واکنش نداده توسط یک جریان برگشتی به راکتور بازگردانده شده، مواد هیدروکربوری تولید شده نیز به واحد ارتقای کیفیت انتقال می یابد.

محصولات سنگینی که در فرآیند جی.تی.ال. حاصل می شود برای حداکثر شدن برش میان تقطیر، وارد هیدروکراکینگ می شود. هیدروکراکینگ یک فرایند کاتالیستی شناخته شده است که در تصفیه نفت رشد یافته و در آن جا نیز به همین منظور به کار می رود.

از آن جاکه محصولات Fischer-Tropsch ترکیبات گوگرددار یا نیتروژن دار و مواد آروماتیک ندارد و تمیزتر از خوراک های نفتی است، هیدروکراکینگ آن ها، ساده تر از هیدروکراکینگ محصولات مشابه نفتی است. برای هیدروکراکینگ، بستریهای ثابت آدیباتیک با استفاده از کاتالیست های اکسترود شده به کار می رود. دمای ورودی در محدوده ۳۰۰ تا ۳۵۰ درجه سانتی گراد و فشار عملیاتی از ۳۰ تا ۴۵ اتمسفر متغیر است.

شبیه سازی فرآیند

شبیه سازی این فرآیند که مشابه فرآیند شرکت ساسول آفریقای جنوبی (۸) به ظرفیت ۱۰,۰۰۰ بشکه در روز است، با نرم افزار Aspen plus انجام شده و از نتایج آن که در جدول ۲ آمده، برای انتگراسیون استفاده شده است.

هدف گذاری انرژی^۱

مفروضات مقدماتی

برای انتگراسیون با استفاده از نرم افزار HINT موارد زیر به عنوان پیش فرض در نظر گرفته می شود:

$$\Delta T \text{ min} = 20^{\circ}\text{C} \text{ و دمای محیط}^2: 293 \text{ درجه کلوین}$$

روش های هدف گذاری

هدف گذاری حرارتی در این فرآیند را به دو صورت زیر می توان انجام داد:

¹ - Energy Targetting

² - Ambient Temperature

³ -Pinch

جدول ۲- جریان های گرم و سرد کل واحد

m.Cp (kW/K)	H (kW)	T ₂ (K)	T ₁ (K)	Type	Description	Stream
۱۰۶/۶	۳۳۲۶۰/۱	۷۵۳	۴۴۱	Cold	Natural Gas (E-11)	۱
۲۲/۲	-۵۷۱۶/۴	۵۵۱	۶۹۹	Hot	Oxygen (E-12)	۲
۱۹۶/۰	-۱۷۹۵۷۰/۴	۳۲۷	۱۲۴۳	Hot	Syngas (E-13)	۳
۱۳۰۰/۲	۷۱۱۲۰/۵	۳۷۰	۳۱۶	Cold	B-C102 (E-14)	۴
۱۳۲۲/۱	-۱۰۵۶۳۸/۴	۳۱۱	۳۹۱	Hot	B-C103 (E-15)	۵
۲۶/۴	-۵۳۳/۸	۳۷۱	۳۹۲	Hot	Condenser-C103	۶
۱۰۲/۴	۱۷۹۲۱/۵	۵۰۲	۳۲۷	Cold	to-FT (E-21)	۷
۶۷/۶	-۱۲۹۲۱/۵	۳۲۲	۵۱۳	Hot	Syncrude (E-22)	۸
۱۶/۴	-۹۹۲/۱	۲۷۷	۳۳۷	Hot	Fuel vent (E-23)	۹
۲۱/۱	-۴۵۱۰/۹	۲۸۶	۵۰۰	Hot	Condenser-C201	۱۰
۲۵/۰	۴۳۴/۶	۶۴۳	۶۲۵	Cold	Reboiler -C201	۱۱
۱۱/۷	-۱۲۴۲/۱	۳۲۲	۴۲۹	Hot	Hydrogen (E-24)	۱۲
۲۹/۸	-۱۰۰۲۳/۰	۳۲۲	۶۵۸	Hot	Hydro (E-25)	۱۳
۰/۴	-۳/۸	۳۱۰	۳۲۰	Hot	Condenser -C301	۱۴
۳۸/۶	۲۳۸۹/۳	۴۹۱	۴۲۹	Cold	Reboiler-C301	۱۵
۶/۷	-۳۷۸/۸	۳۳۶	۳۹۳	Hot	Condenser -C302	۱۶
۱۲/۶	-۷۱۸/۸	۴۰۲	۴۵۹	Hot	Condenser -C303	۱۷
۰/۴	۴/۰	۶۰۳	۵۹۲	Cold	Reboiler -C303	۱۸
۱۲/۶	-۹۶۱/۶	۳۲۵	۴۰۱	Hot	Kerosene (E-31)	۱۹
۱۴/۶	-۲۵۸۲/۰	۳۲۵	۵۰۲	Hot	Diesel (E-32)	۲۰
۰/۴	-۵۸/۳	۴۵۰	۶۰۳	Hot	Reboiler -Oil (E-33)	۲۱

