بسم الله الرحمن الرحیم

موسسه آموزش عالی انرژی

دانشکده فنی و مهندسی

پایان نامه دوره کارشناسی ارشد

مهندسی شیمی – بهداشت، ایمنی و محیط زیست(HSE)

عنوان:

شناسایی و آنالیز خطرات واحد GTG پالایشگاه تهران با تمرکز بر روش HAZOP به همراه مدلسازی پیامدهای نشت و انتشار از فیلتر سوخت گازی

استاد راهنما:

جناب آقای دکتر یوسف یاسی

استاد مشاور:

جناب آقای مهندس محمدرضا کرم زاده

پژوهشگر:

زهرا شواربی

زمستان ۹۶

فرم شماره ۱۱

تاریخ صورتجلسه گروه آموزشی	۱۳۹۶/۱۱/۵
شماره دانشجویی	
کد دفاع	
تاریخ صورتجلسه شورای پژوهشی	۱۳۹۵/۸/۶

بسمه تعالی

این فرم باید توسط دانشجو تایپ شده به تعداد خواسته شده، در روز دفاع تحویل داده شود.

صورتجلسه دفاع

با تأییدات خداوند متعال جلسهٔ دفاع از پایان‌نامه کارشناسی ارشد خانم/ آقای زهرا شواربی

در رشتهٔ: مهندسی شیمی - HSE تحت عنوان: شبیه‌سازی و آنالیز خطرات سامانه GTG با لایک نیروگاه نیروگاه و مدل‌سازی پیامد دستگاه میکرو گازی برگشت‌زدایی با نرم‌افزار PHAST

با حضور استاد راهنما، استاد(استادان)مشاور و هیأت داوران در مؤسسه آموزش عالی انرژی ساوه در تاریخ ۳ اسفند ۱۳۹۶ تشکیل گردید.

در این جلسه ، پایان‌نامه : ☐ با موفقیت مورد دفاع قرار گرفت ☐ نیازمند اصلاحات است ☐ مردود اعلام گردید.

نامبرده نمرهٔ ۱۸ (هجده تمام) با امتیاز (بدون احتساب نمره مقاله) دریافت نمود.

نام و نام‌خانوادگی استادراهنما	دکتر رضا پاکی	محل امضاء
نام و نام‌خانوادگی استادمشاور	مهندس محمدرضا کرم‌زاده	محل امضاء
هیأت داوران	۱- دکتر عادلی‌زاده ۲- دکتر صباح	محل امضاء ۱ عادلی‌زاده محل امضاء ۲
مدیرگروه یا رئیس تحصیلات تکمیلی واحد: نام و نام‌خانوادگی		محل امضاء

معاون پژوهشی و فناوری مؤسسه آموزش عالی انرژی ساوه

معاونت محترم آموزشی

احتراماً مراتب اختتام دفاع پایان نامه دانشجوی فوق الذکر اعلام می گردد. ضمناً نمره حاصل از ارزشیابی مقاله/ مقالات دانشجو برابر ضوابط (ارسفف ۲نمره) محاسبه و نمره نهایی پایان نامه (مجموع نمره دفاع و مقاله) به عدد ..... به حروف ..... به تصویب رسید.

معاون پژوهشی و فناوری مؤسسه آموزش عالی انرژی ساوه

حوزهٔ معاونت آموزشی و تحصیلات تکمیلی

موسسه آموزش عالی انرژی

تعهدنامهٔ اصالت پایان‌نامه

اینجانب زهرا شواربی دانش‌آموختهٔ مقطع کارشناسی ارشد ناپیوسته در رشتهٔ مهندسی شیمی –HSE که در تاریخ۱۳۹۶/۱۲/۳ از پایان‌نامه خود با عنوان شناسایی و آنالیز خطرات واحد GTG پالایشگاه تهران با تمرکز بر روش HAZOP به همراه مدلسازی پیامدهای نشت و انتشار از فیلتر سوخت گازی با کسب نمرهٔ ۱۸و درجهٔ کارشناسی ارشد دفاع نموده‌ام بدین‌وسیله اعتراف می‌کنم:

۱) این پایان‌نامه حاصل تحقیق و پژوهش اینجانب بوده و در مواردی که از دستاوردهای علمی و پژوهشی دیگران (اعم از پایان‌نامه، کتاب، مقاله و ....) استفاده کرده‌ام، مطابق ضوابط موجود، نام منبع مورد استفاده و سایر مشخصات آن را در فهرست منابع ذکر و درج نموده‌ام.
۲) این پایان‌نامه قبلاً برای دریافت هیچ مدرک تحصیلی (هم سطح، پایین‌تر یا بالاتر) در سایر دانشگاه‌ها و مؤسسات آموزش عالی داخلی و خارجی ارائه نشده‌است.

ضمناً متعهد می‌شوم:
۳) چنانچه بعد از فراغت از تحصیل، قصد استفاده و هر گونه بهره‌برداری اعم از چاپ مقاله، کتاب، ثبت اختراع و ... از این پایان‌نامه را داشته باشم، از استاد محترم راهنما و گروه آموزشی مربوطه مجوزهای لازم را اخذ نمایم.

۴) چنانچه در هر مقطع زمانی خلاف موارد فوق ثابت شود، عواقب ناشی از آن را بپذیرم و موسسه آموزش عالی انرژی مجاز است با اینجانب مطابق ضوابط و مقررات رفتار نموده و در صورت ابطال مدرک تحصیلی‌ام، هیچگونه ادعایی نخواهم داشت.

نام و نام خانوادگی: زهراشواربی
تاریخ و امضاء: ۱۳۹۶/۱۲/۳

تقدیر و تشکر:

حمد و سپاس خدای را که توفیق کسب دانش و معرفت را به ما عطا فرمود. در اینجا برخود لازم می‌دانم از تمامی اساتید بزرگوار به ویژه اساتید دوره کارشناسی ارشد که در طول سالیان گذشته مرا در تحصیل علم و معرفت و فضائل اخلاقی یاری نموده اند تقدیر و تشکر نمایم.

از استاد گرامی و بزرگوار جناب آقای دکتر یوسف یاسی که راهنمایی اینجانب را در انجام تحقیق، پژوهش و نگارش این پایان نامه تقبل نموده اند، نهایت تشکر و سپاسگزاری را دارم.

از جناب آقای مهندس محمدرضا کرم زاده به عنوان مشاور که با راهنمایی خود مرا مورد لطف قرار داده اند کمال تشکر را دارم.

تقدیم به:

پدر و مادر مهربانم که همواره در زندگی پشتیبان و حمایت کننده من بوده و هستند.

چکیده

امروزه ایمنی نقش بسیار مهمی را در تمامی مراحل چرخه عمر فرآیندهای شیمیایی ایفا می کند. یکی از ضروری ترین و اصلی ترین مراحل برای افزایش سطح ایمنی در واحدهای موجود یا در حال طراحی ، ارزیابی ریسک خطراتی همچون رهاشدن مواد شیمیایی در محیط ،انفجار و غیره است که ممکن است از طریق خطاهای انسانی یا خرابی تجهیزات و یا عوامل دیگر ایجاد شود . نقطه شروع برای برنامه ریزی جامع در ایمنی ، تشخیص مخاطرات است. تکنیک ها و روش های زیادی تا به امروز جهت شناسایی وارزیابی ریسک ایجاد و توسعه یافته اند که از میان آنها مطالعات HAZOP و آنالیز What If به رایج ترین روش های کیفی برای هدایت آنالیز مخاطرات فرآیند در صنایع فرآیندی تبدیل شده اند.

در این پژوهش، ایمنی فرآیند واحد GTG با روش های ارزیابی کمی و کیفی ریسک مورد بررسی قرار گرفت. این مطالعات بر اساس نقشه ها و داده های طراحی این واحد صورت پذیرفت و ارزیابی ریسک با استفاده ازترکیب تکنیک های HAZOP و What if برای انجام یک ارزیابی جامع مورد بررسی قرار گرفت چرا که شناسایی مخاطرات و مشکلات فرآیندی با استفاده از تنها یک روش پوشش دهی مناسبی را ایجاد نمی‌کرد. به علاوه ترکیب این دو روش ، به این دلیل که هردو ریشه در صنایع فرآیندی دارند، انتخاب گردید. لازم به ذکر است به منظور شناسایی دقیق تر مخاطرات و کاهش زمان مطالعه از نرم افزار PHA pro که با استفاده از سیستم های خبره طراحی گردیده است استفاده شد.

پس از شناسایی مخاطرات احتمالی گره ها و سیستم های مورد بررسی و ارزیابی آنها برای کنترل و جلوگیری از رخ داد چنین مشکلاتی راهکارها و پیشنهادات لازم ارائه گردید.
هم چنین با استفاده از خروجی های حاصل از مطالعات کیفی، پتانسیل های نشت و انتشار مواد شیمیایی در تمامی فرآیند بررسی گردید و در آخر با استفاده از نرم افزارPHAST مدل سازی پیامد و بررسی شکل های آتش سوزی اسکرابر سوخت توربین گازی انجام شد..

با توجه به مطالب ارائه شده در این پژوهش و بررسی عوامل آسیب رسان برای بهبود کارکرد و افزایش طول عمر مفید این واحد انجام توصیه های ارائه شده پیشنهاد می گردد.

کلید واژه ها: ایمنی فرآیند، ارزیابی کیفی، HAZOP، What if، مدل سازی نشت مواد شیمیای

فهرست مطالب

فصل اول: مقدمه و کلیات

۱-۱-بیان مساله ۲

۱-۲-شرح پروژه..... ٤

۱-۳-پیشینه ی تحقیق ۵

۱-۳-۱-مقالات فارسی..... ۵

۱-۳-۲-مقالات لاتین ۵

۱-٤-سوالات پژوهش..... ٦

۱-۵-فرضیات پژوهش ٦

۱-٦-اهداف پژوهش ٦

فصل دوم: شناسایی و ارزشیابی مخاطرات

۲-۱-ایمنی فرآیند..... ۸

۲-۲- جمع آوری اطلاعات..... ۱۰

۲-۳- شرح فرآیند واحدها ۱۰

۲-۳-۱- شرح فرآیند واحد DM..... ۱۱

۲-۳-۲-شرح دستگاه هوازدا ۱۳

۲-۳-۳- شرح دستگاه HRSG..... ۱۵

۲-۳-٤- شرح توربین گازی ۱۹

۲-٤- مطالعه مخاطرات فرآیندی به روش HAZOP ۲۰

۲-٤-۱- ملزومات روش HAZOP..... ۲۱

۲-٤-۱-۱- گروه HAZOP..... ۲۱

۲-٤-۱-۲- گره بندی ۲٤

۲-٤-۲- هدف و دلایل ضرورت HAZOP..... ۲۵

۲-٤-۳-دلایل فراگیر شدن روش HAZOP ۲٦

۲-۵- نقش عوامل انسانی در افزایش ریسک ۲۸

۲-٦-انجام مطالعات با استفاده از آنالیز WHAT IF ۲۸

فصل سوم: ارزیابی کمی ریسک و مدلسازی پیامد

۳-۱- بررسی کمی نقاط مخاطره آمیز ۳۱

۳-۱-۱- ارزیابی مخاطرات فرآیندی با استفاده از روش مدلسازی پیامد..... ۳۱

۳-۲- تشریح روش ارزیابی پیامد ۳۱

۳-۲-۱- روش DOW's Index: ۳۱

۳-۲-۱-۱- فاکتور ماده ۳۲

۳-۲-۱-۲- فاکتورهای مخاطرات عمومی فرآیندی ۳۲

۳-۲-۱-۳- فاکتورهای مخاطرات ویژه فرآیندی..... ۳۲

۳-۳- معرفی کوتاه انواع حوادث ۳۳

۳-۳-۱- حریق حوضچه ای..... ۳۳

۳-۳-۲- حریق ناگهانی ۳٤

۳-۳-۳- حریق گلوله‌ای و انفجار بخار مایع جوشان ۳۵

۳-٤- نحوه ی انجام محاسبات ۳٦

۳-٤-۱- نشت مواد..... ۳٦

۳-٤-۲- نشر مواد به محیط ۳٦

۳-۵- اجزای اصلی یک ارزیابی کمی ریسک ۳۷

۳-٦-شناسایی منبع خطر ٤۱

۳-۷-فرضیات جهت انجام مدلسازی ٤۲

۳-۸-مدل سازی با استفاده از نرم افزار PHAST ٤۳

فصل چهارم: نتایج ارزیابی

٤-۱-نتایج حاصل از مطالعات HAZOP..... ٤۷

٤-١-١-نتایج واحد DM.....٤٧

٤-١-٢-نتایج HRSG و Deaerator ٥٥

٤-١-٣-نتایج GTG.....٩٢

٤-٢-نتایج حاصل از مطالعات WHAT IF.....١٠٧

٤-٣-نتایج حاصل از مدلسازی نشت.....١٠٩

فصل پنجم: بحث و پیشنهادات

٥-١-پیشنهادات مطالعات HAZOP ١١٣

٥-٢-پیشنهادات آنالیز WHAT IF.....١١٤

٥-٣-پیشنهادات حاصل از مدلسازی ١١٦

فهرست جداول

جدول ۱ -۱نمونه ای از حوادث فرآیندی ۲
جدول ۱-۱-مقالات فارسی مرتبط ۵
جدول۱-۱ مقالات لاتین مرتبط..... ۵
جدول۲-۱ مشخصات توربین گازی..... .....۱۹
جدول ۲-۲ کلمات کلیدی مورد استفاده در تکنیک HAZOP ۲۳
چدول ۲-۳ پارامترهای مطالعات HAZOP شامل کلمات راهنما و انحرافات.....۲۳
جدول ۳-۱ رتبه بندی نقاط مخاطره آمیز.....۳۳
جدول۳-۲ تعاریف پارامترهای پاسکوویل.....٤۰
جدول ۳-۳ مقدار زبری نسبی نمونه برای مناطق مختلف.....٤۰
جدول ۳-٤ اطلاعات آب و هوایی شرکت پالایش نفت شهید تندگویان.....٤۱
جدول۳-۵ تجهیز انتخابی جهت مدل سازی نشت.....٤۲
جدول۳-٦ گروه های سایز نشتی برای محاسبات QRA ٤۳
جدول ٤-۱ پیامدهای فشار افزوده بر نفرات.....۱۱۲
جدول ۵-۱ برخی پیشنهادات حاصل از نتایج HAZOP.....۱۱٤

فهرست اشکال و نمودارها

شکل ۲-۱ فرآیند مدیریت ریسک ۹
شکل۲-۲ فرآیند بدون املاح کردن آب..... ۱۲
شکل ۲-۳ دستگاه هوازدا..... ۱۵
شکل ۲-٤ دستگاه HRSG..... ۱۸
شکل ۲-۵ نمای کلی ساختار توربین گازی..... ۲۰
شکل ۲-٦ ماتریس ریسک براساس شدت و احتمال..... ۲۵
شکل ۲-۷ دستورالعمل انجام مطالعات HAZOP..... ۲۷
شکل ۳-۱ حریق حوضچه ای ۳٤
شکل ۳-۲ حریق ناگهانی ۳٤
شکل ۳-۳ انفجار بخار مایع جوشان..... ۳۵
شکل ۳-٤ حریق گلوله ای ۳۵
شکل ۳-۵ نشت مواد شیمیایی با در نظر گیری عوامل طبیعی..... ۳۷
شکل ۳-٦ مراحل انجام ارزیابی ریسک به روش کمی ۳۸
شکل ۳-۷ تصویر و شرایط فرآیندی فیلتر گازی..... ٤٤
شکل ٤-۱ بیشترین غلظت حاصل از مواد رها شده در امتداد وزش باد..... ۱۱۰
شکل ٤-۲ شدت تابش حاصل از Jet Fire ۱۱۰
شکل ٤-۳ افزایش فشار حاصل از انفجار در بدترین حالت..... ۱۱۱
شکل ٤-٤ تابش ناشی از انفجار در بدترین حالت..... ۱۱۱
نمودار ۱-۱ دسته بندی حوادث بین سالهای ۱۹۲٦-۱۹۹۷..... ۳
نمودار ۱-۲ سهم حوادث فرآیندی منجر به فوت..... ۳
نمودار۱-۳ مراحل ارزیابی ریسک..... ٤

فصل اول:

مقدمه و کلیات

۱-۱-بیان مساله

سال‌ها از صنعتی شدن بشر می‌گذرد. در این سال‌ها تجربه واحدهای صنعتی و به ویژه شیمیایی نشان داده است که مخاطرات عملیاتی و فرآیندی جزء لاینفک واحدهای شیمیایی هستند.تعداد انفجارها، حوادث و مخاطرات در ابتدای انقلاب صنعتی به حدی زیاد بود که بشر را به فکر واداشت که همراه پیشرفت تکنولوژی، باید به دنبال افزایش سطح ایمنی واحدها نیز باشد. زیرا در صورت عدم توجه به مسائل ایمنی، شدت مخاطرات بالا و صدمات ناشی از حوادث فرآیندی غیر قابل جبران خواهد بود. در جدول زیر نمونه ای از حوادث فرآیندی دیده می‌شود:

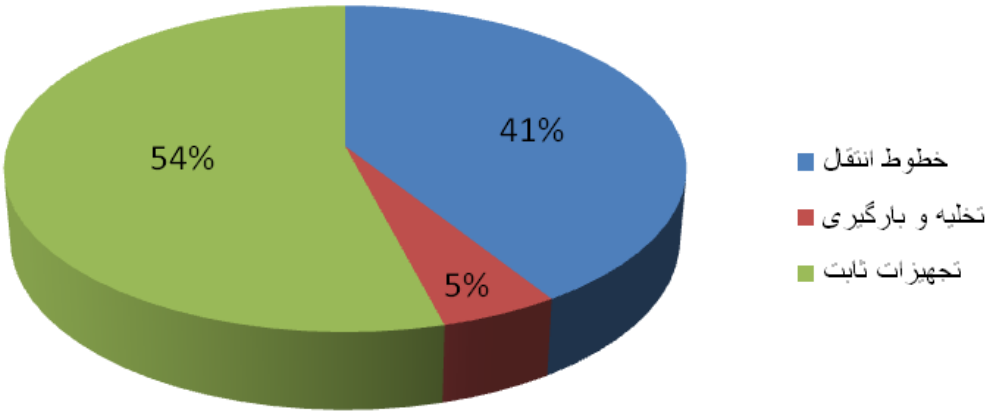
جدول ۱-۱نمونه ای از حوادث فرآیندی

محل حادثه	سال وقوع	عامل حادثه	میزان خسارت مالی	میزان خسارت جانی
کارخانه پتروشیمی flixborough	۱۹۷٤	شکستن خط کنار گذرراکتور۵-این خط برای bypass رآکتور طراحی شده بود	٤۸میلیون دلار	۲۸کشته
مخازن توزیع pemex	۱۹۸٤	انفجار در هنگام تخلیه LPG	تخریب بیش از ۲۰۰۰خانه	۵٤۲کشته ٤۸۲۸زخمی
بوپال هند	۱۹۸٤	آزاد شدن متیل ایزو سیانات(MIC)	عدم تخریب فیزیکی	۱۵۰۰۰کشته ۳۰۰۰۰۰زخمی
اسکله نفتی piper Alfa	۱۹۸۸	NGL	۱/۲میلیارد دلار	۱٦۵کشته

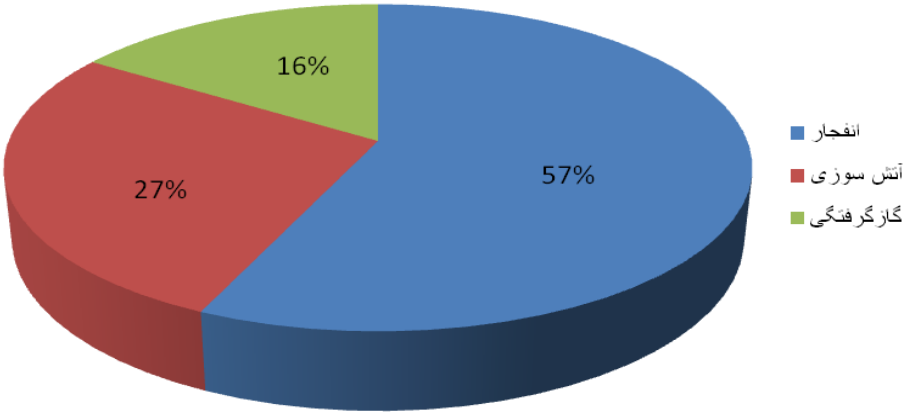
حوادث فرآیندی و افزایش ظرفیت‌های فرآیندهای شیمیایی، طراحان را برآن داشت که ضمن ایجاد استانداردهای جدید با اضافه نمودن بندهای جدید به استانداردهای قدیمی، سیستم‌های ایمنی را بررسی، طراحی مجدد و تقویت نمایند. به طوریکه امروزه براساس قوانین ایمنی، مهندسان طراح ملزم به رعایت حداقل‌های استاندارد در طراحی دستگاه‌ها و فرآیندهای شیمیایی می‌باشند و در صورت ایجاد حادثه به دلیل عدم رعایت استانداردها، مسئول اصلی حادثه، طراح می‌باشد.

بدیهی است در واحدهایی که ماهیت خطرناکتری دارند، رعایت مسائل ایمنی در طراحی و بهره برداری از واحدها با دقت و جدیت بیشتری دنبال می‌شود.(۱)

در همین سالها با توجه به آماری که توسط مجله Faisal ارائه گردیده ۳۲۲۲ حادثه بین سال‌های ۱۹۹۷-۱۹۲٦ در واحدهای صنعتی رخ داده است که احتمالا به علت عدم گزارش بعضی از آن‌ها، این رقم بیشتر از این مقدار اعلام شده خواهد بود. همانطوریکه در شکل زیر مشاهده می‌شود، ۱۷٤٤ حادثه مربوط به حوادث تجهیزات ثابت (حدود ٥٤٪)، ۱۳۲۰ حادثه مربوط به حوادث انتقال مواد (حدود٤١٪) و ۱٦۰ حادثه (حدود ٥٪) مربوط به حوادث دیگر در هنگام بارگیری و تخلیه بوده است(۲)



نمودار۱-۱دسته بندی حوادث بین سال های ۱۹۹۷-۱۹۲٦



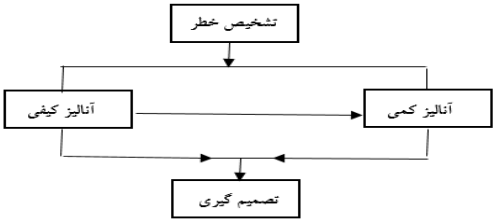
نمودار ۱-۲ سهم حوادث فرآیندی منجر به فوت

برای جلوگیری از ایجاد مخاطرات باید ابتدا مخاطرات را شناسایی و سپس ارزیابی نمود که به این منظور از روش‌های مختلفی استفاده می‌شود که در فصل های بعدی این پژوهش به آن‌ها اشاره خواهد شد. اما ابتدا با برخی از اصطلاحات لازم آشنا می‌شویم:

ریسک: به همه پارامترهای بالقوه ای که می‌توانند تهدیدی برای ایمنی فرآیند، سیستم یا پروژه باشند.

۱-۲-شرح پروژه

ریسک در همه‌ی فعالیت های انسان وجود دارد و ما ناخودآگاه و بر اساس تجربیات گذشته همواره در حال اجرای مدیریت ریسک در زندگی می‌باشیم. مدیریت ریسک فرآیندی دینامیک بوده و بیانگر شناسایی، آنالیز، ارزیابی و کنترل اقتصادی انواع ریسک ها می‌باشد. بنابراین به منظور برقراری یک نظام مدون مدیریت ریسک ابتدا لازم است قلمرو و گستردگی مطالعه ریسک مشخص شود تا اطلاعات متناسب با آن جمع آوری گردد. هرچه کیفیت اطلاعات بهتر باشد نتایج حاصله از مدیریت ریسک با واقعیت هم‌خوانی بیشتری خواهد داشت. در مرحله‌ی اول باید مخاطرات آشکار و پنهان را درمحدوده‌ی موردنظر شناسایی نمود. به این مرحله شناسایی ریسک [۱]می‌گویند. پس از شناسایی مخاطرات در مرحله‌ی قبل باید در مرحله‌ی دوم ارزش هرکدام از ریسک ها تعیین شود. به این مرحله آنالیز کیفی ریسک [۲]می‌گویند. برای آنالیز کمی ریسک باید حوادث را مدلسازی نمود و احتمال رخداد هر حادثه را به دقت محاسبه کرد. به این اقدامات آنالیز کمی ریسک[۳]می‌گویند. پس از شناسایی ریسک ها و آنالیز کیفی و کمی ریسک باید بر اساس نتایج به دست آمده تصمیم گیری نمود. به مجموع مراحل شناسایی مخاطرات، آنالیز کمی و کیفی ریسک که تصمیم گیری مدیریت براساس آن‌ها انجام می‌شود، ارزیابی ریسک [۴]می‌گویند(۱). در فصل های دیگر به تفکیک با این روند آشنا خواهیم شد.