جدول ۲-۲- جریان های واحد دوم

T ₂ (K)	T ₁ (K)	Type	Stream
۳۷۰	۳۱۶	Cold	۴
۳۱۱	۳۹۱	Hot	۵
۳۷۱	۳۹۲	Hot	۶

در واحد سوم مطابق جدول ۲-۳- (سنتر - Fischer Trotsch) نیز فقط یک جریان سرد در مقابل دو جریان گرم وجود دارد:

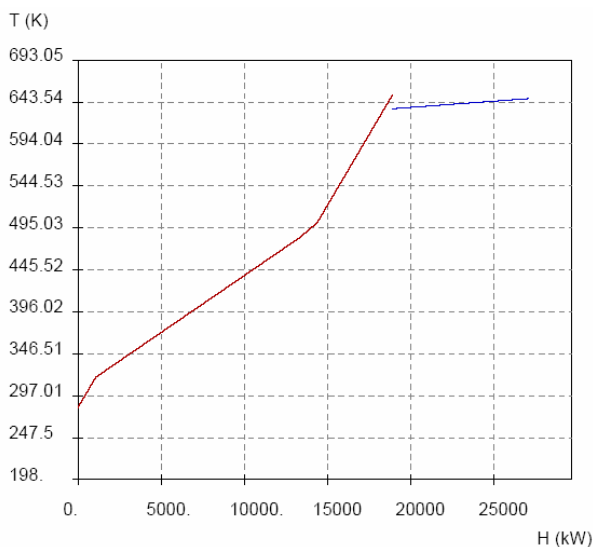
جدول ۲-۱- جریان های واحد اول

T ₂ (K)	T ₁ (K)	Type	Stream
۷۳۵	۴۴۱	Cold	۱
۴۴۱	۶۹۹	Hot	۲
۳۲۷	۱۲۴۳	Hot	۳

در واحد دوم (مطابق جدول ۲-۲- جذب دی اکسید کربن با حلال) نیز فقط یک جریان سرد در مقابل دو جریان گرم وجود دارد:

انتگراسیون جریان های تمام واحدهای فرآیند

مطابق جدول ۲ در این حالت و با احتساب کندانسورها و ریبویلرهای ستون ها، شش جریان سرد به شماره های ۱، ۴، ۷، ۱۱، ۱۵ و ۱۸ باید گرم شده، پانزده جریان گرم به شماره های ۲، ۳، ۵، ۶، ۸، ۹، ۱۰، ۱۲، ۱۳، ۱۴، ۱۶، ۱۷، ۱۹، ۲۰ و ۲۱ نیز می بایست خنک شود.



نمودار ۱- منحنی ترکیبی جریان های تمام واحدهای

فرآیند

همان گونه که در نمودار ۱ مشاهده می شود، جریان ها به دو بخش بالا و پایین نقطه پینچ تقسیم شده است.

Pinch Temperature: 451 K.

Energy Target (Heating): 8050.34 kW.

Energy Target (Cooling): 7394.75 kW.

تاثیرات شرایط عملیاتی فرآیند بر انتگراسیون

برخی مواقع، شرایط عملیاتی ممکن است مانع استفاده از تمام یا قسمتی از برخی جریان های در شبکه تبادل حرارتی شود که این شرایط در فرآیندهای مختلف متفاوت است. در این بررسی نیز برخی از این شرایط حاکم می باشد که ذیلا به آن ها اشاره شده است:

خوردگی

جریان گاز سنتز خروجی از راکتور اتوترمال ریفرمینگ دارای دمای ۹۷۰ درجه سانتی گراد است. مخلوط

جدول ۲-۳- واحد سوم جریان های

T ₂ (K)	T ₁ (K)	Type	Stream
۵۰۲	۳۲۷	Cold	۷
۳۲۲	۵۱۳	Hot	۸
۲۷۷	۳۳۷	Hot	۹

در واحد چهارم مطابق جدول ۲-۴ (بهبود کیفیت محصولات) فقط یک جریان سرد در مقابل سه جریان گرم وجود دارد:

جدول ۲-۴- جریان های واحد چهارم

T ₂ (K)	T ₁ (K)	Type	Stream
۲۸۶	۵۰۰	Cold	۱۰
۶۴۳	۶۲۵	Hot	۱۱
۳۲۲	۴۲۹	Hot	۱۲
۳۲۲	۶۵۸	Hot	۱۳

در واحد پنجم مطابق جدول ۲-۵ (جداسازی نهایی محصولات) با احتساب کندانسورها و ریبویلرها، دو جریان سرد در مقابل شش جریان گرم وجود دارد. در حالی که برخی از آن ها به علت لزوم گرمایش یا سرمایش مستقیم باید از شبکه مبدل های حرارتی خارج شود:

جدول ۲-۵- جریان های واحد پنجم

T ₂ (K)	T ₁ (K)	Type	Stream
۳۱۰	۳۲۰	Hot	۱۴
۴۹۱	۴۲۹	Cold	۱۵
۳۳۶	۳۹۳	Hot	۱۶
۴۰۲	۴۵۰	Hot	۱۷
۶۰۳	۵۹۲	Cold	۱۸
۳۲۵	۴۰۱	Hot	۱۹
۳۲۵	۵۰۲	Hot	۲۰
۴۵۰	۶۰۳	Hot	۲۱



شکل ۶- مبدل خاص تولید بخار آب اشباع

بنابراین فقط قسمتی از جریان شماره ۳ را که تغییراتش در جدول ۶-۲ زیر آمده و با علامت * مشخص شده است می توان در شبکه تبادل حرارتی استفاده نمود.

۶-۲- جریان اصلاح شده واحد تولید گاز سنتز

T ₂ (°C)	T ₁ (°C)	Type	Stream
۴	۶۴	Hot	۳
۳۵	۶۴	Hot	*۳

لزوم گرمایش یا سرمایش مستقیم

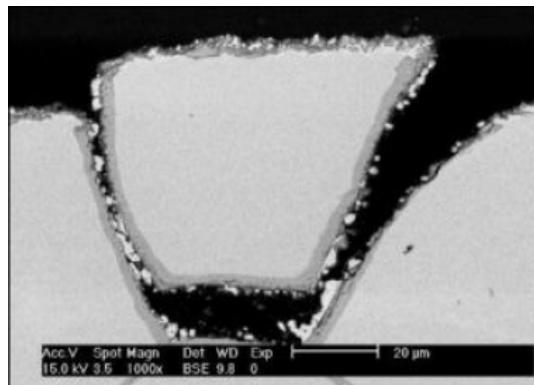
در برخی از قسمت های فرآیند با جریاناتی مواجه هستیم که به دلایل مختلف از جمله دمای هدف^۳ باید در کوره گرم شود یا در چیلر سرد گردد و یا در ریپویلر برج تقطیر از نمک مذاب یا کوره استفاده شود که از آن جمله در این بررسی عبارت است از:

اصلاح جریان شماره ۹ در واحد Fischer-Tropsch:

این جریان می بایست از ۶۴ تا ۴ درجه سانتی گراد خنک شود و این سرمایش از طریق چیلر در نظر گرفته می شود.

حال با توجه به دمای آب خنک کننده، جریان ۹ را با استفاده از شبکه تبادل حرارتی نهایتاً تا حدود ۳۵ درجه می توان خنک نمود و بقیه سرمایش را چیلر تامین خواهد نمود.

هیدروژن و مونوکسید کربن (محصول اصلی این راکتور) در دماهای بین ۴۵۰ تا حدود ۱۰۰۰ درجه سانتی گراد باعث پدید آمدن نوع خاصی از خوردگی به نام " متال داستینگ"^۱ می شود(۱۱ و ۱۲).



شکل ۵- اثر پدیده متال داستینگ بر فلز

برای مقابله با این نوع خاص از خوردگی که در شکل ۵ نمایش داده شده، به آلیاژهای خاص و گران قیمت نیاز است. لذا تا قبل از رسیدن دمای این گاز به زیر ۴۵۰ درجه سانتی گراد نمی توان از تبادل حرارتی آن در مبدل ها استفاده نمود. بهترین روش برای خنک کاری این گاز آن است که آن را از درون لوله های یک مبدل پوسته - لوله ای خاص^۲ که در طرف پوسته آن آب می گذرد عبور دهیم تا ضمن خنک شدن گاز سنتز تا دمای مورد نظر، بخشی از بخار آب اشباع مورد نیاز واحد یوتیلیتی نیز تولید گردد(۱۳).

نظیر این خنک کاری در اکثر واحدهای تولید گاز سنتز انجام می پذیرد که در شکل ۶ نمونه ای از این مبدل در واحد تولید گاز سنتز در یک مجتمع تولید آمونیاک قابل مشاهده است.

3- Target temperature(T_t)

¹ - Metal Dusting

² - Waste Heat Boiler (W.H.B.)

پیچیدگی شبکه حرارتی آن ها را از جدول نهایی جریان ها خارج می سازیم.

نتایج نهایی هدف گذاری انرژی

با تغییراتی که در اثر اصلاح برخی جریان ها و حذف برخی دیگر از آن ها به وجود آمده، جریان های اصلاح شده که در هدف گذاری نهایی انرژی لحاظ می گردند، در جدول ۳ نشان داده شده است. در این جدول به طور کلی نوزده جریان وجود دارد که چهار جریان آن سرد و بقیه گرم است.