نمودار۱-۳ مراحل ارزیابی ریسک

[۱] Risk Identification
[۲] Qualitative Risk Analysis
[۳] Quantitative Risk Analysis
[۴] Risk Assessment

۱-۳-پیشینه ی تحقیق

۱-۳-۱-مقالات فارسی

جدول ۱-۲-مقالات فارسی مرتبط

سال انتشار	عنوان مقاله	نویسندگان	محتوا
۱۳۹٤	بررسی مخاطرات فرآیندی واحد تامین آب Utilityپالایشگاه پنجم مجتمع گاز پارس جنوبی با استفاده از تکنیک HAZOP	وحید عزیزنژاد و همکاران	مطالعه هزوپ فرآیندی واحد تاسیسات پارس جنوبی[۳]
۱۳۹٤	شناسایی و ارزیابی ریسک مخاطرات شرکت دیرگداز گناباد با استفاده از تکنیک هزوپ	آمنه جاری و همکاران	مطالعه هزوپ شرکت دیرگداز[٤]
۱۳۹٤	شناسایی وارزیابی مخاطرات فرآیندی ایستگاه تقویت فشار ضعیف گاز شماره ۲ گچساران با استفاده از تکنیکHAZOP	حامد کیایی و همکاران	مطالعه هزوپ فرآیندی ایستگاه تقویت فشار گچساران[٥]
۱۳۹۲	ارزیابی ریسک های زیست محیطی واحد ۰٤ (نفت سفید/نفت گاز)شرکت پالایش نفت بندر عباس با استفاده از روش HAZOP	دکتر فام و همکاران	مطالعه زیست محیطی شرکت پالایش نفت با روش هزوپ [٦]

۲-۳-۱-مقالات لاتین

جدول۱-۳ مقالات لاتین مرتبط

سال انتشار	عنوان مقاله	نویسندگان	محتوا
۱۹۹۷	OptHAZOP—an effective and optimum approach for HAZOP study	Faisal I. Khan and S. A. Abbasi	ارایه الگوی بهینه جهت انجام مطالعات هزوپ[۷]
۲۰۱۱	Conducting HAZOPs in continuous chemical processes	Jordi Dunjó and etc/	ارایه مدلی برای تخمین مدت زمان مطالعلت و ارایه سلسله مراتب ساختاری گره ها[۸]
۲۰۱۲	HAZOP study training from the 1970s to today	Brian J. Tyler	بررسی مراحل آموزش مطالعات هزوپ و سیر تکاملی آن، مقایسه و ارزیابی[۹]
۲۰۱۲	HAZOP study with qualitative risk analysis for prioritization of corrective and preventive actions	.Kotek and etc	بررسی تکنیک ارزیابی کیفی ریسک [۱۰]

۱–۴–سوالات پژوهش

۱.علل انحراف پارامتر های عملیاتی در فرآیند واحد GTG چیست ؟

۲. ابزار کنترلی در واحد فرآیندی GTG برای کاهش ریسک مخاطرات کدام اند؟

۳. پیشنهادات سازنده جهت ارتقا ایمنی فرآیند چه می باشند؟

٤. نقاط دارای پتانسیل نشت جهت مدلسازی پیامد نشت و انتشار کدامند؟

۱–۵–فرضیات پژوهش

۱–به نظر می رسد خطاای انسانی اپراتور مهمترین دلیل انحراف فرآیند است

۲–توربین های گازی فرآیند پرخطرترین تجهیزات واحد GTG است

۳–تجهیزات تحت فشار یکی از پتانسیل‌های مهم نشت در فرآیند هستند.

٤–الزام محافظت از حریق تجهیزات در اولویت های ارتقاء ایمنی واحد نیست

۱–۶–اهداف پژوهش

هدف آرمانی:

- ارتقای ایمنی واحد GTG پالایشگاه تهران از طریق ارایه راهکار

اهداف اصلی:

- تشخیص انحراف پارامتر های عملیاتی محتمل در واحد GTG پالایشگاه تهران که می تواند باعث عملیات نامطلوب یا ایجاد مخاطره گردد.
- ارزیابی عواقب این انحرافات
- ارایه ابزار کنترلی مناسب

اهداف فرعی :

- شناسایی نقاط پر خطر واحد GTG

فصل دوم:

شناسایی و ارزشیابی مخاطرات

۲– ۱– ایمنی فرآیند

تکنیک آنالیز مخاطرات فرآیندی[۱]برای اولین بار در اوایل دهه ۵۰ میلادی در ایالات متحده آمریکا برای آنالیز ایمنی موشک‌های با پیش برنده مایع به کارگرفته شد(۱۱). این روش توسط صنایع هوانوردی این کشور به صورت قانونمند درآمده و به وسیله شرکت بوئینگ تحت نام فعلی نامگذاری شد. پس از این کاربرد این تکنیک به صنایع مختلف ازجمله صنایع شیمیایی، هسته ای و غیره گسترش یافت. یکی از روش‌های موثر در مدیریت خطرات تجزیه و تحلیل خطرات می‌باشد که خطرات موجود در فرآیند شناسایی می‌شوند و سپس ارزیابی و کنترل می‌شوند، با انجام این عمل کارفرما در جاهایی که مخاطره آمیز هستند در جهت اجرای ایمنی فرآیند اقدامات مفیدی را می تواند اتخاذ کند در واقع هدف PHA تجزیه و تحلیل عوامل و عواقب حوادث آتش سوزی، انفجار، نشرمواد شیمیایی سمی یا آتش زا و مواد شیمیایی خطرناک می باشد و بررسی تجهیزات، ابزارها، عوامل انسانی و عوامل خارجی که سبب آسیب در فرآیند می‌شوند مورد بررسی قرار می‌دهد(۱۲). متدهای PHA:

- ✓ روش" چه می‌شود اگر" [۲]
- ✓ روش چک لیست[۳]
- ✓ روش "چه می‌شود اگر"و چک لیست
- ✓ روش مطالعه مخاطرات و راهبری آن‌ها [٤]
- ✓ تجزیه و تحلیل آثار و حالت خطا[٥]
- ✓ روش تجزیه و تحلیل درختی خطا [٦]

با توجه به موارد فوق می‌توان گفت PHA یک آنالیز ایمنی سیستماتیک است که برای شناسایی مناطق ایمنی بحرانی جهت ارزیابی خطرات مهم و شناسایی الزامات طراحی ایمنی سیستم مورد

---

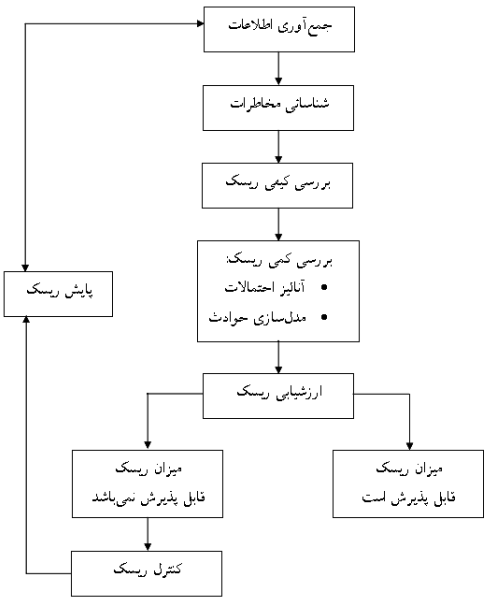
[۱] Process Hazard Analysis
[۲] What If
[۳] Check list
[٤] HAZOP
[٥] FMEA
[٦] FTA

استفاده واقع می‌شود. با انجام این مطالعه لیستی از خطرات غیر قابل چشم پوشی و یک ارزیابی از ریسک‌های باقیمانده پس از اعمال اقدامات پیشگیرانه فراهم می‌شود. این فهرست شامل ارزیابی کیفی و نه کمی از ریسک می‌باشد که اغلب به صورت لیست جدول‌بندی شده از اقدامات پیشگیرانه با تعریف کیفی میزان اثربخشی قابل پیش بینی ارائه می‌گردد(۱۳).

آنالیز مقدماتی خطر معمولاً اولین تلاش در فرایند آنالیز ایمنی سیستم به منظور شناسایی و طبقه بندی خطرات مرتبط با فعالیت یک سیستم، فرایند یا روش کار است که ترجیحاً در فاز توازن و ایده و تفکر از چرخه عمرسیستم اجراء می‌شود(۱۱).

همانطور که در فصل قبل اشاره شد مراحل ارزیابی ریسک شامل موارد زیر است:

- ✓ شناسایی ریسک
- ✓ ارزیابی کیفی (شامل اجرای روش های PHA همچون HAZOP, What If و ...)
- ✓ ارزیابی کمی (شامل مدل سازی پیامد حوادث و محاسبه تکرار پذیری حادثه)



شکل ۲-۱ فرآیند مدیریت ریسک(۱)

مطابق با همین ترتیب مراحل اجرای این پروژه به ٤ مرحله‌ی کلی تقسیم می‌گردد:

۱. جمع آوری اطلاعات نظیر نقشه های فرآیندی و ابزار دقیق

۲. تجزیه و تحلیل اطلاعات شامل شرح فرآیند

۳. مطالعه HAZOP روی واحد مورد نظر برای شناسایی نقاط مخاطره آمیز

٤. بررسی کمی نقاط مخاطره آمیز از لحاظ :

- نشت و نشر مواد
- مدلسازی مناطق پرخطر با نرم افزار PHAST

۲-۲- جمع آوری اطلاعات

بدین منظور ابتدا بررسی اولیه در جهت گردآوری اطلاعات در فرمت‌های مناسب انجام شده و در یک برنامه منسجم سعی می‌گردد تا اطلاعات لازم به صورت کامل جمع آوری گردد تا میزان خطا و دوباره کاری در انجام پروژه به حداقل برسد. در این راستا موارد ذیل استخراج می شود:

۱- نقشه های جریانات فرآیندی یا PFD

۲- نقشه های لوله کشی و ابزار دقیق یا P&ID

۳- شرح فرایند و شرح کارکرد تجهیزات

٤- لیستی از مشخصات طراحی تجهیزات و دستگاه های فرآیندی

۵- نقشه چیدمان و جانمایی واحد فرآیندی

٦- اطلاعات جامع مواد شیمیایی و مشخصات آنها نظیر برگه اطلاعات ایمنی مواد(MSDS)

۲-۳- شرح فرآیند واحدها

شرح فرآیند واحدها به کمک تجزیه و تحلیل اطلاعات و نقشه های واحد و تجهیزات و راهنمایی از مسئولین واحد ها به دست آمد.

۲-۳-۱- شرح فرآیند واحد DM

واحد DM یکی از واحدهای فرآیندی پالایشگاه تهران است که به منظور تامین آب بدون املاح [۱]و ارسال آن به واحد بخار ایجاد شده است.آب خروجی این واحد دارای سختی بسیار پایین (۰,۰۵ ppm) وهم‌چنین سیکل عملیاتی این واحد به صورت ناپیوسته [۲]می‌باشد .

**اولین نکته قابل ذکر در این واحد این است که آب اولیه یا خام[۳]این واحد آب شهری بوده و به دلیل عدم وجود پروسه تصفیه اولیه استفاده از آب چاه یا دریا امکان پذیر نیست .

آب خام یا اولیه در مخازنی با ظرفیت m^3 ۱۵۰۰۰ نگهداری شده و سپس توسط پمپ هایی به دو خط تولید ، هرکدام به ظرفیت m^3/hr ۲۰۰ وارد می شوند و در اولین قدم به فیلترهای زغال فعال [۴]منتقل شده که تصفیه ی فیزیکی شامل حذف رنگ ،بو و ... برروی آب صورت می‌گیرد در این مرحله آب از بالا وارد شده و از قسمت پایین فیلترها خارج می‌شود.

پس ار مرحله تصفیه فیزیکی آب وارد مرحله ی کاتیون گیر [۵]می‌شود در این مرحله تمامی یون های مثبت آب نظیر کلسیم ، منیزیم و...از آن جدا می‌شود. فشارعملیاتی تقریبی برج کاتیون گیر حدودا bar ۲ است . جهت حرکت آب از پایین به بالاست که اصطلاحا به آن شناور[۶]گفته می شود.این روش مزیت هایی همچون ظرفیت تولید بالا در مدت زمان کمتر را داراست. این برج شامل دو قشر رزین قوی و ضعیف است که قشر رزین ضعیف به دلیل مقاومت در برابر شوک گرمایی در بستر پایین و قشر رزین قوی در بستر بالا قراردارد. خروجی این مرحله حاوی آبی با PH=3 می‌باشد .

عبور آب از بستر کاتیونی سبب تولید HCO_3 در آن می شود که به دلیل ایجاد خوردگی و مشکل در مسیر تولید در مرحله ی بعدی به وسیله ی گاززدا [۷]کربن دی اکسید از آب خارج شده و تنها OH باقی می‌ماند.

مرحله ی بعدی ورود آب به برج آنیون گیر است که در آن یون های منفی نظیر سیلیس از آب گرفته شده این برج نیز شامل دو بستر (قشرهای رزین آنیونی قوی و ضعیف) است و همانند برج کاتیون گیر جهت حرکت آب از پایین به بالاست .آب خروجی ازین مرحله دارای PH=۹، میزان سیلیس کمتر از ppb ۱۰۰و conductivity=0.5 میکرو زیمنس است .

---

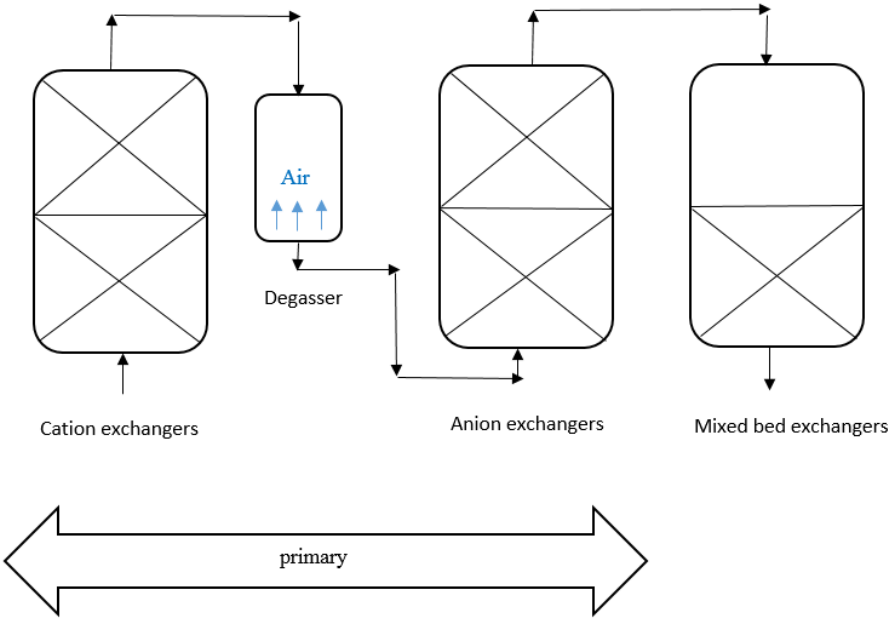
[۱] Demineralized water
[۲] batch
[۳] raw water
[۴] Active carbon
[۵] Cation exchangers
[۶] fluidize
[۷] Degasser

به این سه مرحله (کاتیون گیر،آنیون گیر و گاززدا) مقدماتی[1] گفته می شود.

در صنایعی همچون نفت و پتروشیمی به دلیل حساسیت بالا علاوه بر مقدماتی یک مرحله ی دیگر به نام مبادله کننده بستر مختلط[2] جهت حصول اطمینان از عدم وجود یون های مثبت و منفی در آب در نظر می‌گیرند این برج شامل رزین های کاتیونی و آنیونی است و جهت آب در آن از بالا به پایین است. آب خروجی از این مرحله دارای PH=6 ، مقدار سیلیس کمتر از ۲۰ppb و conductivity =0..05 میکرو زیمنس است.

** هر ۴۰۰۰m۳ تولید در مقدماتی خط به صورت اتوماتیک به دلیل خسته شدن[3] رزین ها از سرویس خارج شده و باید احیا شود هر ده بار که مقدماتی احیا می‌شود یکبار بستر مختلط باید احیا شود در واقع چرخه تولید بستر مختلط، m^3 ۴۰۰۰۰ می‌باشد .

**کلیه عملیات تولید به صورت اتوماتیک از طریق PLC و تجهیزات ابزار دقیق و اتاق کنترل انجام می‌پذیرد در عین حال می‌تواند به صورت دستی یا نیمه دستی نیز انجام شود .



شکل۲-۲ فرآیند بدون املاح کردن آب

برای عملیات احیا از اسید سولفوریک ۹۹٪ برای رزین های کاتیونی و کاستیک سودا ۵۰٪ برای رزین های آنیونی پس از رقیق سازی استفاده می‌شود. اسید زنی در دو مرحله ی غلظت کم[4] و

[1] primary
[2] Mixed bed exchanger
[3] Exhaust
[4] Low concentration

غلظت زیاد[1]صورت می‌گیرد زیرا اگر مستقیما اسید با غلظت بالا تزریق شود یون‌های کلسیم آزاد شده فوق اشباع شده و ته نشین می‌گردند. رزین های آنیونی نیز پس از مدت زمان مشخصی از تزریق سود احیا شده تا سختی کل [2]به ۱۰۰ppm برسد. برای احیای بستر مختلط ابتدا به وسیله ی تزریق جریان ، جداسازی رزین ها به دلیل اختلاف دانسیته صورت گرفته و رزین های کاتیونی در پایین و رزین های آنیونی در بالای برج تجمع پیدا کرده سپس سود از بالا و اسید از پایین تزریق شده تا احیای رزین ها انجام شود. لازم به ذکر است آب حاصل از احیای رزین ها به وسیله ی کالکتور میانی تخلیه شده و در مرحله پایانی رزین ها شستشو داده می‌شوند.

۲-۳-۲-شرح دستگاه هوازدا

هوازدا[3]دستگاهی است که به منظور حذف گازهای نامحلول اکسیژن و دی اکسید کربن مورد استفاده قرار می‌گیرد. در دیگ‌های بخار توصیه می‌گردد جهت جلوگیری از پدیده خوردگی همواره از وارد نمودن آب حاوی اکسیژن به داخل آن‌ها پرهیز گردد اکسیژن محلول در آب همواره از عوامل خورنده سطوح انتقال حرارت در دیگ‌های بخار می‌باشد که این نوع خوردگی از نوع حفره ای[4]است. فعل و انفعالات خوردگی اکسیژن و خاصیت خود کاتالیزوری آن، واکنش الکتروشیمیایی و پیچیده ای را که به ایجاد حفره منجر شده ایجاد می‌کند هم چنین هر چه گاز دی اکسید کرین موجود در آب بیشتر شود PH آب دیگ کاسته شده و محیط خاصیت اسیدی پیدا می‌کند که این خود یکی از عوامل افزایش سرعت خوردگی خواهد بود.

به منظور تقلیل گازهای نامحلول در آب می توان با افزایش دمای آب میزان حلالیت را به میزان قابل قبولی کاهش داد. میزان حلالیت گازهای در آب با دما رابطه معکوس دارد. هرچه دمای آب دی اریتور به ۱۰۰ درجه سانتیگراد نزدیکتر باشد میزان گازهای محلول در آب به صفر نزدیک‌تر می‌شود.

به منظور افزایش دمای آب هوازدا از بخار کم فشار[5]تولیدی دیگ بخار استفاده می‌شود. بدین معنی که بخشی از بخار دیگ را متناسب با ظرفیت هوازدا، پس از تقلیل فشار به قسمت پایین برجک هوازدا وارد می‌کنند همچنین آب ورودی حاصل از واحد DM را از نازل بالای برجک بر روی سینی های انتقال حرارت و انتقال جرم درون برجک می ریزند. آب از سمت بالا بر

[1] High concentration
[2] total hardness
[3] deaerator
[4] Pitting
[5] Low Pressure steam

روی سینی ها ریخته و بخار از سمت پایین به بالا حرکت نموده(جریان معکوس) و در روی سینی ها فرایند انتقال جرم و انتقال حرارت انجام می شود به عبارت ساده تر پس از عبور آب از روی سینی ها دمای آن بالا رفته و گازهای نامحلول آن کاسته می‌شود.

در درون مخزن هوازدا نیز تزریق بخار پیش گرمکن در نظر گرفته شده که در مواقع اضطراری و زمان‌هایی که دمای آب هوازدا کاهش یافت با تزریق مستقیم بخار به درون مخزن بتوان دمای آب را تا حد قابل قبول افزایش داد.

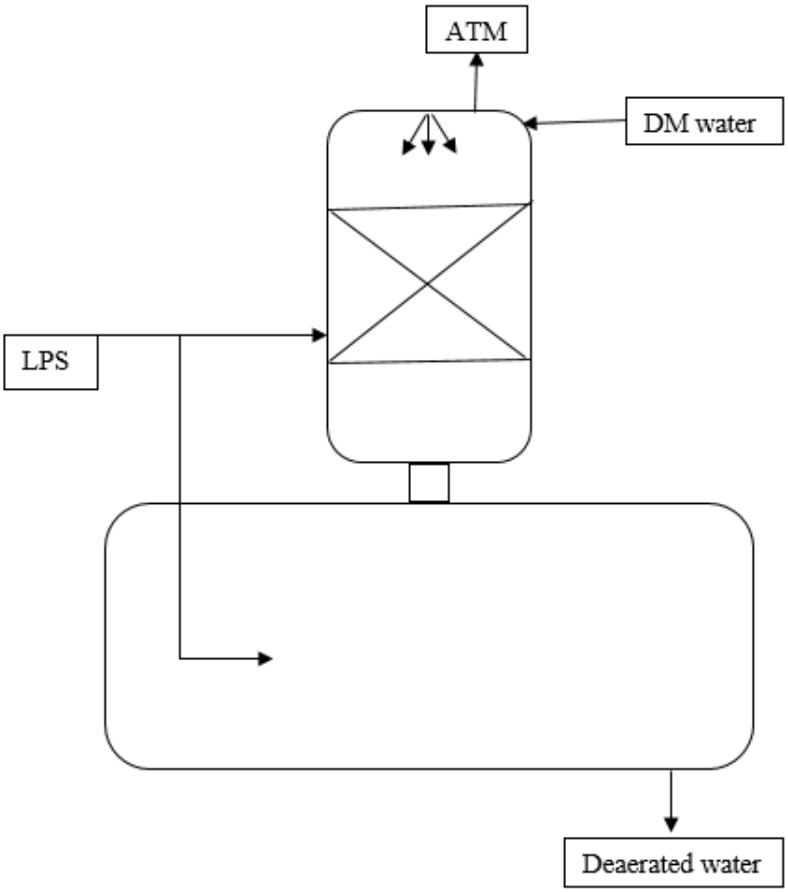
نکته قابل توجه درنصب هوازدا ارتفاع مناسب و با فاصله محاسبه شده از پمپ دیگ بخار[1] است تا از کاویتاسیون احتمالی جلوگیری به عمل آید.

نحوه عملکرد هوازدا

اگر مایعی در دمای اشباع آن باشد میزان انحلال گاز در آن تقریبا به صفر می رسد . این در حالی است که مایع باید دارای تلاطم بسیار بالایی باشد یا باید به جوش آید تا اطمینان کاملی از خروج تمامی گازها حاصل گردد.

در قسمت بالایی برجک هوازدا با اسپری شدن آب و عبور از تعدادی سینی سوراخ دار و تبدیل شدن به قطرات ریز حاصل می‌شود و آب بسیار راحت تر، اکسیژن محلول خود را از دست می دهد . این اتفاق سطح بسیار زیادتری را نسبت به جرم آب به آن اختصاص می دهد که انتقال حرارت از بخار به قطرات را سریع می کند و جدا سازی اکسیژن را ساده می سازد و این گازها به وسیله ی بخار مازاد از خروجی بالای دیگ در دمایی کمتر از دمای اشباع خارج می‌گردند.این موضوع که، مخلوط بخار و گازهای اضافه در درجه حرارت پایین تری از نقطه ی جوش (دمای اشباع) در فشار می باشد، به ما کمک می کند تا بتوانیم از یک خروجی با کنترلر ترموستاتی استفاده کنیم تا هوازدایی صورت گیرد. سپس آبی که عملیات جدا سازی بر روی آن انجام گرفته به داخل مخزن هوازدا سرریز می‌گردد.