جدول ۳- جریان های اصلاح شده برای هدف گذاری

نتایج انرژی

T ₂ (K)	T ₁ (K)	Type	Description	ردیف
۷۱۳	۴۴۱	Cold	NG (E-11)	۱
۴۴۱	۶۹۹	Hot	Oxygen (E-12)	۲
۳۲۷	۷۲۳	Hot	Syngas (E-13)	۳
۳۷۰	۳۱۶	Cold	B-C102 (E-14)	۴
۳۱۱	۳۹۱	Hot	B-C103 (E-15)	۵
۳۷۱	۳۹۲	Hot	Con-C103	۶
۵۰۲	۳۲۷	Cold	to-FT (E-21)	۷
۳۲۲	۵۱۳	Hot	Syncrude (E-22)	۸
۳۰۸	۳۳۷	Hot	Fuel vent (E-23)	۹
۳۰۸	۵۰۰	Hot	Con-C201	۱۰
۳۲۲	۴۲۹	Hot	Hydrogen (E-24)	۱۲
۳۲۲	۶۵۸	Hot	Hydro (E-25)	۱۳
۳۱۰	۳۲۰	Hot	Con-C301	۱۴
۴۹۱	۴۲۹	Cold	Reb-C301	۱۵
۳۳۶	۳۹۳	Hot	Con-C302	۱۶
۴۰۲	۴۵۹	Hot	Con-C303	۱۷
۳۲۵	۴۰۱	Hot	Kerosene (E-31)	۱۹
۳۲۵	۵۰۲	Hot	Diesel (E-32)	۲۰
۴۵۰	۶۰۳	Hot	Re-Oil (E-33)	۲۱

بنابراین فقط قسمتی از جریان شماره ۹ را که تغییراتش در جدول ۷-۲ آمده است و با علامت * مشخص شده است می توان در شبکه تبادل حرارتی استفاده نمود.

جدول ۷-۲- جریان اصلاح شده واحد - Fischer Tropsch

T ₂ (°C)	T ₁ (°C)	Type	Stream
۴	۶۴	Hot	۹
۳۵	۶۴	Hot	*۹

اصلاح جریان شماره ۱ در ورودی به واحد تولید گاز سنتز

این جریان باید از ۱۶۸ تا ۴۸۰ درجه سانتی گراد پیش گرم شود که برای این کار قسمتی از شبکه تبادل حرارتی تامین شده، و بقیه توسط کوره تامین خواهد شد.

ولی از آن جا که حداقل اختلاف دمای بهینه^۱، پس از نهایی شدن بهینه سازی معین گشته و دمای ورودی به کوره به طور دقیق معین خواهد شد، تقسیم جریان ۱ در نتیجه گیری خواهد آمد.

اصلاح جریان شماره ۱۰ در واحد هایدروکراکینگ

در اخروجی کندانسور ستون C-201 باید از چیلر استفاده شود، بنابراین فقط می توان قسمتی از جریان شماره ۱۰ را که تغییراتش در جدول ۸-۲ آمده است و با علامت * مشخص شده است در شبکه تبادل حرارتی استفاده نمود.

جدول ۸-۲- جریان اصلاح شده ورودی به واحد تولید

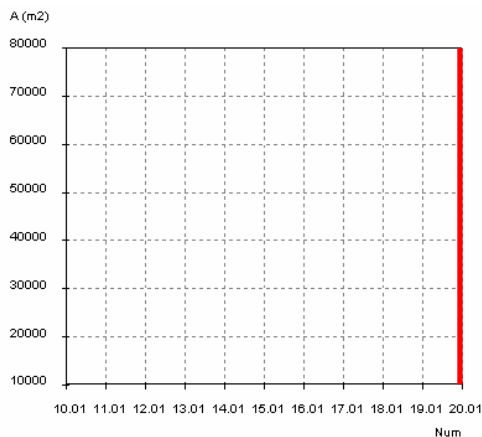
گاز سنتز

T ₂ (°C)	T ₁ (°C)	Type	Stream
۱۳	۲۲۷	Hot	۹
۳۵	۲۲۷	Hot	*۹

حذف جریان های شماره ۱۱ و ۱۸

ریبویلرهای ستون های C-201 و C-303 باید مستقیماً به وسیله کوره کار کنند، لذا برای جلوگیری از

^۱ - ΔT min



نمودار ۴- حداقل تعداد مبدل های حرارتی

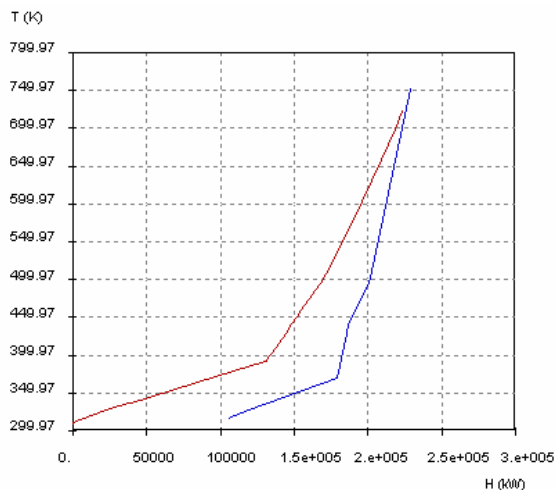
همان گونه که در شکل ۷ مشخص است، جریان ها به دو بخش بالا و پایین نقطه پینچ تقسیم شده اند که بالای پینچ فقط قسمتی از جریان شماره ۱ می باشد. این نقطه ای است که جریان شماره ۱ به دو بخش تقسیم شده، از نقطه پینچ به بالا باید گرمای مورد نیاز خود را از کوره به دست آورد و در جدول (۳) نیز جریان شماره یک را اصلاح کرده است.

Pinch Temperature: 713. K

Energy Target (Heating): 5328. kW.

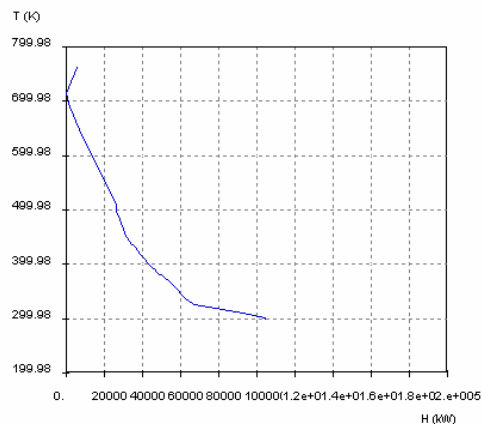
Energy Target (Cooling): 104660 kW

حال با توجه به جدول فوق، هدف گذاری انرژی جدیدی در این فرآیند اعمال می شود. نمودار ۲ نمودار ترکیبی^۱ تمام جریان های فرآیند را نمایش می دهد.



نمودار ۲- منحنی ترکیبی تمام جریان های اصلاح شده واحد

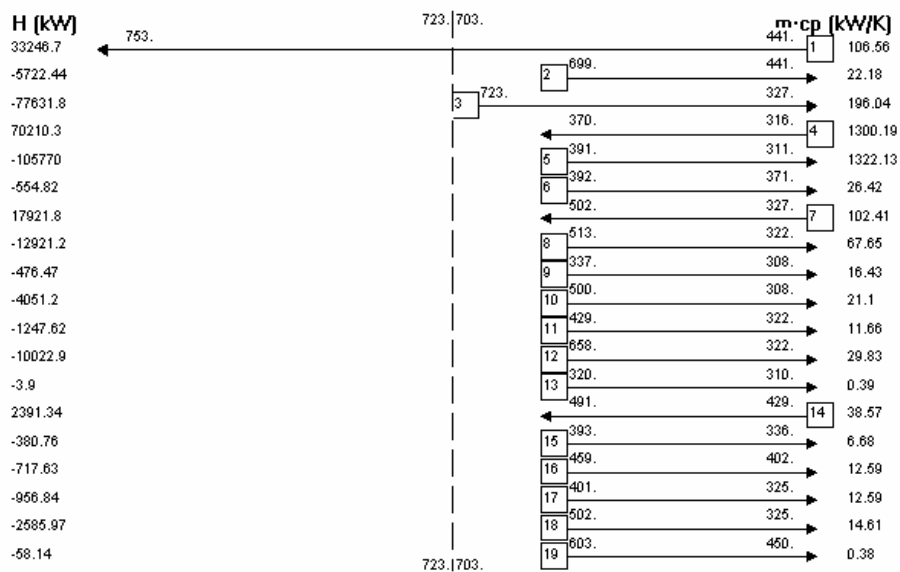
نمودار ۳ نمودار ترکیبی بزرگ^۲ تمام جریان های فرآیند را نمایش می دهد.



نمودار ۳- منحنی ترکیبی بزرگ تمام جریان های اصلاح شده واحد

نمودار ۴ حداقل تعداد مبدل های حرارتی^۳ مورد نیاز را نشان می دهد.

¹ - Composite Curve
² - Grand Composite Curve
³ - Minimum Number of Heat Exchangers