[1] Boiler Feed Water



شکل ۲-۳ دستگاه هوازدا

۲-۳-۳- شرح دستگاه HRSG

باتوجه به راندمان پایین سیستم‌های توربین گازی، گرمای بسیار زیادی از طریق دودکش این نوع توربین ها به هدر می‌رود. لذا برای افزایش راندمان و بهره وری بیشتر در خروجی هرواحد GTG تجهیزی به نام HRSG[1] برای بازیافت انرژی گرمایی تلف شده استفاده گردیده است. به این ترتیب که دود خروجی از توربین گازی به سمت یک واحد HRSG هدایت شده و در اثر انتقال حرارت بین آب DM موجود در سیستم HRSG آن را به بخار تبدیل نموده و دود خروجی سردتر و با دمای نسبتا قابل قبولی به جو تخلیه می‌شود و از این طریق بازده گرمایی و در نتیجه راندمان افزایش می‌یابد. هم چنین اثرات مخرب زیست محیطی را کاهش می‌دهد.

[1] Heat Recovery and Storage Genarator

تعداد دستگاه های HRSG سه عدد است که هرکدام ظرفیت تولید بخار با حداکثر جریان ۳۷,٦۱۰ تن بر ساعت، فشار ٤۰بار و دمای ۳۷٤ سانتیگراد را دارد. هر HRSG از سه بخش اصلی زیر ساخته شده است:

HP Super heater

HP Evaporator

HP Economizer

هر HRSG از تجهیزات زیر ساخته شده است:

- داکت خروجی توربین و ورودی به HRSG
- By Pass Stack همراه با Platforms
- By Pass Damper
- Guillotine Damper
- By Pass Stack Silener
- Module Assembly
- Steam Drum
- داکت خروجی به سمت Main Stack
- Main Stack همراه با Platforms
- مسیرهای عبور برای پرسنل
- Expansion Joint
- خطوط مربوط به بخار و آب از نقاط داخلی تا باتری لیمیت
- دی سوپر هیتر
- خطوط و انصالات بین قسمت های مختلف داخلی
- تجهیزات ابزار دقیق

شرح فرآیند HRSG:

آب پس از اکسیژن زدایی وارد فید تانک (یرای ذخیره سازی آب BFW در نظر گرفته شده است) شده که مجددا در مجاورت بخار آب، گرمتر شده و دمای آن به ۱۰۵ درجه سانتیگراد می‌رسد، سپس توسط فید پمپ‌ها به سمت HRSG با جریان ٦۵ مترمکعب بر ساعت و دمای ۱۰۵ درجه سانتیگراد ارسال می‌شود.

پمپ‌های BFW آب مورد نیاز هر HRSG را تامین می‌نماید . این پمپ ها مجهز به مسیر Min-Flow می‌باشد که این مسیر ها بطور مجزا به فید تانک تزریق می‌گردد. آب BFW توسط هرسه

فید پمپ به هدر آب BFW انتقال میابد. فشار هدر از طریق ترانسمیتر سنجیده و درصورت افت فشار سیگنال "سرویس آمدن فید پمپ ذخیره" صادر و پمپ آماده باش در سرویس قرار می‌گیرد. از هدر BFW به سمت هر HRSG یک انشعاب گرفته شده است. یک انشعاب هم برای اسپری کردن آب درکولر گرفته شده است، تا دمای بخار ورودی به هوازدا و فید تانک را متناسب با نیاز تنظیم نماید.

آب ارسالی به سمت HRSG ها پس از اینکه جریان آنها تنظیم گردید، وارد HP Economizer می‌شود و در مجاورت غیرمستقیم گازهای خروجی توربین گازی گرم شده.

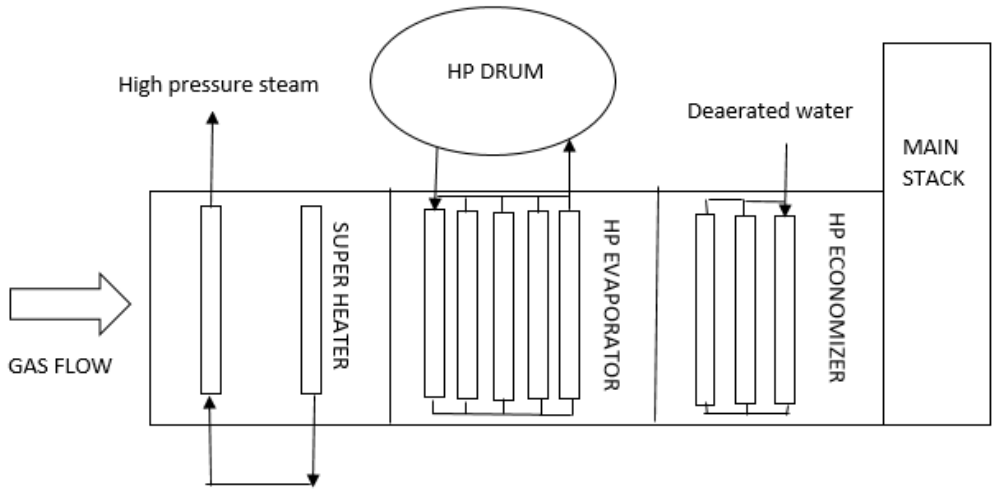
برروی درام بخار نیز تجهیزات ابزار دقیقی برای کنترل دما، فشار و سطح نصب شده است. هم‌چنین شیرهای ایمنی جهت کنترل فشار داخل HRSG نیز نصب گردیده است. آب موجود در درام بخار از طریق خطوطی به HP Evaporator منتقل می‌شود که این ماژول نیز در مجاورت غیر مستقیم دود خروجی قرار دارد که در اثر تبادل حرارت آب با دود خروجی، آب به بخار تبدیل شده و وارد درام بخار می‌شود. در داخل درام، بخار اشباع و آب در حال تعادل ترمودینامیکی می‌باشند. سطح آب موجود در درام بخار با شیرهای کنترل موجود برمسیر آب ورودی به درام بخار کنترل می‌شوند و برای جداسازی بخار از آب در درام بخار یک سری سیکلونهای جداکننده وجود دارد و بخار پس از جداسازی از آب، برای خشک شدن به سمت مرحله‌ی اول سوپرهیتر هدایت می‌شود. در ابن قسمت با دود خروجی تبادل حرارت می‌نماید و به بخار خشک تبدیل می‌شود. چون دمای بخار در این مرحله نسبتا زیاد می‌باشد، وارد دی سوپر هیتر شده و با اسپری مقداری آب BFW، دمای آن را کاهش می‌دهد و مجددا به مرحله‌ی دوم سوپر هیتر برای خشک شدن ارسال می‌گردد و نهایتا بخار خشک برای استفاده در واحدهای تولیدی به هدر بخار ارسال می‌شود.

دود خروجی GTG از طریق داکتی که به وسیله‌ی Exp.Joint به HRSG متصل شده، وارد می‌شود. فشار و دمای دود ورودی به HRSG توسط ترانسمیترها اندازه گیری شده و به سیستم کنترل مخابره می‌شود تا در صورتیکه فشار و دما مناسب برای HRSG تشخیص داده شد سیگنال بسته شدن دمپر به مسیر فرعی صادر و آن را بسته نگه می‌دارد و مسیر دود خروجی به سمت HRSG ادامه می‌یابد. درواقع سیستم کنترل مسیر دود خروجی از GTG را به سمت HRSG یا به سمت By Pass Stack توسط Diverter Damper وGuillotion Damper هدایت می‌کند.

باتوجه به موقعیت قرار گرفتن Diverter Damper به سمت HRSG و یا به سمت By Pass Stack، مسیر هوای عایق توسط شیر کنترل همان قسمت باز می‌شود و اطراف آن را عایق می‌کند تا دود خروجی از GTG در مسیر مورد نظر جریان پیدا نکند. در زمان مسدود شدن مسیر By Pass Stack با عایق کردن اطرافDiverter Damperاز اتلاف انرژی از طریق By Pass Stack جلوگیری می‌شود، و در هنگامی که مسیر HRSG را مسدود می‌کند با عایق کردن اطراف Diverter Damper از نفوذ حرارت به داخل HRSG جلوگیری کرده و شرایط ایمن را برای تعمیرات و پرسنل ایجاد می‌کند.

سیستم کنترل HRSG، هرگاه GTG نقص پیدا کند و یا فشار درام بخار از مقدار مجاز افزایش پیدا کند، به طور اتوماتیک مسیر Diverter Damper را به سمت مسدود کردن HRSG تغییر موقعیت داده و دود خروجی را به سمت By Pass Stack هدایت می‌کند. هم‌چنین این سیستم کنترل در شرایطی که جریان آب توسط پمپ‌های FWP به هر دلیل کاهش پیدا کند درحالت Load Run Back 30% قرار می‌گیرد تا در اثر کمبود آب در داخل خطوط، از آسیب دیدن آن‌ها جلوگیری نماید.

برای کاهش صدای دود خروجی از GTG، درون By Pass Stack یک عدد silenser تعبیه شده که با Exp.Joint به By Pass Stack متصل شده است.



شکل ۲-٤ دستگاه HRSG

۲-۳-۴- شرح توربین گازی

به طور کلی می توان گفت توربین گازی یک ماشین دوار است که براساس انرژی ناشی از احتراق کار می کند. و دارای انواع محتلفی است که بر اساس کارکرد هریک تقسیم بندی می‌شوند. توربین گازی مورد بحث در این پژوهش مدل Hitachi کلاس H-25 است که برخی ویژگی های آن در جدول شماره ی ۱ آورده شده است.

جدول ۲-۱ مشخصات توربین گازی

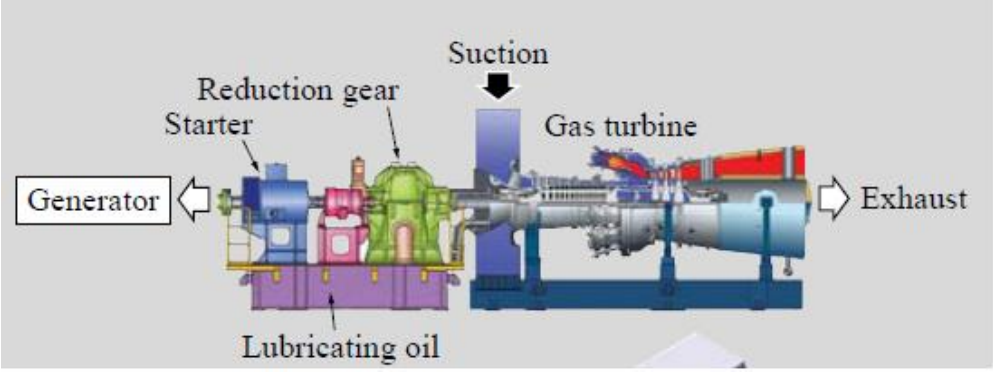
نوع سوخت	گاز طبیعی
توان خروجی	۳۱MV
بازدهی	۳٤/۸٪
دبی جریان هوا در ورودی کمپرسور	۹۲/٤ kg/s
دمای گاز خروجی	٥٦٤C

این توربین از نوع سیکل ساده ی[۱]تک محور[۲]است که دارای قابلیت های همچون:

- قرارگیری ایده آل برای عملیات پیوسته
- قابلیت اطمینان بالا
- زمان راه اندازی ۱۵ تا ۲۰ دقیقه ای از زمان جرقه زنی تا رسیدن به بار اسمی
- توانایی رسیدن به بالاترین سطح بازدهی گرمایی در زمان همگام سازی با HRSG است.

همانطور که می دانیم توربین گازی از قسمت های مختلفی همچون سیستم هوای ورودی، کمپرسور، سیستم احتراق، توربین، بیرینگ ها، سیستم روغن روانکاری، سیستم هوای عایق و خنک کننده ورودی، سیستم سوخت گاز، چرخ دنده کاهنده، سیستم راه اندازی، سیستم کنترل و حفاظت توربین و تجهیزات جانبی و کمکی تشکیل شده است. شکل شماره ی ۱ نمای کلی ساختار توربین گازی را نمایش می دهد.

[۱] SCCT (simple cycle combustion turbine)
[۲] Single shaft



شکل۲-۵ نمای کلی ساختار توربین گازی

۲-۴- مطالعه مخاطرات فرآیندی به روش HAZOP

روش مطالعه مخاطرات و قابلیت عملکرد سیستم (HAZOP Study) روشی برای شناسایی خطرات است که از تیمی با تخصص‌های مختلف مهندسی استفاده می‌کند. این روش به عنوان روش پایه برای شناسایی مخاطرات فرآیندی در طراحی و عملیات واحد صنعتی مورد قبول قرار گرفته است. سایر روش های شناسایی خطرات مثل فهرست های جامع (چک لیست) به علت وابستگی به تجربیات گذشته و دقت کم، روش های جامع و کاملی برای سیستم‌های فرآیندی نمی‌باشد(۱۱). تعریف رسمی HAZOP عبارت است از : به کارگیری روش رسمی و سیستماتیک بر روی مقاصد طراحی و عملیاتی واحد و بررسی و تحلیل عواقب مخاطرات یا عوامل بر هم زننده شرایط عملیاتی مطلوب و در صورت نیاز ارائه پیشنهاداتی به منظور افزایش سطح ایمنی و عملیاتی پروژه. این روش برای پروژه‌های در فاز طراحی تا واحدهای موجود قدیمی، اصلاحات کوچک در واحد یا اصلاحات روی روش‌های عملیاتی قابل اجرا است. در واقع HAZOP یک روش خلاقانه و استدلالی بر پایه تجربه گسترده اعضای گروه می‌باشد، که برای شناسایی خطرات بالقوه و مشکلات عملیاتی اجرا می‌شود. نقطه قوت تکنیک HAZOP این است که افراد از هر تخصصی مهندسی اجازه دارند تا نظرات خود را حتی خارج از چهارچوب فعالیتشان ارائه و مطرح کنند(۱۲).

روش HAZOP یک روش سازمان یافته برای اعمال ترکیبی از متغیر های فرآیندی (مثل جریان، دما، فشار، ترکیب، حالت ماده، سطح مایع، تست و نگهداری، خوردگی، ترکیدن لوله، ویسکوزیته و غیره) و کلمات راهنما (مانند: No و Low) به منظور تعیین انحرافاتی از هدف طراحی یا منظور عملیاتی می‌باشد

روش HAZOP بر مبنای منطق عقلی بوده و مزیت‌های مهمی نسبت به سایر روش ها دارد. ایده اصلی روش HAZOP توسط انجمن صنایع شیمیایی انگلستان (ICI) در سال ۱۹۶۳ میلادی پایه ریزی شده است. در آن زمان این روش با نام تکنیک آزمون های بحرانی شناخته می شد. اگر چه روش HAZOP در ابتدا تنها توسط موسسه ICI مورد استفاده قرار گرفت اما پس از انفجار flixborough در سال ۱۹۷٤که در آن ۲۸ نفر کشته شدند در سایر صنایع شیمیایی نیز به کار گرفته شد(۱۱و۱٤).

هدف مطالعات HAZOP در ابتدا تنها شناسایی و حذف هر عامل و منبعی بود که منجر به یک حادثه مهم نظیر رهایش مواد سمی، انفجار و آتش سوزی در صنایع شیمیایی می‌شد. اما در طی سال‌های اخیر روش HAZOP در صنایع مختلف نه تنها به دلیل توانایی بالای این روش در شناسایی مخاطرات بلکه به دلیل قابلیت شناسایی مشکلات بهره برداری بوده است. تاکنون روش HAZOP غیر از کاربرد در صنایع شیمیایی برای سیستم‌های تشخیص طبی، اندازه گیری ایمنی جاده و آنالیز سیستم‌های فتو ولتائیک در میان صنایع دیگر به کار گرفته می‌شود. این تنوع در استفاده از روش HAZOP نشان دهنده این مطلب است که این روش به عنوان یک تکنیک توانمند به منظور ارتقا انواع سیستم‌ها در صنایع گوناگون مطرح گردیده است.

۲-۴-۱- ملزومات روش HAZOP

۲-۴-۱-۱- گروه HAZOP

این گروه عموما بین چهار تا هشت نفر و شامل یک رهبر، یک منشی و افراد متخصص با دانش‌های متفاوت است. از جمله این تخصص ها می توان به مهندسی فرآیند، تعمیر و نگهداری، تجهیزات دوار، ابزار دقیق و بهره برداری اشاره کرد. رهبر تیم باید فردی با تجربه و مسلط به فرایندها و شرایط مختلف باشد. داشتن توانایی کنترل جلسه و تسلط بر اعضای تیم از دیگر خصوصیات رهبر خوب می‌باشد. منشی جلسه فردی آگاه به اصطلاحات مهندسی باشد که نتایج بحث‌های جلسه را به صورت مکتوب ثبت می‌نماید.

اطلاعات مورد نیاز جهت مطالعه روش HAZOP در یک واحد فرآیندی عبارتند از :

۱- نقشه های جریان‌های فرآیندی (PFD)

۲- آخرین نسخه نقشه‌های لوله کشی و ابزار دقیق (P&ID)

۳- شرح کامل فرآیند و توضیح تجهیزات

٤- Cause and effect

۵- موازنه مواد و انرژی فرآیند (Material and energy balance)

در جدول زیر بعضی از کلمات کلیدی مورد استفاده در تکنیک HAZOP نشان داده شده است. همانطوری‌که ملاحظه می‌شود تیم، مطالعه خود را با انتخاب ورودی تغذیه یک گره آغازکرده و در ادامه برای هر پارامتر عملیاتی، کلمات کلیدی را به‌کار می‌گیرد. برای مثال آیا وجود جریان اضافی ممکن است؟ در صورتی‌که جواب منفی باشد انحراف بعدی مورد بررسی قرار می‌گیرد ولی در صورت مثبت بودن جواب این سوال مطرح می‌شود که آیا جریان اضافی فوق می‌تواند خطرناک باشد؟ اگر جواب منفی باشد سایر علل بیش از حد بودن جریان بررسی خواهد شد، ولی اگر جریان اضافی خطرناک باشد بایستی پرسید که آیا اپراتور از وجود جریان اضافی آگاه می‌شود؟ اگر جواب منفی است انجام چه تغییراتی لازم است که وجود جریان اضافی برای اپراتور مربوطه مشخص شود؟ سپس تیم بایستی نوع تغییرات طراحی یا عملیاتی لازم برای جلوگیری از بروز انحراف (جریان اضافی) یا کاهش شدت پیامدهای آن را تعیین نماید. سوال بعدی این خواهد بود که انجام این تغییرات چقدر هزینه بر خواهد بود؟ در صورتی که هزینه‌های انجام تغییرات قابل قبول بوده و اجرای آنها مورد موافقت قرار گیرد لازم خواهد بود که تغییرات فوق با اصول مهندسی مناسب مطابقت داده شده و متناسب بودن آنها تصویب شود و در پایان بایستی انجام تغییرات لازم تا حصول نتیجه مورد نظر پیگیری شود. با در نظر داشتن کلمات کلیدی ارئه شده در جدول فوق از مجموعه سوالاتی که تیم می‌تواند برای وضعیت عدم جریان مطرح کند میتوان به موارد زیر اشاره کرد :

۱ – آیا ممکن است هیچ جریانی در سیستم وجود نداشته باشد؟ اگر جواب مثبت است این انحراف چگونه رخ می‌دهد؟ آیا علت انحراف از کار افتادن پمپ ها ،مسدود شدن خطوط انتقال و یا بسته شدن شیرها است؟

۲ – پیامدهای عدم وجود جریان در فرایند چه می‌تواند باشد؟ آیا این امر بر روی قطعات سیستم اثرات سوئی خواهد داشت؟ آیا باعث خواهد شد که مواد در موعد مقرر به محل خود نرسد؟ آیا پمپ هوا خواهد کشید؟

۳ – آیا پیامدها خطرناک هستند؟ آیا این عدم جریان می‌تواند از سرد شدن جلوگیری کرده و در نهایت منجر به افزایش دما شود؟ آیا راهی است که از طریق آن اپراتور بتواند خطر را تشخیص دهد؟

٤ – در صورتیکه وضعیت خطرناک باشد آیا میتوان برای جلوگیری از بروز حالت عدم جریان تغییراتی در سیستم ایجاد کرد؟ و یا می توان در بعضی اوقات از شدت اثرات انحراف یاد شده کاست؟

جدول۲-۲ کلمات کلیدی مورد استفاده در تکنیک HAZOP (۱۲)

کلمات کلیدی	توصیف انحرافات و مثال
هیچ	فرایند فیزیکی انجام نمی‌شود ،برای مثال جریانی وجود ندارد .
بیش از	خصوصیات فیزیکی مربوطه بیش از حدی است که باید باشد ،برای مثال فشار جریان بیش از حد تعریف شده است.
کمتر از	خصوصیات فیزیکی مربوطه کمتر از حدی است که باید باشد، برای مثال درجه حرارت کمتر از حد تعریف شده است.
به علاوه	موارد دیگری به غیر از موارد تعریف شده وجود دارد، برای مثال جریان گاز حاوی قطرات مایع است.

جدول ۲-۳ پارامترهای مطالعات HAZOP شامل کلمات راهنما و انحرافات

Parameter	Guide words	Deviations
Flow	Low/ No	Low/ No Flow
	More	More Flow
	Reverse/ Misdirected	Reverse/ Misdirected Flow
Pressure	High	High Pressure
	Low	Low Pressure
Temperature	High	High Temperature
	Low	Low Temperature
Level	High	High Level
	Low	Low Level
Composition	As well As	Contamination/Composition Change
Start-up/ Shutdown	Other than	Start- up/ Shutdown Maintenance
Other	Other than	Other

۲-۴-۱-۲- گره بندی

اولین مرحله در مطالعه HAZOP تقسیم بندی نقشه‌های P&ID به منطقه‌های مشخص با نام گره[۱] می‌باشد. جهت گره بندی نقشه باید از تجربه رهبر تیم استفاده شود. از دیدگاه انجمن مهندسی شیمی هر دستگاه به همراه ابزار دقیق و تجهیزات اطراف آن حداقل یک گره می‌باشد(۱۱و۱۲).

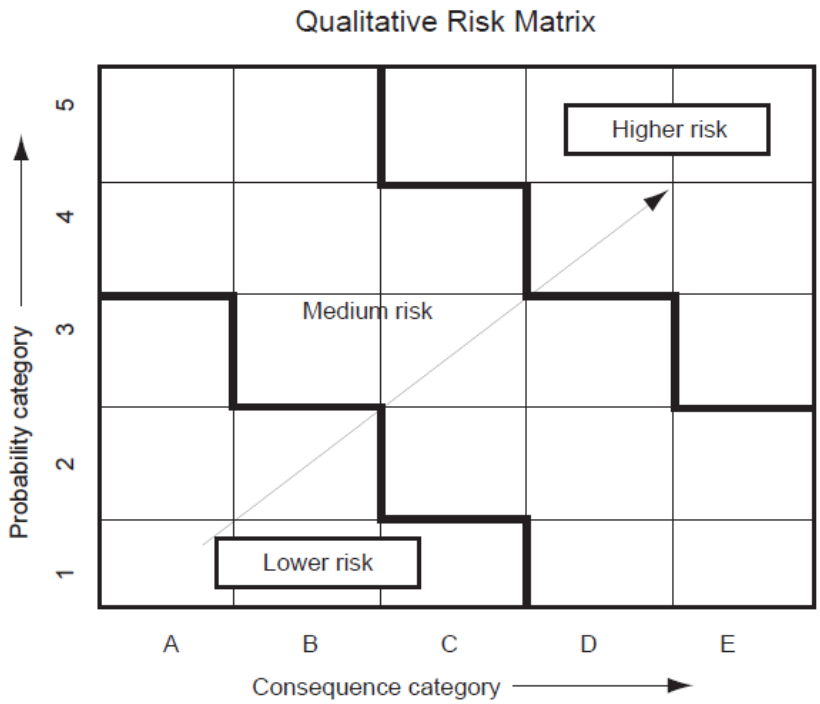
در این پروژه از نرم افزار PHA Pro برای ثبت اطلاعات استفاده شده است. در این نرم افزار ابتدا انحرافات از حالت طراحی بیان شده است. لغت واژه ها شامل یک سری اصطلاحات و لغات ساده می‌باشد. که در کنار پارامترهای فیزیکی قابل کاربرد برای دستگاه مورد نظر قرار خواهد گرفت. پس از تعریف انحرافات باید دلایل وقوع انحراف در هر گره مشخص گردد. هر دلیل یا مجموعی از آن‌ها می توانند سبب وقوع حادثه شوند. بعد از تعریف دلایل باید تاثیری که این دلیل بر فرآیند می‌گذارد بررسی شود و به طور کامل درباره آن بحث شود. در این قسمت اعضای تیم به بحث با یکدیگر پرداخته تا بهترین تاثیر با نزدیک ترین حالت به واقعیت ثبت شود. برای هر یک از این تاثیرات و اتفاقات می‌بایست تمهیدات حفاظتی نیز شناسایی شود تا در صورت نیاز پیشنهاداتی در راستای افزایش سطح ایمنی ارائه شود. بر مبنای بحث گروه اعداد مربوط به ماتریس ریسک ارائه می‌شود که شامل اعدادی برای احتمال و شدت وقوع آن حادثه می‌باشد. ریسک[۲]ترکیب احتمال و پیامد یک واقعه را گویند. در برخی موارد ریسک انحراف از حالت مورد انتظار است. پس از حاصلضرب شدت در احتمال ریسک پدید می‌آید.