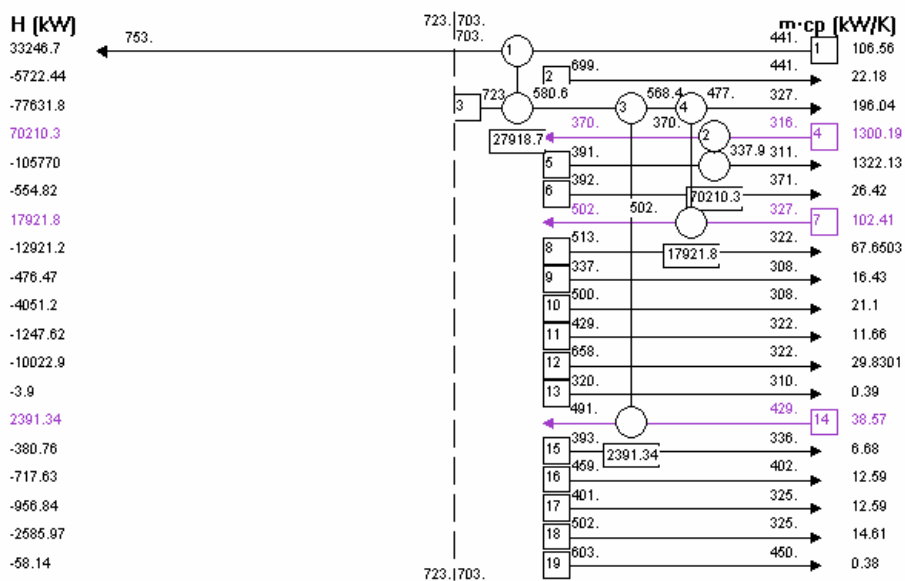
شکل ۷- نمودار شبکه جریان های واحد

شبکه مبدل های حرارتی مبدل ها

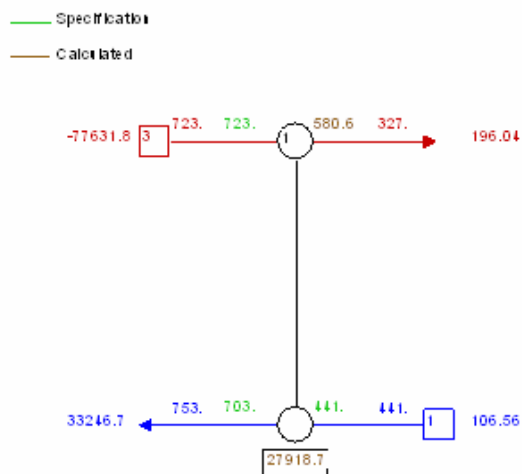
برای جریان های ۱۹ گانه موجود بر اساس قوانین پینچ ۴ مبدل به صورت شبکه ای پیشنهاد می گردد که در شکل ۸ مشاهده می گردد و بقیه نیاز های گرمایش یا سرمایش باید از طریق سرویس های جانبی سرد یا گرم تامین شود.

مبدل شماره ۱

این مبدل در واحد تولید گاز سنتز قرار خواهد گرفت و بخشی از جریان گاز طبیعی را پیش از ورود به کوره پیش گرم کن با استفاده از قسمتی از گاز سنتز خروجی از مبدل WHB گرم خواهد نمود. مشخصات کلی و نتایج آن در شکل ۹ آورده شده است.



شکل ۸- شبکه مبدل های حرارتی واحد بدون سرویس های جانبی

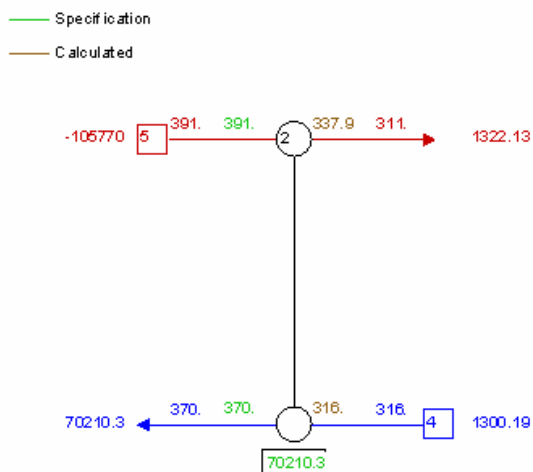


شکل ۹- مشخصات و نتایج مبدل اول

مبدل شماره ۲

خواهد نمود. مشخصات کلی و نتایج آن در شکل ۱۰ آورده شده است.

این مبدل در واحد جذب دی اکسید کربن قرار خواهد گرفت و کل جریان خروجی از انتهای برج اول را با استفاده از قسمتی از جریان خروجی از انتهای برج دوم گرم

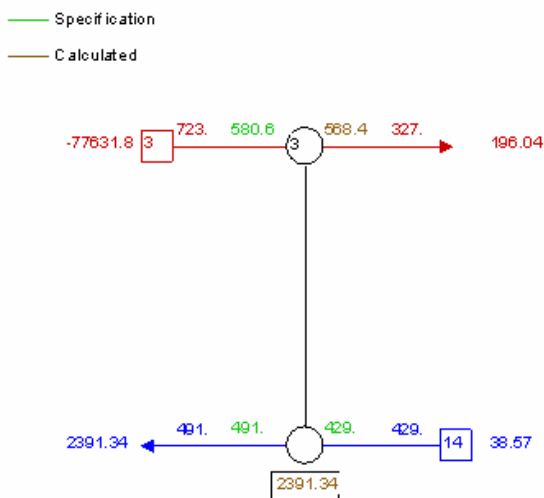


شکل ۱۰- مشخصات و نتایج مبدل دوم

مبدل شماره ۳

سنتز) گرم خواهد نمود. مشخصات کلی و نتایج آن در شکل ۱۱ آورده شده است.

این مبدل در واحد جداسازی نهایی محصولات قرار خواهد گرفت و کل جریان خروجی از پایین برج اول (ریبویلر) را با استفاده از قسمتی از جریان خروجی از مبدل اول (گاز

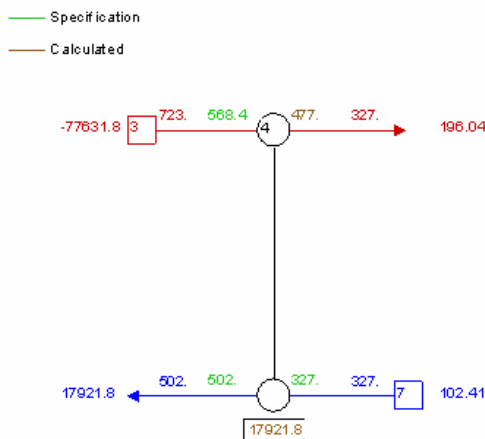


شکل ۱۱- مشخصات و نتایج مبدل سوم

مبدل شماره ۴

قسمتی از جریان خروجی از مبدل سوم (گاز سنتز) گرم خواهد نمود. مشخصات کلی و نتایج آن در شکل ۱۲ آورده شده است.

این مبدل در واحد سنتز Fischer-Tropsch قرار خواهد گرفت و کل جریان ورودی به راکتور FT را با استفاده از

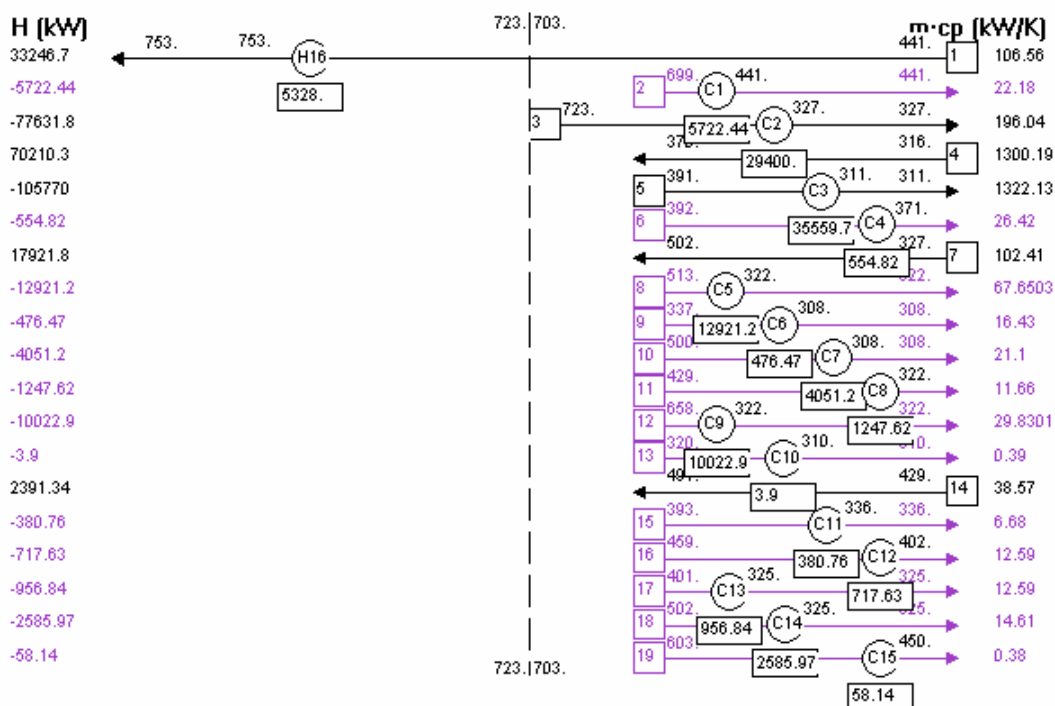


شکل ۱۲- مشخصات و نتایج مبدل چهارم

سرویس های جانبی گرم و سرد

شلوغی تصویر به صورت جداگانه در شکل ۱۳ آمده است و به همراه شکل ۱۲ کل مبدل ها را نشان می دهد.

برای گرمایش و سرمایش سایر جریان های به ۱ هیتر (کوره پیش گرم گاز طبیعی) و ۱۵ کولر نیاز است که به دلیل پرهیز از



شکل ۱۳- شبکه سرویس های جانبی واحد (هیترها و کولرها)

بحث و نتیجه گیری

جداول و نمودارهای به دست آمده در حالات مختلف هدف گذاری انرژی، مشخص می کند که: انرژی مازاد تولیدی:

همان طور که از نتایج هدف گذاری انرژی در این طرح مشهود است، این فرآیند بیش از ۹۹ مگاوات انرژی مازاد دارد که با طراحی شبکه تولید برق و اعمال ضرایب بازده تبدیل می توان از آن برق مورد نیاز واحد را تامین نمود.