پس از تعیین تمامی اعداد مربوط به شدت و احتمال تمامی انحرافات می‌توان به کمک نرم افزار PHA Pro ماتریس ریسک را به دست آورد. توسط این ماتریس تمامی نقاطی از فرآیند که دارای ریسک بالا، متوسط و پایین هستند مشخص می‌شود که ابزاری بسیار مفید برای شناخت و تفکیک نقاط پرخطر فرآیند است. نمای شماتیک این ماتریس در زیرر آمده است:

---

[۱] Node

[۲] RISK



شکل ۲-٦ ماتریس ریسک بر اساس شدت و احتمال(۱۵)

۲-۴-۲- هدف و دلایل ضرورت HAZOP

مطالعات HAZOP نوعی از مطالعات آنالیز خرابی و تاثیرات حاصل از آن می‌باشد. این مطالعات، که به طور ویژه برای کارخانه‌های فرآیندی توسعه یافته اند، از روشی سیستماتیک برای شناسایی خطر و احتمال وقوع آن در هنگام عملیات کارخانه استفاده می‌نماید(۱۱و۱۲). این مطالعات به صورت کاربردی در شناسایی خطرات قابل پیش بینی که در اثر کمبود اطلاعات، تغییر در شرایط طراحی یا دستورالعمل های فرآیندی به وجود می‌آید مفید می‌باشد. اهداف اصلی این مطالعات به شرح زیر می باشد:

الف) شرح کاملی از فرآیند که شامل شرایط طراحی مورد نظر می‌باشد تولید شود.

ب) تمامی قسمت‌های فرآیند به طور سیستماتیک مورد بازبینی قرار گرفته تا مشخص شود که چگونه انحراف[1] از حالت طراحی ممکن است رخ دهد.

ج) تصمیم گرفته شود که آیا این انحرافات موجب بروز خطر یا مشکلات فرآیندی می‌شود

د) ارزیابی سطح موثر بودن سیستم‌های کنترلی و حفاظت کننده فرآیند صورت گیرد. ه) شناسائی مخاطرات ناشی از انحرافات فرآیندی، ارزیابی وجود و کفایت سیستم‌های حفاظتی و ایمنی و ارائه راهکارهائی در جهت تقویت سیستم‌های حفاظتی و ایمنی واصلاح نواقص احتمالی آنها.

---

[1] Deviation

و) فراهم آوردن مقدمات مطالعات ارزیابی کمی ریسک در قالب تهیه سناریوهای حادثه که پایه اصلی ارزیابی کمی ریسک محسوب می‌شود(۱۲و۱٦).

به همین سبب ضرورت انجام این مطالعات به شرح زیر می‌باشد:

۱- شناسایی و آنالیز نقاط خطر آفرین در چرخه فرآیند و نقش تجهیزات واحد در ایجاد عوامل بروز حادثه و گسترش عواقب آن.

۲- تشخیص لایه های مختلف دفاعی تعبیه شده در قالب سیستم‌های حفاظتی و ایمنی و نیز دستورالعمل‌های مختلف بهره برداری، حفاظت و نگهداری و غیره جهت جلوگیری از شروع زنجیره تکوین حادثه، مراحل تکوین حادثه و کاهش عواقب آن.

۳- تشخیص پیامد های ناشی از بروز انحراف پارامترهای فرآیندی و طبقه بندی آنها در گروه عوامل ریسک، ارائه راهکارهای لازم در تقویت و تکمیل سیستم‌های حفاظتی / ایمنی و دستورالعمل های مختلف و مرتبط موجود

٤- افزایش میزان ایمنی عملیات بهره برداری[۱]

۵- افزایش میزان قابلیت اطمینان واحد ها و تجهیزات عملیاتی [۲]

٦- افزایش قابلیت دسترسی به واحدها و تجهیزات عملیاتی [۳]

۷- طرح ریزی و برنامه ریزی اقدامات اصلاحی و بازدارنده با هدف کاهش میزان ریسک

۸- امکان شناسایی و جلوگیری از بروز دلایل توقفات تولید برنامه ریزی نشده و افزایش زمان در سرویس بودن واحدهای عملیاتی

۲-۴-۳- دلایل فراگیر شدن روش HAZOP

۱- خاص صنایع فرآیندی طراحی شده

۲- روشی سیستماتیک است

۳- روشی خلاق است

٤- روشی تیمی است

۵- مقرون به صرفه است

٦- آموزش و یادگیری آن آسان است

۷- علاوه بر مخاطرات، مشکلات فرآیندی هم بوسیله آن شناسایی می شوند

---

[۱] Safety
[۲] Reliability
[۳] Availability

در شکل زیر مراحل انجام مطالعات HAZOP توضیح داده شده:

تعریفات

-تعریف اهداف و گستره کار و مسئولیت ها

-انتخاب اعضای تیم

آماده سازی

-رسم نقشه برای انجام مطالعات

- روش ثبت داده ها

-جمع آوری اطلاعات

-تخمین زمان مورد نیاز

-آرایش پیکر بندی

ارزیابی

تقسیم بندی سیستم به قسمت های مختلف

انتخاب یک بخش از سیستم و تعریف مقاصد

شناسایی انحرافات از حالت طراحی با استفاده از کلمات راهنما

تعریف دلایل و پیامد ها

شناسایی وجود مشکلات ویژه در صورت وجود و مکانیزم های محافظ و شناساگر و نشان دهنده

تایید این اقدامات و تکرار برای هر قسمت و هر جز از سیستم

مستند سازی و پیگیری

ثبت مطالعات و امضای مدارک

تولید یک گزارش از مطالعات و پیگیری انجام اقدامات

مطالعه مجدد بر روی هر قسمت که نیاز است و تولید آخرین گزارش نهایی

شکل ۲-۷ دستورالعمل انجام مطالعات HAZOP (۱۱و۱۲)

۲–۵– نقش عوامل انسانی در افزایش ریسک

در بسیاری از محیط‌های شغلی با وجود فن‌آوری های حساس و پیچیده، خطاهای انسانی به دلیل منتهی شدن به حوادث ناگوار از اهمیت بالایی برخوردار است .به همین دلیل جهت پیش گیری و محدود ساختن پیامدهای ناشی از خطاهای انسانی، شناسایی و علت یابی آن‌ها لازم است. خطای انسانی شامل انحراف عملکرد انسان از قوانین و وظایف مشخص شده می‌باشد که از حد قابل قبول سیستم فراتر رود و بر کارایی سیستم اثر نامطلوب داشته باشد(۱۷).

حوادثی مانند بوپال هند نشان داد که با وجود پیشرفت ها و استفاده از اتوماسیون در صنایع و کاهش نقش انسان در محیط کار، همچنان خطای انسانی می‌تواند سبب بروز حوادث ناگوار جانی و مالی شود. این بدین علت است که از طرفی وظایف انسان در محیط کار با افزایش بار روانی و فکری و پیچیدگی های کار همراه است که احتمال وقوع خطا را بیشتر می‌کند. از طرف دیگر با افزایش بار مسؤولیت، پیامدهای حوادث ، حاصل از خطای انسانی نیز گران بارتر می‌شود(۱۸و۱۹).

۲–۶–انجام مطالعات با استفاده از آنالیز WHAT IF

برای آغاز آنلیز What If ابتدا فرضیات مشخصی را پیرامون فرآیند یا سیستم تحت بررسی در نظر می گیریم. این فرضیات به ایجاد مرزهایی برای بازنگری کلی و حصول اطمینان از تمرکز بر فراهم شدن توصیه های با ارزش به مدیریت پروژه کمک می کند. فدم بعدی مشخص کردن انواع رویدادهای شکست ممکن که برای سیستم تحت بررسی است. تفاوت قائل شدن بین رویدادهای محتمل و نامحتمل در این آنالیز حیاتی است. مطابق تعریف داریم:

آنالیز What If یک روش غیر رسمی اما با ساختاری تحقیقی برای شناسایی و ارزیابی رویدادهای فرضی یا محموعه ای از رویدادهای مرتبط با عملیات یک تاسیسات یا فرآیند است.

زمانی که هرکدام از این روش ها می تواند به صورت جداگانه هدایت شود، آنالیز What If تقریبا همیشه یک جزء از مطالعه ی کامل Hazop است. اطلاعات ارائه ، بحث، آنالیز و ضبط می شوند. الزامات و جنبه های خاص ایمنی شناخته شده ، بنابراین ملاحظات مناسب طراحی مشخص می شوند. هدف پیش بینی حوادث و نتیجه جلوگیری از حوادث است.

مطالعات Hazop و آنالیز What If دو تکنیک تحلیلی هستند که ریشه در صنایع پتروشمی دارند و به رایج ترین روش های کیفی برای هدایت آنالیز مخاطرات فرآیند در صنایع پتروشیمی تبدیل شده اند.در حقیقت این دو روش بیش از ۸۰٪ از مخاطرات فرآیندی را پوشش می دهند.

اصولا ٤ هدف مقدماتی از انجام مطالعات Hazop و آنالیز What If دنبال می شود:

- شناسایی دلایل انحراف و تغییرات از طراحی در نظر گرفته شده
- مشخص نمودن تمامی مخاطرات عمده و مشکلات عملیاتی مرتبط با هر انحراف شناسایی شده
- تصمیم گیری در رابطه با اقدامات موردنیاز برای کنترل مخاطرات و مشکلات طراحی

اطمینان از اینکه اقدامات تصمیم گیری شده اجرا و مستند شده اند(۲۰).

فصل سوم:

ارزیابی کمی ریسک و مدلسازی پیامد

۳-۱- بررسی کمی نقاط مخاطره آمیز

۳-۱-۱- ارزیابی مخاطرات فرآیندی با استفاده از روش مدلسازی پیامد

اگر ١٤ مرحله کاهش مخاطرات فرآیندی که توسط OSHA ارائه گردیده است در واحدهای فرایندی به کار گرفته شود، میزان احتمال و یا شدت رخداد حادثه به حداقل می‌رسد. اما در برخی موارد با تمام تدابیری که سنجیده شده است هم‌چنان احتمال رخداد آن حادثه وجود دارد. لذا به منظور فهم بهتر از حجم و شعاع در برگرفته شده به هنگام رخداد حوادث باید آن‌ها را مدل کرد تا با فهم بهتر از حادثه احتمالی بتوان در زمان رخداد حادثه پاسخگویی مناسب تری را داشت(١٦).

۳-۲- تشریح روش ارزیابی پیامد

به منظور ارزیابی پیامد[1]حوادث در ابتدای امر، نقاطی را که قبلا دچار حوادثی شده‌اند (که دارای شدت بالایی بوده‌اند) و یا نقاطی که در ارزیابی‌های انجام شده (با استفاده از برخی روش‌ها مانند FTA,HAZOP) به عنوان نقاط مخاطره‌آمیز شناسایی شده‌اند برای ارزیابی‌های بیشتر انتخاب نمود.

البته باید به این نکته توجه داشت در بسیاری از موارد برای انتخاب نقاط مخاطره آمیز به سبب عدم وجود آنالیزهای مناسب و به روز Hazop و یا FMEA باید از شاخص ها[2]استفاده کرد زیرا با بررسی واحدها با استفاده از این شاخص ها می‌توان نقاطی را که از درجه اهمیت بالاتری برخوردارند را از میان نقاط فراوان موجود در واحد انتحاب نمود. یکی از این شاخص‌ها Dow's F&EI Index می‌باشد که نسبت به سایر روش‌ها مورد توجه بیشتری قرار گرفته است(١٤).

۳-۲-۱- روش DOW's Index:

همانطور که در بالا نیز اشاره شد این روش، یکی از روش‌های مناسبی است که برای ارزیابی و طبقه بندی نقاط مخاطره‌آمیز در فرآیندهای شیمیایی مورد استفاده قرار می‌گیرد. این روش از سه فاکتور کلی برای ارزیابی نقاط استفاده می‌کند که عبارتند از:

۱. فاکتور ماده[3]

[1] Consequence Analysis
[2] Index
[3] MF

۲. فاکتورهای مخاطرات عمومی فرآیندی[۱]

۳. فاکتورهای مخاطرات ویژه فرآیندی[۲](۱و۲).

۳-۲-۱-۱- فاکتور ماده

در تجهیزات فرآیندی مجموعه‌ای از مواد در حال جریان هستند لذا باید از میان این مواد ماده‌ای که از لحاظ خطر آفرینی از درجه اهمیت بالاتری برخوردار است مورد استفاده قرار گیرد لذا با توجه به پارامتر فاکتور ماده می‌توان این ماده را که از درجه اهمیت بالاتری نسبت به سایر مواد برخوردار است(۲۱).

۳-۲-۱-۲- فاکتورهای مخاطرات عمومی فرآیندی

اکثر فرآیندهای شیمیایی با مخاطرات معمولی، مانند واکنش‌های گرماگیر و گرمازا، جابجایی مواد قابلیت، دسترسی به تجهیز مورد نظر و سایر موارد مواجه هستند. در صورت وجود چنین مخاطراتی در آن وسیله باید پنالتی مربوطه را اعمال نمود تا بتوان رتبه‌بندی بالاتری را برای آن وسیله در نظر گرفت.

۳-۲-۱-۳- فاکتورهای مخاطرات ویژه فرآیندی

علاوه بر مخاطرات عمومی مخاطراتی نیز وجود دارند که خاص همان وسیله می‌باشند که البته اغلب این مخاطرات به واسطه شرایط فرآیندی موجود در آن وسیله ایجاد می‌گردند. برخی از این شرایط عبارتند از: شرایط دمایی و فشاری، میزان ماده موجود در آن وسیله، میزان خورندگی ماده، احتمال نشت از اتصالات و سایر موارد دیگری که خاص هر وسیله می‌باشند.

در نهایت پس از تعیین این سه دسته پارامتر (MF,F1,F2) و ضرب آن‌ها در یکدیگر فاکتوری کلی تهیه می‌گردد که همان F&E Index می‌باشد. پس از تعیین پارامترها و تعیین مقدار عددی شاخص زمان دسته‌بندی نقاط براساس استانداردی خاص است. روشی کلی به منظور رتبه بندی نقاط، توسط این روش ارائه گردیده است(۲۲).

---

[۱] F1

[۲] F2

جدول ۳-۱ رتبه بندی نقاط مخاطره آمیز(۱٦)

Dow Fire & Explosion Index	Degree of Hazard
۱-٦۰	Light
٦۱-۹٦	Moderate
۹۷-۱۲۷	Intermediate
۱۲۸-۱۵۸	Heavy
۱۵۹ and above	Severe

با مشخص شدن نحوه رتبه‌بندی نقاط مخاطره‌آمیز زمان آن است که از بین دسته‌بندی‌های بیان شده دسته‌ای از نقاط را که از درجه اهمیت بالاتری برخوردارند را انتخاب کرده تا در مطالعات آتی، آن نقاط از لحاظ حوادث احتمالی مورد بررسی قرار می‌گیرد. لذا در مطالعات آتی تنها نقاطی مورد بررسی قرار می‌گیرد که درجه خطر آنها در محدوده Heavy و Severe قرار گیرد.

۳-۳- معرفی کوتاه انواع حوادث

۳-۳-۱- حریق حوضچه ای

حریق حوضچه ای[1]همان‌گونه که از نام آن مشخص است زمانی رخ می‌دهد که حجمی از یک مایع قابل اشتعال در یک نقطه تجمع یابد. سپس با تبخیر این مواد بر اثر تابش یا سایر روش‌ها و نشت بخارات آن به محیط در طول مسیر وزش باد و رسیدن به یک جرقه این حوضچه شروع به سوختن می‌کند. البته در ادامه در صورتی که این حریق مهار نگردد می‌تواند سبب انفجار گردد. نمونه‌ای از این حریق را در شکل زیر ملاحظه می‌شود.(۱٤).

[1] Pool Fire

شکل۳-۱ حریق حوضچه ای

۳-۳-۲- حریق ناگهانی

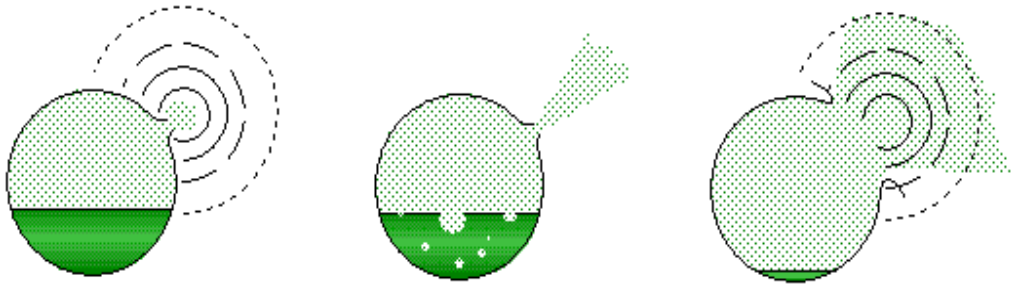
حریق ناگهانی[1] زمانی حادث می‌گردد که حجم زیادی از گازی قابل اشتعال در یک محدوده تجمع یافته باشد و با برخورد به یک نقطه حریق‌زا مانند جرقه یا سطوح داغ سبب ایجاد حریقی آنی در ابعاد ابر بخار گردد.این حادثه به نوبه خود می‌تواند به سبب موج حرارتی ناگهانی ایجاد شده به نفرات و تجهیزات آسیب برساند. نمونه‌ای از این حریق در شکل زیر نشان داده شده است(١٤).

شکل ۳-۲ حریق ناگهانی

[1] Flash Fire

۳-۳-۳- حریق گلوله‌ای و انفجار بخار مایع جوشان

این حادثه معمولا زمانی رخ می‌دهد که مخزن حاوی موادی باشد که در دمایی بالاتر ازدمای نقطه بحرانی در فشار اتمسفریک نگهداری شوند. حال اگر چنین مخزنی در معرض حرارت قرار گیرد و یا به هر نحوی مایع درون مخزن شروع به جوشش کند این مخزن می‌تواند دچار رخداد انفجار بخار مایع جوشان [۱] گردد.



شکل ۳-۳ انفجار بخار مایع جوشان

در ادامه مسیر این حادثه به سبب عدم پایداری مخازن در فشار بالا این مخازن از یک نقطه منفجر می‌گردند و حجم بالایی از مواد قابل اشتعال به محیط انتقال می‌یابد که به سبب داغ و سبک بودن به سمت بالا حرکت می‌کنند و در صورتی که در مسیر حرکت به سمت بالا دچار حریق گردند پدیده‌ای با عنوان حریق گلوله ای[۲]را ایجاد می‌کنند که در زیر نمونه‌ای از این حادثه آورده شده است(۱٤).

شکل ۳-٤ حریق گلوله ای

[۱] BLEVE
[۲] Fireball

هر یک از حوادث ممکن در فرآیند را می‌توان بر اساس مراحلی که در ادامه بیان می‌گردد مدل کرد.

۳-۴- نحوه ی انجام محاسبات

پس از تعیین نقاط جهت مدلسازی باید روشی مناسب را جهت انجام محاسبات انتخاب گردد. به همین خاطر در زیر به طور خلاصه روش‌های مورد استفاده در محاسبات بیان می‌شود.:

۳-۴-۱- نشت مواد

در مرحله اول کار باید هر یک از مخازن را از لحاظ نحوه نشت مواد به محیط اطراف بررسی نمود. البته برای بررسی نشت این مواد از مخزن به محیط، از قواعد مکانیک سیالات و معادلات ترمودینامیکی (به طور همزمان) استفاده می‌شود.

همانطور که در این شکل ملاحظه می‌شود خروجی حاصل از این مرحله به دو صورت ارائه می‌گردد:

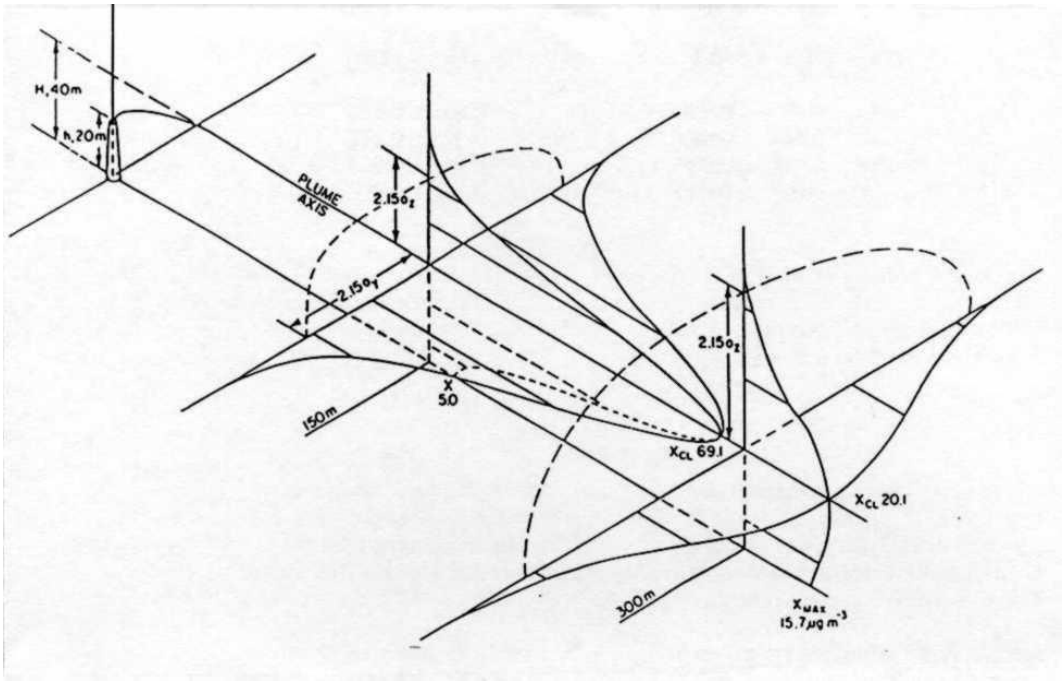
الف) مواد حاصل از نشت به صورت گاز وارد محیط می‌گردند که قابلیت نشر به وسیله باد را در محیط دارند.

ب) مواد حاصل از نشت به صورت مایع وارد محیط می‌گردند که می‌توانند هم سبب تشکیل حوضچه مواد قابل اشتعال گردند و هم بر اثر تبخیر ثانویه مواد می‌توانند در محیط نشر پیدا کنند.

با توجه به نوع خروجی‌های ارائه شده در این بخش می‌توان گفت که خروجی‌های این بخش از محاسبات به عنوان ورودی قسمت‌های بعدی در نظر گرفته می‌شوند. پس مدل کردن نشت ماده از مخازن از درجه اهمیت بالایی برخوردار است زیرا بسیاری از محاسبات بعدی وابسته به صحت انجام محاسبات در این مرحله است.

۳-۴-۲- نشر مواد به محیط

پس از آن‌که حجم مواد نشت یافته به محیط مشخص گردید زمان آنست که تاثیرات شرایط آب و هوایی و وزش باد روی نشر مواد نشت یافته مورد بررسی قرار گیرد. برای این منظور از روش کلی نشر گوسین که در بسیاری از مراجع استفاده از آن توصیه شده انتخاب می‌گردد. در این روش فرض بر آن است که تابع توزیع مواد در طول مسیر نشت ثابت است و ساختاری کلی از نشر را به صورت زیر برای مواد نشت یافته در نظر می‌گیرد.



شکل ۳-۵ نشت مواد شیمیایی با در نظر گیری عوامل طبیعی

۳-۵- اجزای اصلی یک ارزیابی کمی ریسک

اولین مرحله در ارزیابی کمی ریسک تعریف سیستمی است که در آن مخاطرات محتمل ایجاد شده توسط تاسیسات و فعالیتهای خطرناک قرار است آنالیز و بررسی شود.

شناسایی مخاطرات شامل بررسی کیفی حوادث محتملی است که براساس تجربیات حوادث گذشته و یا قضاوت مهندسی ممکن است در سیستم تعریف شده رخ دهد .روش‌های مختلفی با هدف‌های متفاوت برای شناسایی مخاطرات وجود دارند .اما در مطالعات کمی ریسک مخاطرات با هدف انتخاب لیستی از حالت‌های نقص[۱] که برای مدلسازی عددی مناسب است با همان تکنیک و روش‌های مشابه انجام می‌گیرد.

پس از اینکه مخاطرات مورد نظر شناسایی شد، آنالیز فرکانس تخمین می زند که امکان رخداد حوادث ناشی از هرکدام از حالت های نقص چقدر است. فرکانس ها معمولا از طریق آنالیز تجربیات حوادث گذشته یا گاهی اوقات با مدلسازی تئوری به دست می آید.

به موازات آنالیز فرکانس، مطالعات مدلسازی پیامد نتایج حاصل را در اثر رخداد حادثه ارزیابی خواهد کرد و تاثیر آن بر پرسنل، تجهیزات و سازه‌ها را مشخص می کند . تخمین این تاثیر معمولا

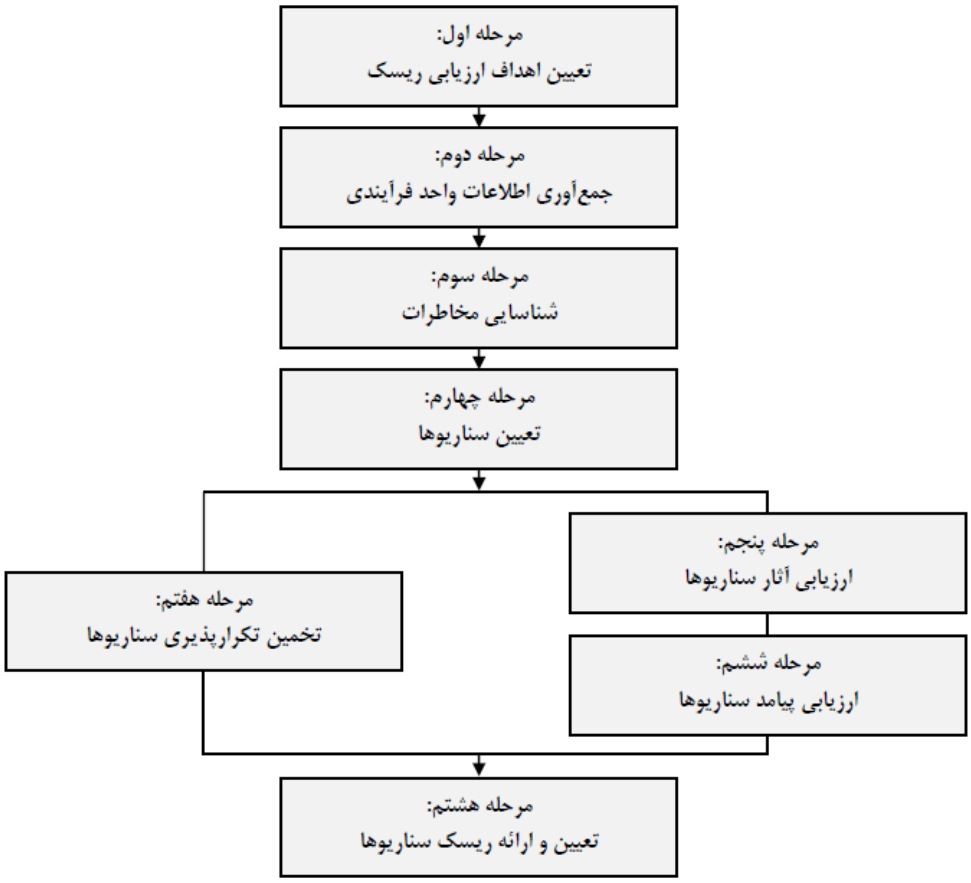
[۱] Failure case

توسط مدلسازی کامپیوتری و توسط برخی از نرم افزارها انجام می‌گردد. زمانی که فرکانس ها و پیامدهای هر کدام از حوادث مدل شده تخمین زده شد با ترکیب آن‌ها نتایج به صورت ریسک حاصل میشوند .انوع مختلفی از نمایش ریسک ممکن است استفاده گردد مانند:

۱- ریسک فردی; ریسکی است که به یک شخص در یک نقطه خاص وارد می‌شود.

۲- ریسک جمعی یا گروهی; ریسکی است که به کل گروه افراد در معرض خطر وارد می‌شود.

هدف ارزیابی ریسک اندازه گیری ریسک و مقایسه آن با مقادیر معیار است و در صورت بالاتربودن مقادیر به دست آمده از مقدار معیار پیشنهاد اقدامات تخفیف دهنده ریسک الزامی خواهد بود .نتایج کاهش ریسک در اثر انجام اقدامات تخفیف دهنده ریسک با انجام دوباره مطالعات ارزیابی کمی ریسک با در نظر گرفتن این اقدامات تخفیف دهنده امکان پذیر است . هزینه های اقتصادی انجام این اقدامات کنترلی نسبت به میزان تاثیر آنها بر کاهش ریسک می‌تواند توسط مطالعات هزینه - فایده بررسی گردد(۱٦).



شکل ۳-٦ مراحل انجام ارزیابی ریسک به روش کمی

به منظور ارزیابی کمی ریسک ابتدا از مدل های ریاضی دستی استفاده شده است، سپس با استفاده از نرم افزار PHAST که محصول شرکت DNV می باشد استفاده شده است(۲۳).

از جمله مهم‌ترین عوامل مؤثر بر چگونگی پخش مواد، شرایط جوی می باشد .عوامل مختلف جوی هر یک به گونه ای سبب ایجاد تغییر در رفتار انتشار ماده می گردد .مهمترین عوامل جوی مؤثر در مدل سازی پخش مواد عبارتند از:

- دمای محیط
- سرعت و جهت باد
- پایداری جو

یکی از مهم‌ترین ویژگی‌ها وخصوصیات جوی، میزان پایداری لایه‌های مختلف جو می‌باشد . شرایط جوی در هنگام رهاشدن مواد در محیط عامل بسیار مؤثری در مدل سازی پخش آنها می‌باشد .پایداری جو به معنی میزان اختلاط و اغتشاش لایه های جوی و معیاری از اختلاط مواد پخش شده در محیط در جهت عمود بر سطح زمین و معیاری از پخش و گسترش مواد در سطح زمین در جهات مختلف می‌باشد .هر چه جو پایدارتر باشد، اختلاط و اغتشاش لایه‌های جوی در محیط در جهت عمود بر سطح زمین کمتر بوده و منجر به پخش مواد در فواصل بیشتری در جهت حرکت باد می‌شود .در صورت ناپایدار بودن جو، اختلاط لایه های جوی در جهت عمود بر سطح زمین بیشتر می‌شود و پخش مواد در راستای سطح زمین به حداقل می‌رسد و منجر به پخش مواد در فواصل کوتاه‌تری می شود .تأثیر کلاس‌های جوی بر فرآیند پخش مواد در غلظت‌های کمتر به مراتب بیشتر از زمانی است که رهایش مواد در غلظت‌های بالا صورت می‌گیرد.

هر چه پایداری جوی کمتر باشد، مواد در جهات اصلی بیشتر پخش خواهند شد و غلظتی که به یک فاصله خاص می‌رسد کمتر می‌گردد .یکی از مهم‌ترین روش‌های ارزیابی پایداری هوا، معیار پایداری پاسکوییل[1]می‌باشد .در این تقسیم بندی پایداری لایه های جوی به شش کلاس متفاوت تقسیم شده است .در جدول زیر نوع و خصوصیات مربوط به هر یک از آن‌ها آورده شده است.

[1] Pasquill

جدول ۳-۲ تعاریف پارامترهای پایداری پاسکوویل(۱۳)

کلاس پایداری جوی	وضعیت پایداری	توصیف کلاس
A	کاملاً ناپایدار	آفتابی، باد آرام
B	نسبتاً ناپایدار	مانند A اما با آفتاب کمتر و یا باد بیشتر
C	به میزان بسیار کم ناپایدار	طوفانی/ نیمه ابری
D	خنثی	آفتاب کم و باد زیاد یا ابری/ شب طوفانی
E	پایدار	میزان ابری کمتر و باد کمتراز D
F	کاملاً پایدار	شب با ابر متوسط/باد متوسط

میزان ناهمواری سطح زمین یکی دیگر از فاکتورهای مهم در تعیین پروفایل غلظت مواد در زمان انتشار می باشد .میزان پستی و بلندی سطح زمین، نزدیکی به ساختمان‌ها و یا مناطق مسکونی و نوع منطقه (شهری، روستایی، ساحلی و یا جنگلی) در تعیین میزان ناهمواری سطح زمین دخالت دارند .هر چه انتشار در محیط هایی با ناهمواری بیشتر اتفاق افتد، میزان پخش مواد بیشتر شده و پروفایل غلظت مواد گسترده تر و رقیق تر می گردد .در زمان مدل سازی متناسب با شرایط محیطی، درجه ناهمواری متوسطی برای آن منطقه درنظر گرفته می شود. مقادیر مختلف زبری نسبی[۱] برای مناطق مختلف در جدول زیر نشان داده شده است.

جدول۳-۳ مقدار زبری نسبی نمونه برای مناطق مختلف(۱٦)

نوع منطقه	ناهمواری نسبی (m)
مناطق شهری پرتراکم	۳-۱۰
مناطق شهری	۱-۳
پالایشگاه‌های بزرگ	۱
پالایشگاه‌های کوچک	۰/۵
دشتها و سرزمین‌های صاف	۰/۱
دریا	۰/۰۰۰۱

[۱] Roughness

شرایط آب وهوایی در دو بخش از این مطالعات مورد استفاده قرار می‌گیرند .یکی در بخش مدلسازی و انالیز پیامد که ویژگی هایی همچون سرعت باد، رطوبت، دمای هوا و پایداری اتمسفری مورد استفاده قرار می‌گیرد و دیگری در محاسبات ریسک که گلباد فرکانس‌ها برای هر ترکیب سرعت باد و کلاس پایداری مورد استفاده قرار می گیرد.

اطلاعات آب و هوایی پالایشگاه تهران مطابق جدول شماره ٤ می باشد.

جدول ٣-٤ اطلاعات آب و هوایی شرکت پالایش نفت شهید تندگویان

حداکثر دمای محیط	+٤٣C
حداقل دمای محیط	-١٨C
دمای طراحی برای سرمازدایی	-١٢C
حداکثر بارش باران	٤٠ میلی متر در یکساعت
حداقل بارش باران	٣٠ میلی متر در ٢٤ساعت
رطوبت نسبی در تابستان	٢٠٪
رطوبت نسبی در زمستان	٤٤٪
رطوبت نسبی در تابستان جهت طراحی	١٠٠٪
رطوبت نسبی در زمستان جهت طراحی	٤٠٪
حداکثر سرعت باد	١٢٠km/hr
جهت باد غالب در زمستان	غرب به شرق
جهت باد غالب در تابستان	جنوب به شمال
عمق یخ زدگی	یک متر پایین تر از سطح زمین

٣-٦-شناسایی منبع خطر

منابع خطر از حضور یک ماده خطرناک با خاصیت اشتعال پذیری، قابل انفجار یا سمی و یا از فعالیت های خطرناک که در درون تاسیسات انجام می گیرد قرار می گیرد سرچشمه میگیرند . هدف اصلی این مرحله در واقع تقسیم بندی تاسیسات مورد نظر به بخش های مختلف است که انتظار نمی رود از هر کدام پیامدهای متفاوتی ایجاد شود.

شرایط فرآیندی همچون ترکیبات مواد، فاز مواد، فشار و دما در داخل تجهیزات متفاوت و متغیر می باشد. برای اینکه تمام این شرایط فرآیندی در داخل مطالعات مدل سازی پیامد وارد شود نیاز است که تاسیسات مورد نظر به بخش های کوچتر تقسیم بندی شوند. تشخیص نقاط پر

خطر برای انجام مدل سازی بر اساس مطالعات کیفی ریسک صورت می پذیرد. بر این اساس که بر اساس مطالعات انجام گرفته به روش HAZOP نقاط پر خطر از جنبه نشت مواد شیمیایی شناسایی شده و انجام مدل سازی بر اساس مواد موجود در تجهیزات و پارامتر های فرآیندی برای آن صورت می پذیرد. بر اساس مطالعات انجام گرفته مورد زیر برای انجام مدل سازی مورد استفاده قرار می گیرد.

جدول ۳-۵ تجهیز انتخابی جهت مدل سازی نشت

فشار(bar)	دما(C)	نوع مواد شیمیایی	سناریو خطر	تجهیز
۲۷	۳۰	متان	پارگی نازل ورودی	اسکرابر یا فیلتر ورودی سوخت توربین گازی

۳-۷-فرضیات جهت انجام مدلسازی

بر اساس کتاب CCPS فرضیات مختلفی برای حالت های نشت و انتشار مواد شیمیایی وجود دارد. ارتفاع نشتی نشان دهنده ارتفاعی است که در آن ماده آزاد می شود .بر اساس یک فرض محافظه کارانه و البته درنظرگرفتن پایه ی فیلتر گاز ارتفاع نشتی یک متر در نظر گرفته شده است. جهت مدلسازی به شکل عمودی و به سمت بالا تنها برای مدلسازی فلر مورد استفاده قرار میگیرد و برای موردهای دیگر جهت نشتی به صورت محافظه کارانه به شکل افقی درنظر گرفته میشود. مدلسازی تخلیه به منظور توصیف اینکه ماده چگونه از تاسیسات تخلیه میشود انجام می گردد .این مدلسازی مشخص می کند که چه مقدار ماده با چه نرخی و با چه فازی از سوراخ نشتی ایجاد شده بیرون خواهد آمد(۸).

بر اساس کتاب CCPS و استاندارد Total به شماره GS SAF 253 سایز های مختلف نشتی برای هدف محدودهای آتش و ناحیه بندی از نقطه نظر ایمنی و تاثیرات در نظر گرفته می شود و برای مدل سازی و فرضیه مورد استفاده قرار می گیرد(۱٦و۲۳).

جدول۳-٦ گروه های سایز نشتی برای محاسبات QRA

Leak Category	Range of Leak Hole Size	Representative diameter for consequence calculations (mm)
Small	Smaller than 50 mm	25
Medium	50 mm -150 mm	100
Full Bore Rupture	Larger than 150 mm	Equivalent to size of largest connection

۳-۸-مدل سازی با استفاده از نرم افزار PHAST

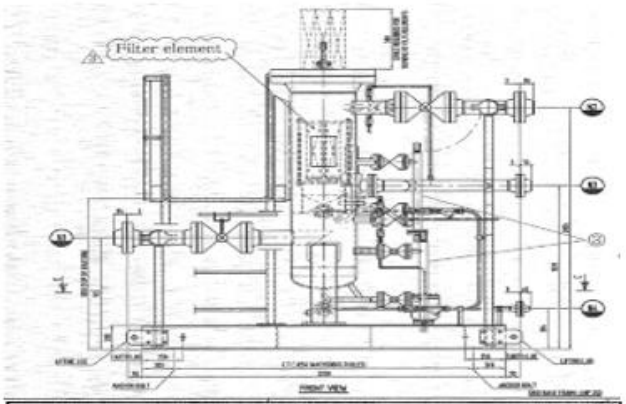
پیش بینی و مدل سازی حوادث قبل از وقوع همواره یکی از آمال مهندسین ایمنی بوده است. در این راستا تکنیک ها و روش هایی متعددی وجود دارد. اما مدل سازی پیامد حوادث بدون بهره گیری از نرم افزارهای خبره بسیار وقت گیر و عمدتاً با خطا همراه است. نرم افزار PHASTیکی از چندین محصولی است که توسط شرکتDNV ، یکی از پیشگامان ارزیابی مخاطرات و حوادث صنعتی ، تهیه شده است . در نتیجه ، این نرم افزار به عنوان یکی از ابزارهای تصمیم گیری شرکت ها و دولت ها در امر مخاطرات صنعتی و ایمنی عمومی شناخته شده است. این نرم افزار به صورت گسترده ای مورد بررسی و ارزیابی قرار گرفته است. علاوه برآن، نتایج حاصله از مطالعه جداگانه مدل جامع پیامد UDM که توسط DNV ارایه شده است، بیانگر آن است که هم تئوری و هم توانایی این مدل در پیش بینی حوادث بسیار کارا است. این نرم افزار خاص مدل سازی آتش، انفجار و رهایی... مواد سمی در واحدهای صنعتی است و هم اکنون توسط بزرگترین شرکت های نفت و گاز جهان خریداری و استفاده می شود (۲۲).

مدلسازی پیامدهای ناشی از حوادث محتمل در یک واحد فرایندی، از مهم‌ترین مراحل ارزیابی ریسک می باشد. این مرحله شامل مدل سازی رهایش مواد در محیط و به دنبال آن مدل سازی پیامدهای ناشی از سمیت، اشتعال یا انفجار این مواد می‌باشد. امروزه این مرحله به دلیل پیچیدگی روابط مربوط به مدل سازی و زمان بر بودن حل آنها، توسط نرم‌افزارهای کامپیوتری انجام می‌گیرد. نرم افزار PHAST حوادثی چون آتش و انفجار مخازن و لوله ها را مدل کرده و نتایج شامل محدوده تاثیر را به صورت گرافیکی نمایش می دهد. این نتایج در طرح ریزی واکنش اضطراری و حریم خطر مجتمع ها مورد استفاده قرار می گیرد. این نرم افزار امکان محاسبه و انجام موارد زیر را می دهد:

- پیش بینی حوادث قبل از وقوع
- مدل سازی حوادث قبل از وقوع

- مدل سازی پیامدهای حاصل از حوادث
- ریسک ناشی از فعالیت های صنعتی
- تعیین میزان خطرات
- تلفات احتمالی ناشی از حوادث

فیلتر گازی موجود در واحد GTG پالایشگاه تهران در سیستم تامین سوخت توربین گازی قرار دارد و برای حذف مایعات احتمالی در مسیر ورودی سوخت گاز تعبیه شده است.این فیلتر دارای دو نازل ورودی و خروجی و شرایط فرآیندی موجود در شکل۷ است. سوخت گاز مصرفی این تجهیز شامل ٪۹۷/۵۳ متان وسایر ترکیبات می‌باشد که برای تسهیل در انجام مدلسازی متان خالص در نظر گرفته می‌شود.



GENERAL DATA

FILTERS	GFILSP-1 & 2	MAKE :	ELTACON
		FILTERELEMENTS :	ELT-110 (4x each)
TUBING	¾"x0.048" & ½"x0.048" St.St.316 + PARKER A-LOK FITTINGS		
GASKETS	SPIRAL WOUND WITH St.St. INNERRINGS AND C.St. OUTERRINGS		
DESIGN CODE	PIPING: ASME B313	FILTER: ASME VIII div. 1 (excluding U-STAMP)	
DESIGN PRESSURE	31 bar(g)		
NOMINAL PRESSURE	25.0 - 29.0 bar(g)		
DESIGN TEMPERATURE	+100°C		
HYDR. TEST PRESSURE	PIPING: 46.5 bar(g)	FILTER: 46.5 bar(g)	
PNEUM. LEAKAGE TEST	COMPLETE UNIT: 21 bar(g)		
CENTER OF GRAVITY			

NOZZLE LIST

MARK	REQ.	DESCRIPTION	RATING	REMARKS	
N5	2	N2 CONNECTION	½" NPT	c/w PLUG	ASME B16.11
N4	1	DRAIN	1" - 300#	WNRF Sm.F	ASME B16.5
N3	1	VENT (PRV)	3" - 150#	WNRF Sm.F	ASME B16.5
N2	1	GAS OUTLET	4" - 300#	WNRF Sm.F	ASME B16.5
N1	1	GAS INLET	4" - 300#	WNRF Sm.F	ASME B16.5

شکل ۳-۷ تصویر و شرایط فرآیندی فیلتر گازی

همچنین با در نظر گرفتن نازل ورودی این فیلتر به عنوان لوله [1] سناریوی انتخابی را می توان پارگی کامل خط لوله[2]در نظر گرفت. برای تعریف این سناریو در نرم افزار از گزینه user defined source استفاده گردید. در این مطالعه رهایش مواد به‌صورت دائمی در نظر گرفته شده است. پیامدهای رهایش دائمی بستگی به زمان رسیدن به جرقه (آنی یا تاخیری) دارد. جرقه آنی مستقیما" سبب آتش فورانی می شود، در حالیکه جرقه تاخیری منجر به یکی از پیامدهای، آتش ناگهانی و انفجار می شود. در صورتیکه رهایش در یک فضای بسته و یا با تراکم بالای تجهیزات صورت گیرد پیامد نهایی انفجار خواهد بود. درفصل بعدی نتایج این مدلسازی آورده شده است

[1] pipe
[2] Full bore rupture

فصل چهارم:

نتایج ارزیابی

۴-۱-نتایج حاصل از مطالعات HAZOP

در فصل دوم ارزیابی ریسک به روش کیفی مورد بررسی قرار گرفت. این مطالعات در ٤ بخش (واحد DM،دستگاه Deaerator، دستگاه HRSG و در نهایت توربین گازی) مورد بررسی قرار گرفت که نقاط پر خطر برای بررسی های بیشتر برای مدل سازی و بررسی بیشتر ایمنی فرآیند از آن استخراج گردید. همچنین پیشنهادات فرآیندی برای بهینه سازی فرآیند و بالا بردن سطح ایمنی ارائه گردید.

۴-۱-۱-نتایج واحد DM

به دلیل حجم بالای worksheet های این بخش (۱۱۹ صفحه) تنها تقسیم بندی گره ها و انحرافات کلی هر گره در صفحات بعدی آورده شده است.