$Excess\ Energy = Cooling\ Energy - Heating\ Energy$

$$MW = 104660 - 5328 = 99,332\ kW = 99.3$$

وجه تمایز این تحقیق نسبت به معدود کارهای انجام شده این است که در آن یک بار مراحل مختلف تولید جداگانه طراحی و شبیه سازی گشته و امکان بهینه سازی در تک تک مراحل (گاز سنتز، Fischer-Tropsch، بهبود کیفیت محصولات و ...) بررسی شده است و به دلیل فقدان جریان های کافی سرد و گرم در هر یک از واحدهای فرآیند، روش مرحله به مرحله کنار گذاشته شد و در آخر کل فرآیند به صورت یک پارچه دیده شده و مجدداً شبیه سازی گردیده است. علاوه بر آن، ملاحظات فرآیندی اعم از شرایط عملیاتی (دما و فشار)، خوردگی، حرارت دهی مستقیم و ... به صورت مفهومی در نتایج هدف گذاری نمایان گشته است.

مقایسه نتایج با کارهای دیگران

تنها کاری که در زمینه بهینه سازی مصرف انرژی در یک واحد جی.تی.ال. یافته شد، در واحدی به ظرفیت ۸۸۲۰ بشکه در روز ۸۴،۱ مگاوات انرژی الکتریکی تولید نموده است. (۶)

پیشنهادها

۱- انجام تحلیل Total Site :

به این معنی که هر واحد پس از انتگراسیون دارای نقطه پینچ متفاوت از دیگر واحدهاست، از این اختلاف برای در

نظر گرفتن منابع و چاه های حرارتی جدید استفاده شود و بهینه سازی تکمیل گردد و در این بهینه سازی قسمت نیروگاه برق هم در نظر گرفته شود. برای انجام این تحلیل لازم است واحد یوتیلیتی به طور کامل طراحی شده و در یک پارچه سازی (انتگراسیون) گنجانده شود.

۲- تعبیه واحدهای جانبی:

- ۱- واحد تصفیه آب های فرآیندی که پس از تصفیه قابلیت استفاده کشاورزی دارد.
- ۲- نیروگاه برق محلی طرح که می تواند دارای امکان سوئیچ کردن و کنترل برق دو طرفه باشد. به عبارت دیگر هنگامی که تولید برق کارخانه کم شد، از برق شبکه سراسری خریداری و استفاده شود و هنگامی که تولید برق کارخانه افزایش یافت، مازاد را به شبکه سراسری برق بفروشد.

منابع

۱. امکان سنجی اقتصادی کاربرد فن آوری جی.تی.ال. برای ایران، علیرضا احمدخانی، رساله کارشناسی ارشد، دانشکده اقتصاد، دانشگاه تهران، ۱۳۸۲
2. Godley N, Thijssen J H J. GTL Technology GTL Technology Update, September 2000, 4-8
3. Tony Regan, GAS TO LIQUIDS The future is gas- how gas to-liquids technology becomes the reality that replaces oil, TRI-ZEN International to ZEN International to Institute of South East Asian studies Institute of South East Asian Studies 7 June 2005.
4. Senden M M G, Punt A D, Hoek A. Stud Surf Sci Catal, 1998, 119: 961
5. Schubert P F, Bayens C A, Weick L H, Michael O. Stud Surf Sci Catal, 2001, 136: 459

11. G. Shaw, H. de Wet, F. Hohmann, Commissioning of the world's largest oxygen blown secondary reformers. AIChE Ammonia Safety Symposium, Vancouver, BC, October 3–6, 1994.
12. H. de Wet, R.O. Minnie, A.J. Davids, Post-commissioning operating experience at the Moss gas reforming plant. AIChE Ammonia Safety Symposium, San Francisco, CA, September 22–25, 1997
13. Kenneth Mollersten, Lin Gao, Jinyue Efficient energy systems with CO₂ capture and storage from renewable biomass in pulp and paper mills, Elsevier, January 2004
6. Design/Economics of a Once-Through Natural Gas Fischer-Tropsch Plant with Power Co-Production
7. Ronald M. Smith Senior Consultant Process Economics Program SRI Consulting, New development in Gas to Liquid technologies Menlo Park, California CERI 2004 Petrochemical Conference Delta Lodge at Kananaskis, Alberta, Canada.
8. Jager B, Van Berge P, Steynberg A P et al. Stud Surf Sci Catal, 2001, 136: 63
9. Eisenberg B, Fiato R A. Stud Surf Sci Catal, 1998, 119: 943
10. Tijm P J et al. Natural Gas Utilization Topical Conference Proceedings, AIChE Spring National Meeting, Paper No. 57d, 2001. 376