Nodes

Nodes	Type	Design Conditions/Parameters	Drawings	Equipment ID	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. 3TK-2201	Tank	DP :ATM , DT: 85°c , CAPACITY : 15000m³	TRPU-322-ED-PR-PID-001	3TK-2201				
2. 3ME-2201-F-1A	Active carbon filters	DP:7.5 BARG DT:65 C	TRPU-322-ED-PR-PID-001	3ME-2201-F-1A				
3. 3ME-2201-V-1A	Cation exchanger	DP:7.5 BARG DT:65 C	TRPU-322-ED-PR-PID-001	3ME-2201-V-1A				
4. 3ME-2201-V-2A	Decarbonator	DP:ATM DT:65C	TRPU-322-ED-PR-PID-001	3ME-2201-V-2A				
5. 3ME-2201-V-3A	Anion exchanger	DP: 7.5 BARG DT:65 C	TRPU-322-ED-PR-PID-001	3ME-2201-V-3A				
6. 3ME-2201-V-4A	Mixed bed Exchanger	DP: 7.5 BARG DT:65 C	TRPU-322-ED-PR-PID-001	3ME-2201-V-4A				
7. 3TK-2202	Tank	DP :ATM , DT: 85°c , CAPACITY : 15000m³	TRPU-322-ED-PR-PID-001	3TK-2202				
8. 3ME-2201-TK-5	resin flushing drum	DP :ATM , DT: 65°c	TRPU-322-ED-PR-PID-001	3ME-2201-TK-5				

Deviations

Node: 1. 3TK-2201

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Tank

Equipment ID: 3TK-2201

Design Conditions/Parameters: DP :ATM , DT: 85°c , CAPACITY : 15000m³

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. No/Low Flow of raw water	Low/No	Flow					
2. More/High Flow of raw water	High More	Flow					
3. Low Level	Low	Level					
4. High Level	High	Level					
5. Low Temperature	Low	Temperature					
6. High Temperature	High	Temperature					
7. Low Pressure	Low	Pressure					
8. High Pressure	High	Pressure					
9. Reverse Flow	Reverse	Flow					

Node: 2. 3ME-2201-F-1A

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Active carbon filters

Equipment ID: 3ME-2201-F-1A

Design Conditions/Parameters: DP:7.5 BARG DT:65 C

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. No/Low Flow	Low/No	Flow					
2. More/High Flow	More	Flow					
3. Low Level	Low	Level					
4. High Level	High	Level					
5. High Pressure	High	Pressure					
6. Low Pressure	Low	Pressure					
7. Reverse Flow	Reverse	Flow					

Node: 3. 3ME-2201-V-1A

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Cation exchanger

Equipment ID: 3ME-2201-V-1A

Design Conditions/Parameters: DP:7.5 BARG DT:65 C

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. No/Low Flow of water	Low/No	Flow					
2. More/High Flow of water	More	Flow					
3. No/Low Flow of CHM	Low/No	Flow					
4. More/High Flow of CHM	More	Flow					
5. Low Level	Low	Level					
6. High Level	High	Level					
7. Reverse Flow	Reverse	Flow					
8. Low Pressure	Low	Pressure					
9. High Pressure	High	Pressure					
10. High Pressure drop	High	Pressure drop					
11. Low Temperature	Low	Temperature					
12. High Temperature	High	Temperature					
13. Low PH	Low	PH					
14. High PH	High	PH					
15. As well as Composition(chlorine)	As well as	composition					
16. low Conductivity	low	conductivity					
17. short Time(regeneration)	short	Time					
18. long Time(regeneration)	long	Time					

Node: 4. 3ME-2201-V-2A

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Decarbonator

Equipment ID: 3ME-2201-V-2A

Design Conditions/Parameters: DP:ATM DT:65C

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. No/Low Flow	Low/No	Flow					

Node: 4. 3ME-2201-V-2A

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Decarbonator

Equipment ID: 3ME-2201-V-2A

Design Conditions/Parameters: DP:ATM DT:65C

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
2. More/High Flow	More	Flow					
3. Reverse Flow	Reverse	Flow					
4. Low Level	Low	Level					
5. High Level	High	Level					
6. Low Pressure	Low	Pressure					
7. High Pressure	High	Pressure					
8. Low Temperature	Low	Temperature					
9. High Temperature	High	Temperature					

Node: 5. 3ME-2201-V-3A

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Anion exchanger

Equipment ID: 3ME-2201-V-3A

Design Conditions/Parameters: DP: 7.5 BARG DT:65 C

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. Low/No Flow of water	More	Flow					
2. High/More Flow of water	Low/No	Flow					
3. Low/No Flow of CAU	More	Flow					
4. More/High Flow of CAU	More	Flow					
5. Reverse Flow	Reverse	Flow					
6. Misdirected Flow	Misdirected	Flow					
7. High Level	High	Level					
8. Low Level	Low	Level					
9. High Pressure	High	Pressure					
10. Low Pressure	Low	Pressure					
11. High Pressure drop	High	Pressure drop					
12. High Temperature	High	Temperature					

Node: 5. 3ME-2201-V-3A

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Anion exchanger

Equipment ID: 3ME-2201-V-3A

Design Conditions/Parameters: DP: 7.5 BARG DT:65 C

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
13. Low Temperature	Low	Temperature					
14. Low PH	Low	PH					
15. High PH	High	PH					
16. Low Conductivity	Low	Conductivity					
17. As well as Composition (sodium)	As well As	Composition					
18. As well as Composition (chlorine)	As well As	Composition					
19. As well as Composition (silica)	As well As	Composition					
20. short Time(regeneration)	short	Time					
21. long Time(regeneration)	Long	Time					

Node: 6. 3ME-2201-V-4A

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Mixed bed Exchanger

Equipment ID: 3ME-2201-V-4A

Design Conditions/Parameters: DP: 7.5 BARG DT:65 C

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. No/Low Flow of water	Low/No	Flow					
2. More/High Flow of water	More	Flow					
3. No/Low Flow of CHM	Low/No	Flow					
4. More/High Flow of CHM	More	Flow					
5. No/Low Flow of CAU	No/Low	Flow					
6. More/High Flow of CAU	More	Flow					
7. No/Low Flow of instrument air	Low/No	Flow					
8. More/High Flow of instrument air	More	Flow					

Node: 6. 3ME-2201-V-4A

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Mixed bed Exchanger

Equipment ID: 3ME-2201-V-4A

Design Conditions/Parameters: DP: 7.5 BARG DT:65 C

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
9. Reverse Flow	Reverse	Flow					
10. Low Level	Low	Level					
11. High Level	High	Level					
12. High Pressure	High	Pressure					
13. Low Pressure	Low	Pressure					
14. High Pressure drop	High	Pressure drop					
15. Low Temperature	Low	Temperature					
16. High Temperature	High	Temperature					
17. Low PH	Low	PH					
18. High PH	High	PH					
19. Low Conductivity	Low	Conductivity					
20. As well as Composition (sodium)	As well as	Composition					
21. As well as Composition (chlorine)	As well as	Composition					
22. As well as Composition (silica)	As well as	Composition					
23. Short Time (regeneration)	Short	Time					
24. Long Time (regeneration)	Long	Time					

Node: 7. 3TK-2202

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Tank

Equipment ID: 3TK-2202

Design Conditions/Parameters: DP :ATM , DT: 85°c , CAPACITY : 15000m³

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. No/Low Flow	Low/No	Flow					

Node: 7. 3TK-2202

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: Tank

Equipment ID: 3TK-2202

Design Conditions/Parameters: DP :ATM , DT: 85°c , CAPACITY : 15000m³

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
2. More/High Flow	More	Flow					
3. Reverse Flow	Reverse	Flow					
4. Low Level	Low	Level					
5. High Level	High	Level					
6. Low Pressure	Low	Pressure					
7. High Pressure	High	Pressure					
8. Low Temperature	Low	Temperature					
9. High Temperature	High	Temperature					

Node: 8. 3ME-2201-TK-5

Drawings: TRPU-322-ED-PR-PID-001

Type: resin flushing drum

Equipment ID: 3ME-2201-TK-5

Design Conditions/Parameters: DP :ATM , DT: 65°c

Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. No/Low Flow	Low/No	Flow					
2. More/High Flow	More	Flow					
3. Reverse Flow	Reverse	Flow					
4. Low Level	Low	Level					
5. High Level	High	Level					
6. Low Pressure	Low	Pressure					
7. High Pressure	High	Pressure					
8. Low Temperature	Low	Temperature					
9. High Temperature	High	Temperature					

Worksheet

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 1. More/High Flow of DM water

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. LCV-003B Fail to open (due to any reason such as wrong signal) or High set point(Human error)	1. High level in DA and over flow of DA	1	2	2	1. LIC-003 (for BFW stop)			
	2. Misdirected flow (carry over) water to steam line	1	2	2	2. LI(HH) 003A			
	3. Level increase in DA leads to pressure & temperature steam decrease and pump damage is possible	1	2	2	3. LT-003A			
2. GLV-00-022 open (by pass line)due to any reason	1. High level in DA and over flow of DA	1	2	2	1. LIC-003 (for BFW stop)			
	2. Misdirected flow (carry over) water to steam line	1	2	2	2. LI(HH) 003A			
	3. Level increase in DA leads to pressure & temperature steam decrease and pump damage is possible	1	2	2	3. LT-003A			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 2. No/Low flow of water

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. wrong opening of GLV-00-103	1. low level of DM water in DA that cause High temperature of steam in DA	1	2	2	1. LI(LL) 003A 2. LT-003A			
2. wrong closing process line by SB -002	1. low level of DM water in DA that cause High temperature of steam in DA	1	2	2	1. LI(LL) 003A 2. LT-003A			
3. CHV-00-004 or GLV-00-021 failure	1. low level of DM water in DA that cause High temperature of steam in DA	1	2	2	1. LI(LL) 003A 2. LT-003A	refer to maintenance group		

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 3. More flow of LPS

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. PCV-003 wide more open due to controller malfunction or high set point (Human error)	1. temp. increase in DA	1	2	2	1. TI-003			
	2. press. increase in DA	1	2	2	2. TE-003			
	3. reverse flow, or no/less flow in DM water	1	2	2	3. PSV-003			
		1	2	2	4. PI-003			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 3. More flow of LPS

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	4. change in NPSH of BFW and damage them				5. GLV-00-019 (normaly open)			
2. GLV-00-014 open due to any reason such as human error	1. temp. increase in DA	1	2	2	1. TI-003			
	2. press. increase in DA	1	2	2	2. TE-003			
	3. reverse flow, or no/less flow in DM water	1	2	2	3. PSV-003			
	4. change in NPSH of BFW and damage them	1	2	2	4. PI-003			
					5. GLV-00-019 (normaly open)			
3. water flow decrease or cut-off from DM unit	1. temp. increase in DA	1	2	2	1. TI-003			
	2. press. increase in DA	1	2	2	2. TE-003			
	3. reverse flow, or no/less flow in DM water	1	2	2	3. PSV-003			
	4. change in NPSH of BFW and damage them	1	2	2	4. PI-003			
					5. GLV-00-019 (normaly open)			
					6. LIC-003 to stop BFW			
					7. BFW stop manualy			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 4. No/Less flow of LPS

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. PCV-003 fails to close	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2	1. GLV-00-014 open manualy			
2. GAV-00-008 failure	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2	1. GLV-00-014 open manualy			
3. GAV-00-130 failure	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2	1. GLV-00-014 open manualy			
4. flow cut-off from supplier (North utility)	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2		increasing oxygen scavenger chemical		

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 4. No/Less flow of LPS

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	2. water freezing in DA and coil, in cold days	1	2	2		call to refinery's shift officer		
5. failure to CHV-00-003	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2		refer to maintenance group		
6. error to PT-003 and wrong signal to PCV-003	1. PCV-003 close and same as 1-1	1	2	2	1. GLV-00-014 open manualy			
7. error to PIC-003 and wrong signal to PCV-003	1. PCV-003 close and same as 1-1	1	2	2	1. GLV-00-014 open manualy			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 5. No/Less CBD tank steam flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. low/No flow of upstream (CBD tank flow) or cut-off from supllier	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2	1. PSV-001 on CBD tank			
	2. CBD tank rupture due to high pressure	1	2	2	2. PI-003			
					3. TI-003			
					4. TE-003			
2. CHV-00-002 failure	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2	1. PSV-001 on CBD tank			
	2. reverse flow to CBD tank	1	2	2	2. PI-003			
	3. CBD tank rupture due to high pressure	1	2	2	3. TI-003			
					4. TE-003			
3. GLV-00-052 failure	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2	1. PSV-001 on CBD tank			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 5. No/Less CBD tank steam flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	2. reverse flow to CBD tank	1	2	2	2. PI-003			
	3. CBD tank rupture due to high pressure	1	2	2	3. CHV-00-002			
					4. TI-003			
					5. TE-003			
4. Wrong inlet flange's deblanking by operator after maintenance time	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2	1. PSV-001 on CBD tank			
	2. reverse flow to CBD tank	1	2	2	2. PI-003			
	3. CBD tank rupture due to high pressure	1	2	2	3. procedure are in place			
					4. CHV-00-002			
					5. TI-003			
					6. TE-003			
5. Line rupture (LLS-321-001-A1S1-2"-H)	1. DA's temp. decrease but there is no worse result, and stop operation in HRSG and KH & GH units and decrease DA's efficiency	1	2	2	1. PI-003			
					2. TI-003			
					3. TE-003			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 6. More/High CBD tank steam Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. high upstream flow from CBD tank due to any reason	1. press. increase in DA and then LPS inlet flow and DM water inlet flow stop(back pressure)	1	2	2	1. PSV-003	Consider a check valve on DM water line		
	2. high temp.in DA	1	2	2	2. PIC-003			
	3. staem flow run to (carry over) DM wate line	1	2	2	3. TI-003			
					4. TE-003			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 7. More Flow of N_2

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. wrong opening of GLV-00-021 due to any reason such as human error	1. press. in 2DA increase	1	2	2	1. SB-002 (blank) normaly close			
	2. PSV-003 open and cause environmental problem	1	2	2	2. GLV-00-019 normaly open to atm.			
	3. not expected product because LP steam decrease or stop	1	2	2	3. CHV-00-004			
	4. reverse flow to N_2 line	1	2	2				

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 7. More Flow of N_2

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
2. N_2 leak in maintenance period	1. people injure	3	2	6				

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 8. No/Low Flow of N_2

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. stop N_2 flow from suppllier	1. NO result (this is a good news)	1	2	2	1. procedure are in place			
2. GLV-00-021 failure	1. N_2 Release that cause enviromental problem	1	2	2	1. refer to maintenance group			
	2. people injure	1	2	2	2. CHV-00-004			
	3. reverse flow to N_2 supplier	1	2	2				
3. CHV-00-004 failure	1. N2 Release that cause enviromental problem	1	2	2	1. refer to maintenance group			
	2. people injure	1	2	2				
	3. reverse flow to N_2 supplier	1	2	2				
4. wrong closing of SB-002	1. reverse flow to N_2 supplier	1	2	2				

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 9. More/High BFW Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. High pumpage rate of BFW	1. GAV-00-012,013,014 damage is possible due to high flow rate	1	2	2	1. LI(HH) 003A(that shut off BFW)	consider SB (scum breaker)		
	2. High level and DA rupture	1	2	2	2. LT-003A			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 10. No/Low BFW Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. BFW shut off due to any reason such as power failure	1. low level in DA	1	2	2	1. LI (LL) 003A			
					2. LT 003A			
2. wrong closing of GAV-00-012,013.014	1. low level in DA	1	2	2	1. LI (LL) 003A			
	2. reverse flow to BFW and damage it	1	2	2	2. LT 003A			
					3. ARV-001,002,003			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 11. LPS-321-004-B1S1-5"-H (warm up) goes through in false time

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. failure of GLV-00-015 and GLV-00-016	1. press. and temp. increase and same as their deviation	1	2	2		consider a lock in GLV-00-015, 016		
	2. NPSH will be change and damage to pump such as cavitation	1	2	2				

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 12. Low Level

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. No/Less inlet flows(DM water and...)	1. see No/Less flow deviation	1	2	2				
2. wrong opening of GAV-00-020	1. change composition in DA and decrese pressure	1	2	2	1. LT-003A/B			
					2. LI(LL) 003A			
3. XY-001 fail to open	1. same as 2-1	1	2	2	1. GLV-00-032 (bypass line)			
					2. LT-003A/B			
					3. LI(LL) 003A			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 13. High Level

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. blocking of outlet pass (lines) due to any reson	1. increase pressure in DA	1	2	2	1. LI (HH)-003A			
	2. over flow and rupture of DA	1	2	2	2. LT- 003A/B			
2. More inlet flows	1. see more flow deviations	1	2	2	1. LI (HH)-003A			
					2. LT- 003A/B			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 14. High Pressure in DA

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. 3P-2103A/B recycle, close due to any reason such as human error or mechanical failure	1. water flow carry over to staem line	1	2	2	1. PSV-003	consider PCV on recycle line		
	2. misdirested water flow to PSV-003	1	2	2	2. GLV-00-019 (vent)			
	3. damage to baffel and spray valve damage	1	2	2	3. PI-003			
	4. water flow carry over to vent line	1	2	2	4. PT-003			
					5. CHV-00-003			
					6. LT-003A/B			
					7. XV-001			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 14. High Pressure in DA

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
					8. GLV-00-032 OPEN NORMALY			
2. users out of service such as GH unit and H2 unit	1. same as 1-1 to 1-4	1	2	2				
3. close of DA outlet flange due to any reason	1. same as 1-1 to 1-4	1	2	2	1. LT-003A/B			
	2. low level in storage tank (same as no flow deviation)	1	2	2				
4. More inlet flows(CBD tank)	1. see more flow deviations	1	2	2				
5. wrong closing of GAV-00-020	1. gas (steam) blowby to water line	1	2	2	1. GAV-00-008	consider press. switch BFW suction		
	2. unexpected product	1	2	2	2. LT-003A/B			
	3. high water press. and decrease NPSH	1	2	2				
	4. BFW damage	1	2	2				
	5. high level in DA	1	2	2				
6. High pumpage rate of BFWs	1. high level in storage tank that lead to high press.	1	2	2	1. LT- 003A/B			
					2. PI -003			
					3. PSV- 003			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 15. Low Pressure in DA

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. steam flow or press. decrease or cut-off from supllier	1. composition change occure in water proudct	1	2	2	1. PT-003	consider a TT		
	2. increase of fuel feed	1	2	2	2. TI-003			
	3. if press. decrease suddenly at this time and the temp. bacome near 120°c, the hot water will vapore quickly and bobble goes throuth BFW pump and cavitation will occure	1	2	2				
2. CBD tank flow or press. decrease or cut-off from supllier	1. composition change occure in water proudct	1	2	2	1. PCV-003			
	2. increase of fuel feed	1	2	2	2. PI-003			
3. LPS-321-004 open in start up and then close due to any reason	1. composition change occure in water proudct	1	2	2	1. PCV-003			
	2. increase of fuel feed	1	2	2	2. PI-003			
					3. procedures are in place			
4. PIC-003 close due to any reason	1. composition change occure in water proudct	1	2	2	1. there is a balance line			
	2. increase of fuel feed	1	2	2				

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 15. Low Pressure in DA

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
5. PCV-003 close due to any reason	1. composition change occure in water proudct	1	2	2	1. GV-00-014 open manualy			
	2. increase of fuel feed	1	2	2	2. there is a balance line			
6. GAV-00-008 close due to any reason such as human error	1. composition change occure in water proudct	1	2	2	1. PI-003			
	2. increase of fuel feed	1	2	2				
7. CHV--00-003 failure	1. composition change occure in water proudct	1	2	2	1. PI-003			
	2. increase of fuel feed	1	2	2				
8. wrong opening of PSV-003	1. composition change occure in water proudct	1	2	2	1. PI-003			
	2. increase of fuel feed	1	2	2				
9. XV--001 open due to any reason	1. composition change occure in water proudct	1	2	2	1. GAV-00-019			
	2. increase of fuel feed	1	2	2				

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 16. High Temperature in DA

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. increase steam flow	1. increase temp. and then cavitation will occure	1	2	2	1. PCV-003			
	2. see No/Less steam flow deviation	1	2	2	2. TI-003			
					3. PT-003			
2. more flow of LPS-321-004 line due to wrong openning (human error)	1. increase temp. and then cavitation will occure	1	2	2	1. procedures are in place			
					2. TI-003			
3. High pressure in DA	1. increase temp. and then cavitation will occure	1	2	2	1. PI-003			
	2. see High press. deviation	1	2	2	2. PCV-003			
					3. PSV- 003			
					4. GLV-00-019			
					5. TI-003			
4. water flow decrease	1. increase temp. and then cavitation will occure	1	2	2	1. LT-003A			
					2. procedures are in place			
					3. TI-003			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 17. Low Temperature in DA

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. steam flow decrease	1. composition change in DA	1	2	2	1. PCV-003			
	2. see No/Less steam flow deviation	1	2	2	2. TI-003			
					3. PT-003			
2. less flow of LPS-321-005	1. composition change in DA	1	2	2	1. TI-003			
3. press. decrease in 1DA	1. composition change in DA	1	2	2	1. PCV-003			
	2. if press. decreasing occure suddenly, bobble will be produced and damage to BFW	1	2	2	2. TI-003			
					3. PT-003			
4. water flow increase more than normal flow	1. composition change in DA	1	2	2	1. TI-003			
	2. High level in DA	1	2	2	2. LI-003A			
	3. over flow of DA	1	2	2				

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 18. High Pressure in water line

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. wrong closing of DA inlet flange due to any reason	1. changing in conditional operation in NO.3 Hydrogen unit's DA	1	2	2	1. recycle line open manualy	consider a automatical recycle line		
2. LCV-003B close due to any reason	1. changing in conditional operation in NO.3 Hydrogen unit's DA	1	2	2	1. recycle line open manualy			
3. GAV-00-010 close due to any reason	1. changing in conditional operation in NO.3 Hydrogen unit's DA	1	2	2	1. recycle line open manualy			
4. GAV-00-011 close due to any reason	1. changing in conditional operation in NO.3 Hydrogen unit's DA	1	2	2	1. recycle line open manualy			
5. DM water recycle line to STK-2202 close due to any reason	1. changing in conditional operation in NO.3 Hydrogen unit's DA	1	2	2	1. PT-322605 2. PIA-322605			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 19. Low Pressure in water line less than DA's normal operation press.

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. water flow decrease or cut-off from supllier	1. misdirected flow (steam to water)	1	2	2	1. PI-003	consider a check valve on DM water line and before DA's inlet flange		
	2. press. and temp. increase	1	2	2	2. LI-003			
	3. Level in steam drum decrease	1	2	2	3. LAL-003			
					4. TI-003			
2. increase consumption's capasity of another units such as NO.3 Hydrogen	1. misdirected flow (steam to water)	1	2	2		down stream unit must not to get service line without utility engineering recommendation		
	2. press. and temp. increase	1	2	2				
	3. Level in steam drum decrease	1	2	2				

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 20. High Pressure on steam line

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. wrong closing of PCV-003 due to any reason	1. pressure and temperature decrease in DA	1	2	2	1. GLV-00-014 open manualy			
2. GAV-00-008 close due to any reason	1. pressure and temperature decrease in DA	1	2	2	1. GLV-00-014 open manualy			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 20. High Pressure on steam line

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
3. GAV-00-009 close due to any reason	1. pressure and temperature decrease in DA	1	2	2	1. GLV-00-014 open manualy			
4. blanking of inlet flange of DA	1. pressure and temperature decrease in DA	1	2	2	1. GLV-00-014 open manualy			
5. CHV-00-003 failure due to any reason	1. pressure and temperature decrease in DA	1	2	2	1. period inspection			
6. failure of let down station for LPS control press. in North Utility to close due to any reason	1. increasing press. in 2DA and same as its deviation	1	2	2	1. PCV-003 2. PSV-003			

Node: 1. 3B-2101-DA-1A

Drawings: EK-0126-PR-DW-112

Type: Deaerator

Equipment ID: 3B-2101A-DA-1A

Design Conditions/Parameters: T_{in}=20-35°C , P_{in}=2.8 - 4.2 bar / T_{out}=127°C , P_{out}=1.45 bar

Deviation: 21. Low Pressure on steam line

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. let down station (control valve) close due to any reason	1. pressure decrease in DA and same as its deviation	1	2	2				

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 1. No/Low Gas Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. gas flow decrease or cut-off from suplier	1. stop steam produce	1	2	2	1. PT-96114 2. TT-96114 3. ZSO- 98116 C,D send "open bypass stack path" signal			
2. failure of Diverter damper and close inlet HRSG path	1. stop steam produce	1	2	2	1. PT-96114 2. TT-96114 3. ZSO- 98116 C,D send "open bypass stack path" signal			
3. High pressure in HRSG and reverse flow of Gas	1. over heating cause hot spot and tube rupture	1	2	2	1. PSV 1003 A,B 2. PI-1003A,B 3. PT-1003 4. PI-1007	need to PT A/B		

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 2. More/HighGas Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. over load in gas turbine	1. High pressure and temperature in HP drum	1	2	2	1. TCV 1003 (Desuper heater attemperator inject water to decrease the outlet steam temperature)	consider LS 1003		

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 2. More/HighGas Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	2. over heating cause hot spot and tube rupture	1	2	2	2. PT-96114	Review the logic		
	3. explosion due to large volume of gas flow and catastrophic rupture				3. TT-96114			
					4. ZSO- 98116 C,D send "open bypass stack path" signal			
					5. PSV 1003 A,B			
					6. PI-1003A,B			
					7. PIA 1003			
					8. TI 1007			
					9. PI 1007			
					10. LT 1001, 1002			
					11. PSV 1004			
					12. qualified design and material of ductwork for loss prevention			
2. diverter damper failure or wrong opening	1. same ad 1.1-1.3	1	2	2	1. same as 1.1.1-12			
					2. if diverter damper fails due to any reason signal of "GTG Trip" send			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 3. No/Low water Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. BFW trip due to any reason such as power supply disconnection	1. Low level in HP Drum and over heating in tubes that cause hot spot and tube rupture	1			1. LT 1001, 1002			
	2. reverse flow to BFW	1	2	2	2. LIA 1001(LL)			
	3. cavitation in BFW and damage it	1	2	2	3. site glass			
					4. electronic indexes (EDLI,MPU,RIU)			
					5. Auto check valve in BFW (ARV-98405,406,407)			
					6. load run back 30%% process			
					7. PT-98408 and FT-98101 on inlet water line			
					8. STANDBY PUMP (P-U801C)			
					9. min flow of BFW pump			
2. water flow decrease or cut-off from supllier	1. Low level in DA.	1	2	2	1. LAL-003	cosider PT on steam flow line		
						cosider FT on water flow		
						consider flow switch on water flow line		
3. FCV-1002A,B closed due to controller mralfunction (or in minimum flow failure open)	1. Low level in HP Drum and over heating in tubes that cause hot spot and tube rupture	1	2	2	1. LT 1001, 1002			
					2. LIA 1001(LL)			
					3. site glass			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 3. No/Low water Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
					4. electronic indexes (EDLI,MPU,RIU)			
4. GAV-00'-010 or GAV-00'-011 wrong closing due to any reason such as human error	1. Same as 2.1	1	2	2	1. Same as 2.1.1-4			
5. PT-98408 or FT-98101 on water line failure	1. Same as 2.1	1	2	2	1. Same as 2.1.1-4			
6. tube fouling or leakage	1. Same as 2.1	1	2	2	1. Same as 2.1.1-4			
7. PSV-1003A,B popping or leakage	1. Same as 2.1	1	2	2	1. Same as 2.1.1-4			
8. Error to LT	1. same as 2.1	1	2	2	1. voating 2o3 to trip	consider new LT		
						consider LS		

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 4. More/High water Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. FCV-1002 A/B fails to open	1. stop steam produce	1	2	2	1. GVA-01-008,009,007			
	2. off-spect product in down stream	1	2	2	2. LI(HH)1001			
	3. overfilling of HP drum	1	2	2	3. LIA(HH)1001			
					4. dran and vent valve in HPECO and HPSH module			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 4. More/High water Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
2. P-U801A,B,C work together	1. stop steam produce	1	2	2	1. GVA-01-008,009,007			
	2. off-spect product in down stream	1	2	2	2. LI(HH)1001			
	3. overfilling of HP drum	1	2	2	3. LIA(HH)1001			
					4. dran and vent valve in HPECO and HPSH module			
					5. FT 1001,PT 1001			
					6. LT 1001, 1002			
3. GLV-01-067(bypass line) open due to any reason such as human error	1. stop steam produce	1	2	2	1. GVA-01-008,009,007			
	2. off-spect product in down stream	1	2	2	2. LI(HH)1001			
	3. overfilling of HP drum	1	2	2	3. LIA(HH)1001			
					4. dran and vent valve in HPECO and HPSH module			
					5. FT 1001,PT 1001			
					6. LT 1001, 1002			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 5. No/Low steam Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. Low gas Flow due to any reason (see Low gas Flow deviation)	1. Same as No/Less gas flow	1	2	2	1. Same as No/Less gas Flow			
	2. No steam product	1	2	2				
2. Low inlet water Flow due to any reason (see Low water deviations)	1. same as low water flow	1	2	2	1. same as Low/Less water Flow			
	2. No steam product	1	2	2				
3. tube fouling or leakage	1. hot spot that cause tube rupture	1	2	2	1. TCV 1003 (Desuper heater attemperator inject water to decrease the outlet steam temperature)			
	2. Misdirected Flow	1	2	2	2. PSV 1003 A,B			
	3. overpressure in HRSG	1	2	2	3. PI-1003A,B			
					4. TI 1007			
					5. PI 1007			
					6. PSV 1004			
4. wrong opening of MOV-1007,1008	1. water and steam loss	1	2	2	1. LT-1001,1002			
	2. Low level in HP drum	1	2	2	2. LI (L,LL)-1001			
					3. LI (L)-1002			
5. PSV-1004 popping or leakage from PSV	1. steam loss	1	2	2	1. MOV-1004	API STD-527		
					2. FT-1004	ASME PTC 25		

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 6. More steam Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. High gas Flow (see More gas Flow)	1. see More gas Flow deviation	1	2	2	1. see More gas Flow deviation			
	2. High steam product	1	2	2	2. TI-1004			
	3. overpressure in HP drum	1	2	2	3. PIC-1004			
					4. PSV-1004			
					5. MOV-1004			
					6. FT-1004			
2. More water Flow(see more water flow deviations)	1. see more water flow deviations	1	2	2	1. see more water flow deviations)			
	2. High steam product	1	2	2	2. TI-1004			
	3. overpressure in HP drum	1	2	2	3. PIC-1004			
	4. over flow of HP drum	1	2	2	4. PSV-1004			
					5. MOV-1004			
					6. FT-1004			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 7. Misdirected Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. tubes fouling	1. ununiform heat exchange and hot spot in tubes	1	2	2	1. CBD process			
	2. tube rupture and leakage	1	2	2	2. chemical material injection			
	3. entrance gas flow to water line	1	2	2				

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 8. Low Level

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. low inlet water flow due to any reason	1. see low water flow deviations	1	2	2	1. see low water flow deviations			
2. PSV-1003A,B popping or leakage	1. Low level in HP Drum and over heating in tubes that cause hot spot and tube rupture	1	2	2	1. LT 1001, 1002			
					2. LI (L)-1002			
					3. LI (L,LL)-1001			
					4. site glass			
					5. MPU,EDLI,RIU (electronic indexes)			
3. wrong opening of any drain line or vent valve	1. Low level in HP Drum and over heating	1	2	2	1. LT 1001, 1002			
					2. LI (L)-1002			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 8. Low Level

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	in tubes that cause hot spot and tube rupture				3. LI (L,LL)-1001			
					4. site glass			
					5. MPU,EDLI,RIU (electronic indexes)			
4. tube fouliing	1. Low level in HP Drum and over heating in tubes that cause hot spot and tube rupture	1	2	2	1. LT 1001, 1002			
					2. LI (L)-1002			
					3. LI (L,LL)-1001			
					4. CBD process			
					5. chemical material injection			
					6. site glass			
					7. MPU,EDLI,RIU (electronic indexes)			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 9. High Level

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. More inlet water flow	1. see more water flow deviations	1	2	2	1. see more water flow deviations			
					2. site glass			
					3. MPU,EDLI,RIU (electronic indexes)			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 9. High Level

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
2. FCV-1002 A/B fails to open	1. high level of HP drum and over flow	1	2	2	1. LT 1001, 1002			
					2. LI (H)-1002			
					3. LI (H,HH)-1001			
					4. site glass			
					5. MPU,EDLI,RIU (electronic indexes)			
3. blocking of outlet pass (lines) due to any reson	1. high level of HP drum and over flow	1	2	2	1. LT 1001, 1002			
					2. LI (H)-1002			
					3. LI (H,HH)-1001			
					4. site glass			
					5. MPU,EDLI,RIU (electronic indexes)			
4. P-U801A,B,C work together	1. high level of HP drum and over flow	1	2	2	1. LT 1001, 1002			
					2. LI (H)-1002			
					3. LI (H,HH)-1001			
					4. site glass			
					5. MPU,EDLI,RIU (electronic indexes)			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 10. High Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. more BFW Pump flow (see more water flow deviation)	1. High level in HP drum cause high pressure and over filling	1	2	2	1. PSV-1004			
	2. reverse flow to BFW and damage it	2	2	4	2. PSV-1003 A/B			
					3. PT-1003			
					4. PI-1003A,B			
					5. PT-1002,1001			
					6. LT-1001,1002			
					7. FCV-1002A,B			
					8. CH-01-004			
					9. ARV-98405,406,407			
					10. block GTG to HRSG path by diverter damper because of high pressure in HP drum			
2. High gas flow(see more gas flow)	1. temperature increase in tubes and HP drum	1	2	2	1. TI-1007			
	2. Hot spot and tube rupture	1	2	2	2. PI-1007			
	3. steam produce increase that cause over pressure	1	2	2	3. TCV-1003			
	4. high steam temperature outlet cause problems in next equipments	1	2	2	4. TIC(H)-1005			
					5. PSV-1004			
					6. PSV-1003 A/B			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 10. High Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
					7. PT-1003			
					8. PI-1003A,B			
					9. PT-1002,1001			
					10. MOV-1004			
					11. TI-1004			
					12. block GTG to HRSG path by diverter damper because of high pressure in HP drum			
3. tube fouling or leakage	1. Hot spot and tube rupture	1	2	2	1. CBD process			
	2. misdirected flow	1	2	2	2. chemical material injection			
	3. overpressure in HP drum	1	2	2	3. block GTG to HRSG path by diverter damper because of high pressure in HP drum			
					4. same as 1.1.1-7			
4. High Temp. of inlet gas flow	1. increase temperature and pressure in HP drum	1	2	2	1. send " open bypass stack" signal			
					2. TT-96114			
					3. PT-96114			
					4. same as 1.1.1-7			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 11. Low Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. Low gas flow	1. see low gas flow deviations	1	2	2	1. see low gas flow deviations			
2. Low inlet water flow	1. see low inlet water flow deviations	1	2	2	1. see low inlet water flow deviations			
3. wrong signal to diverter damper and close it	1. stop steam product	1	2	2	1. PI-1002 & PT-1002			
	2. Low temperature and pressure	1	2	2	2. PI 1007			
					3. TI 1007			
					4. TE-1007			
					5. PT-1005			
					6. PI-1004 & PT-1004			
					7. TE-1004 & TI-1004			
4. GTG trip	1. same as 3.1-2	1	2	2	1. PI-1002 & PT-1002			
					2. PI 1007			
					3. TI 1007			
					4. TE-1007			
					5. PT-1005			
					6. PI-1004 & PT-1004			
					7. TE-1004 & TI-1004			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 12. High Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. High temperature of GTG gas outlet	1. high temperature cuase high pressure in HP drum	1	2	2	1. PT-96114 and TT-96114 check gas flow temperature and send " open bypass stack path " because of High temperature or High pressure			
	2. High temperature of outlet steam cause problems in next equipment	1	2	2	2. block GTG to HRSG path by diverter damper because of high pressure in HP drum			
	3. Hot spot and tube rupture and leakage	1	2	2	3. TI-1007			
2. No/Less inlet water flow from BFW due to any reason such as BFW trip	1. No water flow to DSH-1001 cause High temperature in this module	1	2	2	1. use Auto Min flow of BFW pump to rectify low capacity			
	2. High temperature and high pressure in HP drum due to no water flow	1	2	2	2. Attemperator controll temperature between 2 superheater			
	3. High temperature of outlet steam cause problems in next equipment	1	2	2	3. TCV-1003			
					4. TIC(H)-1003			
					5. TIC(H)-1005			
					6. block GTG to HRSG path by diverter damper because of high pressure in HP drum			
					7. TI-1007			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 12. High Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
3. Chocking of STR-1001	1. No water flow to DSH-1001 cause High temperature in this module	1	2	2	1. FE-1003			
	2. High temperature and high pressure in HP drum due to no water flow	1	2	2	2. FT-1003			
	3. High temperature of outlet steam cause problems in next equipment	1	2	2	3. Attemperator controll temperature between 2 superheater			
					4. TCV-1003			
					5. TIC(H)-1003			
					6. TIC(H)-1005			
					7. block GTG to HRSG path by diverter damper because of high pressure in HP drum			
4. wrong closing of GLV-01-062	1. same as 3.1-3	1	2	2	1. same as 3.1.1-7			
5. TCV-1003 failure	1. High temperature and high pressure in HP drum due to no water flow	1	2	2	1. Attemperator controll temperature between 2 superheater			
	2. High temperature of outlet steam cause problems in next equipment	1	2	2	2. TIC(H)-1005			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 12. High Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	3. Hot spot and tube rupture and leakage	1	2	2	3. block GTG to HRSG path by diverter damper because of high pressure in HP drum			
					4. TI-1007			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 13. Low Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. low gas flow temperature	1. stop steam produce	1	2	2	1. 1. PT-96114 and TT-96114 check gas flow temperature and send " open bypass stack path " because of Low temperature or Low pressure			
2. P-U801A,B,C work together	1. More inlet water flow decrease temperature in HRSG	1	2	2	1. TI-1002			
	2. stop steam produce	1	2	2	2. TE-1002			
					3. FI-1001			
					4. FCV-1002A,B			
					5. FE-1003			
					6. FT-1003			

Node: 2. HRSG1

Drawings: EK-0126-PR-DW-105

Type: Heat Recovery and storage generator

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 13. Low Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
3. wrong signal to TCV-1003 and wide more open	1. More inlet water flow decrease temperature DSH-1001	1	2	2	1. TE-1005			
	2. stop steam produce	1	2	2	2. TE-1003			

Worksheet

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 1. No/Low Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. low level in oil tank storage	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. G96LQ-1 (low alarm in 67%)			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. GLG-5 (local level indicator)			
	3. GTG Trip	1	2	2	3. seal pot to keep liqiid level constant)			
	4. low pressure in main pump due to low flow and cavitation is possible	1	2	2				
2. Main lube oil PUMP (G88QM-1) failure	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. G96QM-1 send signal to DCS and TCP (PIT)			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. Emergency pump start to work			
	3. GTG Trip	1	2	2	3. G88QM-2 as a standbye pump			
3. line rupture in lube oil cooler due to any reason	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. G69QN-1 (PIT) send lube oil header low pressure signal to DCS and TCP			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. stand by lube oil cooler			
	3. GTG Trip	1	2	2	3. GVTR-1 (temperature controll valve)			
	4. misdirected flow to low pressure section	1	2	2	4. GDT-13A,B for check temperature on inlet water line			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 1. No/Low Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	5. leakage and oil loss	1	2	2	5. GDT-10A,B for check temperature on outlet water line			
	6. High temperature of lube oil	1	2	2				
4. chocking of lube oil filter due to any reason	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. another lube oil filter as stand by			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. GDPG-5 (differentional pressure indicator) to show drty amount			
	3. GTG Trip	1	2	2	3. GVPR-2 (pressure adjustment regulator			
	4. reverse flow is possible	1	2	2				
	5. high pressure in lube oil system	1	2	2				
5. coagulation of lube oil in line due to low temperature and blocking the path	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. GDT-1 check temperature of oil storage tank and start G23QT-1,2 (elecrical heaters) in low temperature			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. GTTQT-1A,1B,1C check head lube oil temperature			
	3. GTG Trip	1	2	2				
	4. reverse flow is possible	1	2	2				
6. Chek valve in discharge Main lube oil pump failure	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. G96QM-1(PIT)			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. G88QM-2 as a stanby pump			
	3. GTG Trip	1	2	2	3. G88QE-1 as an Emergency pump			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 1. No/Low Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
7. wrong closing of GVPR-222	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. G96QN-1 (PIT) send signal to DCS and TCP			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. G96QT-2A,2B,2C (PIT) send signal to DCS and TCP			
	3. GTG Trip	1	2	2				

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 2. More/High Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. High Level of Lube oil tank and High discharge rate of main pump	1. High pressure in lube oil system that cause high temperature	1	1	1	1. G96QM-1 send signal to DCS and TCP (PIT)			
	2. Damage to bearing and gearbox	1	1	1	2. G69LQ-1 (High alarm in 77%)			
					3. GLG-5 (local level indicator)			
					4. seal pot to keep liquid level constant)			
					5. GDT-1 (local temperature indicator)			
2. G88QM-1 & 2 work together wrong start of Emergency pump	1. High pressure in lube oil system that cause high temperature	1	1	1	1. G96QM-1 send signal to DCS and TCP (PIT)			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 2. More/High Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	2. Damage to bearing and gearbox	1	1	1	2. G69QN-1 (PIT) send lube oil heade High pressure signal to DCS and TCP			
					3. G69QT-2A,2B,2C (PIT)			
					4. GTTQT-1A,1B,1C check head lube oil temperature			
3. wide more open of GVPR-2	1. High pressure in lube oil system that cause high temperature	1	1	1	1. G69QN-1 (PIT) send lube oil heade High pressure signal to DCS and TCP			
	2. Damage to bearing and gearbox	1	1	1	2. G69QT-2A,2B,2C (PIT)			
					3. GTTQT-1A,1B,1C check head lube oil temperature			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 3. Misdirected Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. line rupture in lube oil cooler due to any reason	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. G69QN-1 (PIT) send lube oil header low pressure signal to DCS and TCP			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. stand by lube oil cooler			
	3. GTG Trip	1	2	2	3. GVTR-1 (temperature controll valve)			
	4. misdirected flow to low pressure section	1	2	2	4. GDT-13A,B for check temperature on inlet water line			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 3. Misdirected Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	5. leakage and oil loss	1	2	2	5. GDT-10A,B for check temperature on outlet water line			
	6. High temperature of lube oil	1	2	2				

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 4. Low Level

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. High pumpage rate of main pump or G88QM-1 & 2 work together	1. vacume copresser of lube oil tank	1	2	2	1. G96QM-1 send signal to DCS and TCP (PIT)			
	2. leakage and oil loss	1	2	2	2. G69LQ-1 (Low alarm in 77%)			
					3. GLG-5 (local level indicator)			
					4. seal pot to keep liqiid level constant)			
					5. GDPG-8 (differentional pressure indicator)			
2. MIsdirected flow to oil mist seprator skid due to any reason such as High suction rate of GMSFAN-1	1. vacume copresser of lube oil tank	1	2	2	1. GPG-7,8 (pressure indicator)			
	2. damage to GMSFAN-1	1	2	2	2. GDPG-7 (diffrentional pressure indicator)			
					3. GDT (temperature indicator)			
					4. Mist seprator			
					5. vents on lube oil system lines			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 5. High Level

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. main pump trip	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. G69LQ-1 (High alarm in 77%)			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. GLG-5 (local level indicator)			
	3. GTG Trip	1	2	2	3. G96QM-1 send signal to DCS and TCP (PIT)			
					4. Emergency pump start to work			
					5. G88QM-2 as a standbye pump			
2. blocking of outlet path due to any reason (see low flow deviatin)	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. G69LQ-1 (High alarm in 77%)			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. GLG-5 (local level indicator)			
	3. GTG Trip	1	2	2	3. G96QM-1 send signal to DCS and TCP (PIT)			
					4. G96QN-1 (PIT) send signal to DCS and TCP			
					5. G96QT-2A,2B,2C (PIT) send signal to DCS and TCP			
3. reverse flow to lube oil tank due to any reason such as chocking of filters	1. over filling and oil loss	1	2	2	1. check valve in outlet path of pumps			
					2. G69LQ-1 (High alarm in 77%)			
					3. GLG-5 (local level indicator)			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 6. Low Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. No/ Low Flow of lube oil (see No/Low flow deviations)	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. see No / Low flow deviations			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2				
	3. GTG Trip	1	2	2				
2. GOCLR-1 & 2 work together	1. Low temperature of lube oil that cause low pressure in lube oil system	1	2	2	1. GDT-1 check temperature of oil storage tank and start G23QT-1,2 (elecrical heaters) in low temperature			
	2. coagulation of lube oil in line due to low temperature and blocking the path	1	2	2	2. GTTQT-1A,1B,1C check head lube oil temperature			
					3. G96QN-1 (PIT) send signal to DCS and TCP			
					4. G96QT-2A,2B,2C (PIT) send signal to DCS and TCP			
3. High suction rate of GMSFAN-1 (oil mist seprator skid)	1. vacume condition in tubes and damage to them	1	2	2	1. GPG-7,8 (pressure indicator)			
					2. GDPG-7 (diffrentional pressure indicator)			
					3. GDT-7 (local temperature indicator)			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 7. High Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. More inlet flow due too any reason (see More flow deviations)	1. Over pressure in lube oil system that cause high temperature as well	1	2	2	1. see more flow deviations			
	2. tube rupture and leakage	1	2	2				
2. lube oil cooler failure due to any reason such as no water flow	1. Over pressure in lube oil system that cause high temperature as well	1	2	2	1. GVTR-1 (temperature controll valve)			
	2. tube rupture and leakage	1	2	2	2. GVPR-2 (pressure adjustment regulator			
					3. GDT-10A,B for check temperature on outlet water line			
					4. GDT-13A,B for check temperature on inlet water line			
3. chocking of lube oil filter due to any reason	1. bearing of ball bearings	1	2	2	1. another lube oil filter as stand by			
	2. gearbox gyrator fracture	1	2	2	2. GDPG-5 (differentional pressure indicator) to show drty amount			
	3. GTG Trip	1	2	2	3. GVPR-2 (pressure adjustment regulator			
	4. reverse flow is possible	1	2	2				
	5. Over pressure in lube oil system that cause high temperature as well	1	2	2				

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 7. High Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	6. tube rupture and leakage	1	2	2				
4. oil mist seprator skid failure due to any reason such as power failure of GMSFAN-1	1. Over pressure in lube oil system that cause high temperature as well	1	2	2	1. GPG-7,8 (pressure indicator)			
	2. Damage to Air filters	1	2	2	2. GDPG-7 (diffrentional pressure indicator)			
	3. Accumulation of vapors	1	2	2	3. GDT (temperature indicator)			
					4. Mist seprator			
					5. vents on lube oil system lines			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 8. Low Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. GOCLR-1 & 2 work together	1. Low temperature of lube oil that cause low pressure in lube oil system	1	2	2	1. GDT-1 check temperature of oil storage tank and start G23QT-1,2 (elecrical heaters) in low temperature			
	2. coagulation of lube oil in line due to low	1	2	2	2. GTTQT-1A,1B,1C check head lube oil temperature			
					3. G96QN-1 (PIT) send signal to DCS and TCP			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 8. Low Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	temperature and blocking the path				4. G96QT-2A,2B,2C (PIT) send signal to DCS and TCP			

Node: 1. GTG lube oil syatem

Drawings: DWR,No 310V028-147 / SH 8

Type:

Equipment ID: GTG 1

Design Conditions/Parameters: Tin=100°C , Pin=7.0 bar

Deviation: 9. High Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. lube oil cooler failure due to any reason such as no water flow	1. Over pressure in lube oil system that cause high temperature as well	1	2	2	1. GVTR-1 (temperature controll valve)			
	2. tube rupture and leakage	1	2	2	2. GVPR-2 (pressure adjustment regulator			
					3. GDT-10A,B for check temperature on outlet water line			
					4. GDT-13A,B for check temperature on inlet water line			

Node: 2. Gas fuel system

Drawings:

Type:

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 1. No//Low Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. Low pressure in Gas fuel supply	1. incomplete combustion and Water is still produced, but carbon monoxide and carbon are produced instead of carbon dioxide.	1	2	2	1. Gas Flow meter (G96GO-1)			
	2. Carbon monoxide, VOC, hazardous air pollutants (HAP), and PM Emissions are primarily the result of incomplete combustion	1	2	2	2. stop and ratio valve (SRV) that controll gas speed and stop controll valve			
	3. gas compression and explosion is possible	4	2	8	3. 5 gas controll valve (GCV) that controll fuel gas			
	4. GTG failure	1	2	2	4. PIT (G96FGP-1) send signal to controll system			
2. chocking of gas filter seprator	1. incomplete combustion and Water is still produced, but carbon monoxide and carbon are produced instead of carbon dioxide.	1	2	2	1. GDPG-13A,B			
	2. Carbon monoxide, VOC, hazardous air pollutants (HAP), and PM Emissions are primarily the result of incomplete combustion	1	2	2	2. Gas Flow meter (G96GO-1)			

Node: 2. Gas fuel system

Drawings:

Type:

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 1. No//Low Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	3. gas compression and explosion is possible	4	2	8	3. stop and ratio valve (SRV) that controll gas speed and stop controll valve			
	4. leakage and gas Emission	4	2	8	4. 5 gas controll valve (GCV) that controll fuel gas			
	5. catastrophic rupter due to high pressure in scrubbers	4	2	8	5. PIT (G96FGP-1) send signal to controll system			
	6. GTG failure	1	2	2				
3. wrong closing of SRV due to any reason such as power failure	1. leakage and gas Emission is possible due to high pressure in gas tubes	3	2	6	1. GTG trip in order to any problem in controll or protectin system			

Node: 2. Gas fuel system

Drawings:

Type:

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 2. More Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. High pressure in gas supply	1. High pressure in scrubbers and ctasrophic rupture is possible	1	2	2	1. GVR-26A,B			
	2. gas emission from SRV or GCV and explosin	3	2	6	2. Gas Flow meter (G96GO-1)			
					3. stop and ratio valve (SRV) that controll gas speed and stop controll valve			

Node: 2. Gas fuel system

Drawings:

Type:

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 2. More Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
					4. 5 gas controll valve (GCV) that controll fuel gas			
					5. PIT (G96FGP-1) send signal to controll system			
					6. 2 fans and gas analysor in near of SRV and GCV			
2. SRV failure due to any reason such as hydrolic or power failure	1. gas emission from SRV or GCV and explosin	3	2	6	1. 5 gas controll valve (GCV) that controll fuel gas			
					2. PIT (G96FGP-1) send signal to controll system			
					3. 2 fans and gas analysor in near of SRV and GCV			
					4. GTG trip in order to any problem in controll or protectin system			

Node: 2. Gas fuel system

Drawings:

Type:

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 3. Reverse/Misdirected Flow

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. chocking of gas filter seprator	1. revese flow to gas supply	1	2	2	1. ZT (G9SR-1,2)			
	2. gas compression and explosion is possible	4	2	8	2. G96GC-21,22,23,24A,B			
	3. leakage and gas Emission	3	2	6	3. GDPG-13A,B			

Node: 2. Gas fuel system

Type:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 3. Reverse/Misdirected Flow

Drawings:

Equipment ID:

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
	4. catastrophic rupter due to high pressure in scrubbers	4	2	8	4. Gas Flow meter (G96GO-1)			
	5. GTG failure	1	2	2	5. stop and ratio valve (SRV) that controll gas speed and stop controll valve			
					6. 5 gas controll valve (GCV) that controll fuel gas			
					7. PIT (G96FGP-1) send signal to controll system			

Node: 2. Gas fuel system

Type:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 4. Low Pressure

Drawings:

Equipment ID:

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. low gas flow	1. see low flow deviations	1	2	2	1. see low flow deviations			
2. dirty gas filter seprator	1. High pressure drop and low gas flow	1	2	2	1. PDI (GDPG-13A,B)			
	2. incomplete combustion	1	2	2	2. Gas Flow meter (G96GO-1)			
					3. stop and ratio valve (SRV) that controll gas speed and stop controll valve			

Node: 2. Gas fuel system

Drawings:

Type:

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 5. High Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. More gas Flow	1. see More Flow deviations	1	2	2	1. see More Flow deviations			

Node: 2. Gas fuel system

Drawings:

Type:

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 6. Low Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. Low ambient Temperature	1. there is no important problem	1	2	2				

Node: 2. Gas fuel system

Drawings:

Type:

Equipment ID:

Design Conditions/Parameters:

Deviation: 7. High Temperature

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	RR				
1. No lube oil Flow	1. increase temperature in SRV or GCV and Fiire or explosion is possible because of flammability of natural gas	1	2	2	1. PIT (G96FGP-1) send signal to controll system 2. TE (GFTCT-1,2)			

۴-۲-نتایج حاصل از مطالعات WHAT IF

Worksheet

System: 1. GTG

Subsystem: 1.

What ifs	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility
		S	L	RR			
1. Air filter choking	1. Sedimentation of turbine blades and	1	3	3	1. self cleaning filter system (creation of Air pulse)		
	2. Fatigue and Break turbine blades	1	3	3			
	3. incomplete combustion	1	1	1			
2. IGV (inlet guide vane) failure	1. Surge phenomenon and damage to turbine blades	1	3	3	1. if controll system fails , protection system stop GTG		
3. stop seal and cooling flow due to any reason	1. Excessive heating of turbine blades	1	3	3	1. control system		
	2. Exit hot gases	1	3	3			
4. oil deflector or labyrinth failure	1. seal oil leakage	1	3	3	1. control system		
	2. Excessive heating of turbine blades	1	3	3			
5. Expansion joint failure	1. High Expansion and contraction due to outlet hot gases	1	3	3	1. Periodical inspections		
6. Presence of contaminants in gas fuel such as NaS,...	1. Sulfidation	1	3	3	1. gas filter seprator		
	2. Hot corrosion	1	3	3			
	3. Fatigue and Break turbine blades	1	3	3			
7. Ununiform temperature Distribution in equipment due to frequency of start and Trip	1. Fatigue and Break turbine blades	1	3	3			

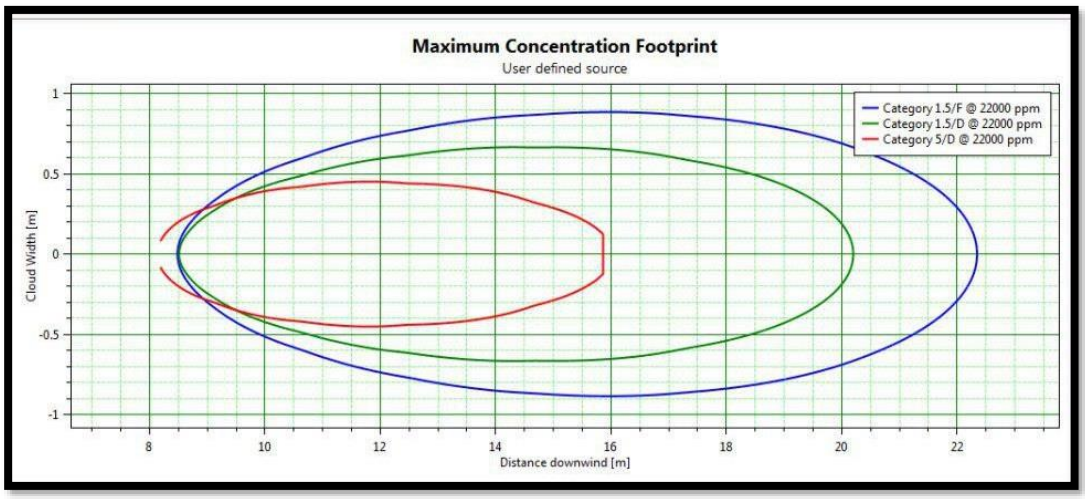
System: 1. GTG

Subsystem: 1.

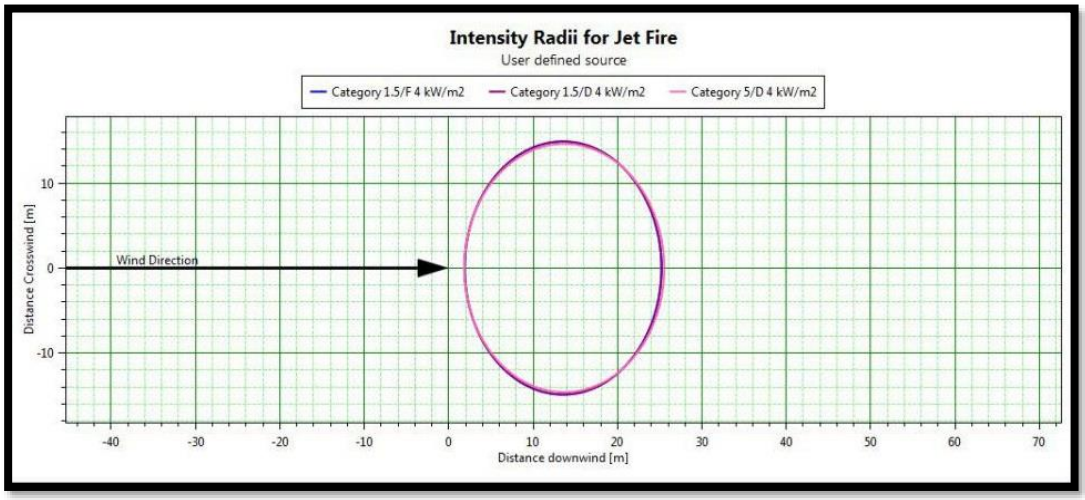
What ifs	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility
		S	L	RR			
8. Presence of foreign body in hot gas flow	1. strike to equipment and damage them	1	3	3			
	2. Deformation of nuzzles	1	3	3			
9. Contaminated oil (Sulfur compounds)	1. damage to bearings	1	2	2	1. Oil filters and experiments		
	2. Scratches	1	3	3			
10. Bubble of lube oil	1. cavitation	1	2	2			
	2. Scratches	1	3	3			
	3. Corrosion of equipment	1	3	3			
11. High vibrations of turbine and rotor	1. Fatigue and Break turbine blades	1	2	2			
12. Entrance of explosive gases to to channels and Contact with hot or electrical equipmentil	1. explosions	4	2	8	1. use of Explosion Proof Equipment and earthing system		
13. Oil and Air reaction in hot places	1. Varnish phenomenon	1	2	2	1. check oil quality by experiments in order to ASTM standard and Hitachi recommendation		

۴-۳-نتایج حاصل از مدلسازی نشت

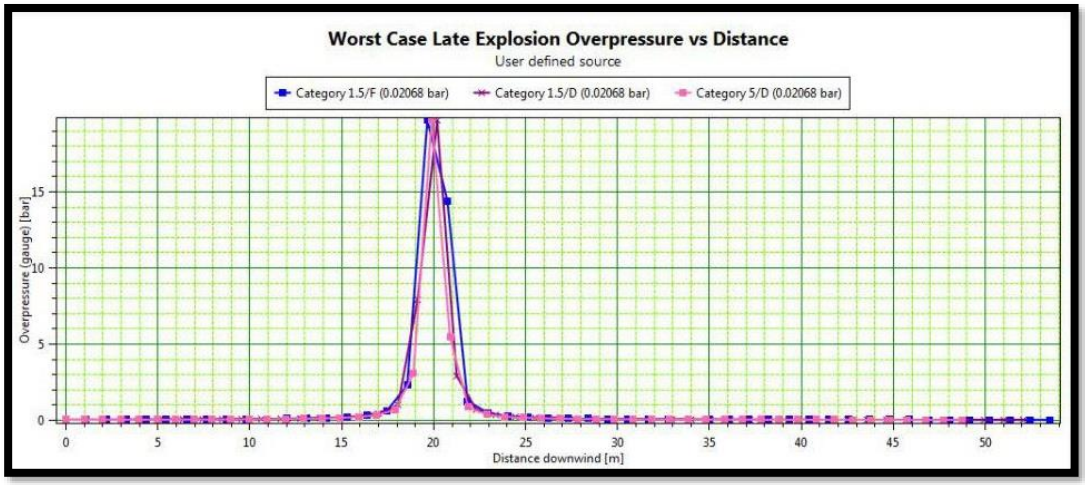
نمودارهای حاصل از مدلسازی به کمک نرم افزار PHAST به شرح زیر است:



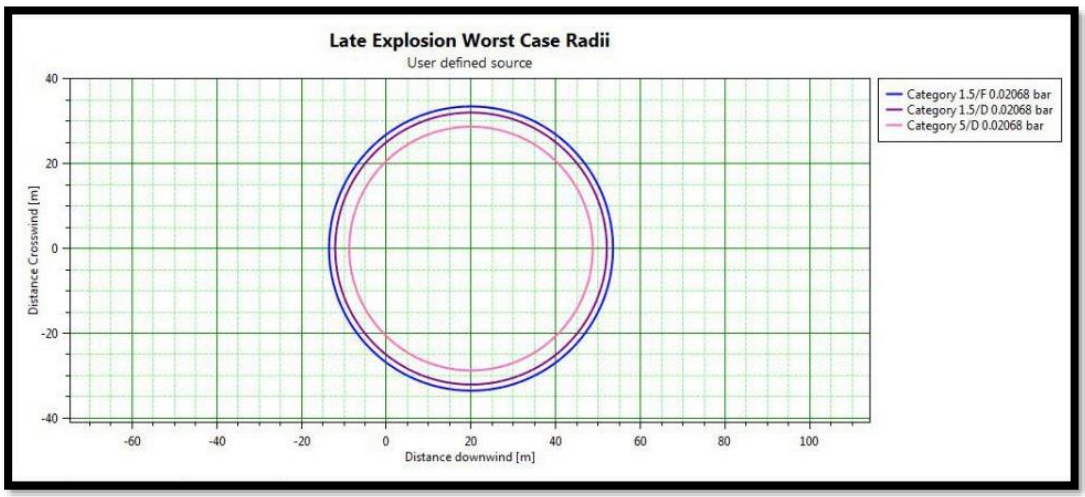
شکل ٤-١ بیشترین غلظت حاصل از مواد رها شده در امتداد وزش باد



شکل٤-٢ شدت تابشی حاصل از Jet Fire



شکل ٤-٣ افزایش فشار حاصل از انفجار در بدترین حالت



شکل ٤-٤ تابش ناشی از انفجار در بدترین حالت

نتایج مطالعه:

۱- بر اساس شکل شماره ۱، بیشترین غلظت پخش مواد هیدروکربی تا حدود ١٦ متر قابل پیش بینی می‌باشد. احتمال بروز انفجار در صورت وجود منبع اشتعال (Source of ignition) در این ناحیه افزایش می‌یابد.

۲- بر اساس شکل شماره ۲، در صورت بروز Jet fire، تاثیر حرارت تابشی حاصل از آن تا فاصله ۲۵ متری خواهد بود. با در نظر گیری عدد $۳۷,۵\ kW/m^2$ به عنوان بیشترین شدت حرارتی، کلیه تجهیزات در این فاصله باید مقاومت لازم در برابر حرارت را داشته باشند. (باید توجه داشت این نتایج در بدترین حالت مورد بررسی قرار گرفته اند و در نشتی های کمتر، این فاصله بسیار کمتر خواهد بود).

۳- بر اساس شکل شماره ۳و٤، افزایش فشار حاصل از انفجار تا شعاع ۳۵ متری آسیب زننده خواهد بود. بر اساس جدول شماره ۱، آسیب های حاصل از افزایش فشار بر نفرات بررسی شده است.

جدول ٤-۱ پیامدهای فشار افزوده بر نفرات

Consequences of overpressure on people

Overpressure, bar	Consequences
<1	Individuals should be reasonably safe inside a reinforced structure away from windows or lying on the ground if outdoors
0.07-0.014	Casualties or fatalities are to be expected as a result of missiles or self-impact against objects
>0.21	Dynamic pressure loading is likely to hurl a human being to the ground
0.34	Eardrums rupture
1	Lung damage

فصل پنجم:

بحث و پیشنهادات

۵-۱-پیشنهادات مطالعات HAZOP

همانطور که گفته شد به منظور ارتقاء سطح ایمنی فرآیند پیشنهاداتی نظیر افزایش تجهیزات کنترلی دربرخی گره‌ها، تهیه دستورالعمل‌های ایمنی برای برخی عملیات مطابق با نیاز فرآیند ارائه گردید. در زیر برخی پیشنهادات آورده شده است:

جدول ۵-۱ برخی پیشنهادات حاصل از نتایج HAZOP

Recommendations	Place(s) Used
Need to PT A/B	Causes: 2.1.3
Consider LS 1003	Causes: 2.2.1
Review the logic	Causes: 2.2.1
Increasing oxygen scavenger chemical	Causes: 1.4.4
Call to refinery's shift officer	Causes: 1.4.4
Refer to maintenance group	Causes: 1.4.5
Consider a check valve on DM water line	Causes: 1.6.1
Consider SB (scum breaker)	Causes: 1.9.1
Consider a lock in GLV-00-015, 016	Causes: 1.11.1
Consider PCV on recycle line	Causes: 1.14.1
Consider press. switch BFW suction	Causes: 1.14.5
Consider a TT	Causes: 1.15.1
Consider a automatically recycle line	Causes: 1.18.1
Consider a check valve on DM water line and before DA's inlet flange	Causes: 1.19.1
Down stream unit must not to get service line without utility engineering recommendation	Causes: 1.19.2
Refer to maintenance group	Causes: 1.2.3
API STD-527	Causes: 2.5.5
ASME PTC 25	Causes: 2.5.5
Consider PT on steam flow line	Causes: 2.3.2
Consider FT on water flow	Causes: 2.3.2
Consider flow switch on water flow line	Causes: 2.3.2
Consider new LT	Causes: 2.3.8
Consider LS	Causes: 2.3.8

به علاوه مواردی که می‌توان به طور کلی برای این فرآیند عنوان نمود عبارتند از:

- چک کردن تمام دستگاه های کنترل و آلارم ها قبل از راه اندازی واحد
- انجام مدیریت تغییر به ازاء هر TSR [1]
- بررسی وضعیت واحد و الزام محافظت از حریق تجهیزات بر اساس استانداردها
- رعایت دستورالعمل راه اندازی و از سرویس خارج کردن مطابق دفترچه راهنما
- به روز کردن دفترچه های راهنما و رعایت دیگر مواردی که API RP 2001 مشخص کرده است
- بازدید از واحد که آیا کپسول یا دیگر دستگاه های خطرناک اضافی در واحد وجود دارد یا خیر
- بازدید نشیمنگاه شیرهای تخلیه به اتمسفر که آیا مقاومت نیروی واکنشی را دارند یا خیر

۵-۲-پیشنهادات آنالیز WHAT IF

با توجه به اینکه این آنالیز برای توربین گازی صورت پذیرفت به طور کلی می‌توان گفت عیوبی همچون خراشیدگی توسط ذرات خارجی، سائیدگی و خوردگی از دلایل رایج تخریب یاتاقانها هستند. برخی از دلایل ایجاد خوردگی وجود ترکیبات سولفور، اسیدهای آلی، آب داخل روغن و نفوذ عوامل خورنده خارجی هستند. به علاوه دمای بالا، رطوبت زیاد، حباب‌دار شدن و ورود هوا به روغن (ایجاد پدیده کاویتاسیون)، استفاده طولانی مدت از یک روغن به تشدید خوردگی منجر می‌شوند. دلایل ایجاد خراشیدگی را می‌توان روانکار آلوده محیط آلوده، تشکیل ذرات گرد و غبار و سایر آلودگیهای تجهیزات، عایق‌بندی ناکافی دانست. در کنار این دلایل، می‌توان حرارت دهی بیش از حد، کمبود روغن، اعمال بار زیاد روی یاتاقان، ناپایداری یا ارتعاشات زیاد، بارگذاری ناگهانی، ویسکوزیته بسیار پائین روغن را عمده ترین دلایل ایجاد سائیدگی دانست.

به علاوه می دانیم که روان کننده ها به عنوان یک عامل قابل اطمینان در عدم خرابی توربین هاست با این وجود عواملی از قبیل تعمیر و نگه داری و شیوه های عملیاتی ، عمل تخلیه

[1] Technical Service Required

الکترواستاتیکی و آلودگی می توانند به عنوان علل ریشه ای خرابی روغن شناسایی و معرفی گردند. از سوی دیگر در تنشها و شکست حرارتی ایجادشده به وسیله ی نقاط داغ موضعی، حباب های گازی که متراکم می‌شوند، قوس و جرقه الکتریکی و غیره ، تنشهای حرارتی در زمان بسیار کوتاهتری اتفاق می افتند و نتایج آنها ایجاد رسوبات بسیار سخت تر بوده که عموما با مواد شیمیایی حلال قابل زدایش هستند که به آنها وارنیش اطلاق می گردد. طبق نظر سازندگان و کارشناسان، در صورتیکه مقاومت اکسیداسیون روغن به ۲۵٪ مقدار اولیه خود برسد زمان تعویض روغن فرارسیده اما به توصیه شرکت هیتاچی این امر به تنهایی نمی تواند وارنیش را کنترل کرده و ازآن جلوگیری نماید. به همین دلیل بررسی کیفیت روغن با دقت بیشتری صورت گیرد . و لزوم عملکرد به توصیه های این شرکت از جمله تعویض روغن ها ضروری است.
از دیگر مخاطرات مهم یک توربین گازی تامین ایمنی برق این تجهیز است. باتوجه به محیط قابل انفجار توربین های گازی اندازه گیری مقاومت سیستم اتصال به زمین و بررسی سیستم اتصال به زمین تجهیزات الکتریکی اهمیت ویژه ای دارد در این میان انتخاب تجهیزات الکتریکی برای برای محیط های قابل انفجار نیازمند شناحت و طبقه بندی دمایی محیط به لحاظ ماکزیمم دمای سطحی و دمای اشتعال برحسب درجه سانتیگراد ، طبقه بندی گازهای قابل انفجار و نواحی در معرض خطر انفجار برای تامین سطح ایمنی مورد نیاز برای تجهیزات الکتریکی نصب شده در فضای گاز و بخار انفجاری می باشد.

با توجه به مطالب ارائه شده در این آنالیز و بررسی عوامل تخریب زودرس توربین گازی برای بهبود کارکرد و افزایش طول عمر مفید این تجهیز انجام بازدید های دوره ای روتین و اثر بخش با تمرکز بر بازرسی نشتی از تجهیزات هیدرولیکی (نظیر فیلتر ها، پمپ های اصلی سیستم هیدرولیک، اتصالات و فلنج ها) ، ایجاد صدای نامعمول و ارتعاش اضافی تجهیزات و ایجاد خوردگی در اریفیس ها پیشنهاد می گردد. به علاوه با در نظر گرفتن پدیده مخرب وارنیش الزام عملکرد به توصیه های شرکت هیتاچی مبنی بر تعویض روغن ها الزامی است ، هم چنین انجام آزمایش های توصیه شده در استاندارد های ASTM به عنوان Varnish potential و پیگیری مناسب تعمیرات اساسی مبدل های صفحه ای از دیگر پیشنهاداتی است که قابل مطرح است.
جلوگیری از تعداد دفعات بالای تریپ توربین و خاموش و روشن کردن آن نقش بسیار مهمی در ایجاد شوک حرارتی ، خستگی و در نهایت خرابی توربین ها به خصوص در نواحی با ضخامت کم دارد لذا توصیه می گردد از این مورد نیز تا حد امکان اجتناب گردد.

و در آخر می توان گفت اطمینان از عملکرد تجهیزات الکتریکی ضد انفجار در محدوده خطر از جمله اقدامات ضروری برای این واحد است.

۵-۳-پیشنهادات حاصل از مدلسازی

۱- بر اساس نتایج حاصل، پیشنهاد می‌شود ساختمان مدیریت واحد و اتاق کنترل که در مجاورت فیلتر گاز قراردارند دارای تجهیزات الکتریکی از نوع ضد انفجار باشند و یا در صورت امکان به محدوده ای خارج از این محل منتقل شوند. با توجه به فشار بالای تجهیز پیامدهای حاصل از پارگی کلی خط فاجعه آمیز خواهد بود.

۲- بازرسی، تست و تعمیرات روتین باید بر اساس استانداردها و کدهای معتبر انجام شود. استاندارد API 570 دستورالعل های لازم جهت بازرسی و تست خطوط لوله را مشخص نموده است.

۳- توصیه می گردد بازرسی بر مبنای ریسک [۱]برای کلیه قسمت ها صورت پذیرد. این امر باید مطابق استاندارد API-RP-580 و دیگر استانداردهای مرتبط انجام شود.

٤- انتخاب Gasket باید بر اساس استانداردهایی نظیر ASME B16.20 و API صورت گیرد.

۵- دراین مطالعات، هدف تعیین فاصله ایمن و محدوده خطر برای نفرات مشغول به کار در مجاورت این واحد می‌باشد. بر اساس شکل شمار٤-۳، در صورت پارگی خط،وقوع Jet Fire در بدترین حالت محتمل خواهد بود و محدوده ای به شعاع حدودا ۱۷ متر تحت تاثیر جدی آن قرار خواهد گرفت. همچنین شکل شماره ٤-۱ به عنوان معیاری برای نصب تجهیزات الکتریکی و در واقع تعیین منطقه خطر (Hazardous Area Classification)قرار خواهد گرفت. بر اساس این مطالعات، کلیه منابع جرقه تا شعاع حدودا ۲۲ متری باید کنترل شده و تجهیزات بر اساس استاندارد API-PUBL-2218 به خوبی Fire proof بشوند. هچنین پیشنهاد می گردد تجهیزات شناسایی و آلارم گاز (Gas Detectors) بر اساس استاندارد IEC-60۰۷۹-۱۰ بر اساس باد قالب نصب شوند. به منظور بررسی‌های دقیق از روش‌های مدل سازی کامپیوتری با دقت بالاتر می توان استفاده نمود (CFD)(٢٤و٢٥و٢٦و٢٧).

[۱]Risk based inspection

فهرست منابع فارسی و لاتین:

۱-گوهررخی،مهدی[ودیگران]، ارزیابی کمی و کیفی ریسک در واحد های فرآیندی، تهران: دانشگران صنعت پژوه، ۱۳۸۸.

۲-روحیپور،محمدحسین، ارزیابی و مدلسازی پیامدهای نشت مواد شیمیایی و آنالیز لایه های محافظتی(LOPA) در واحد ترانس آلکیلاسیون.پایان نامه فوق لیسانس،دانشگاه آزاد تهران شمال،۱۳۹٤.

۳-عزیزنژاد, وحید[وهمکاران]، بررسی مخاطرات فرآیندی واحد تامین آب Utility پالایشگاه پنجم مجتمع گاز پارس جنوبی با استفاده از تکنیکHAZOP ، *چهارمین همایش علمی مهندسی فرآیند*، تهران، شرکت هم اندیشان انرژی کیمیا، ۱۳۹٤

٤- جاری, آمنه و زهرا جمالی، شناسایی و ارزیابی ریسک مخاطرات شرکت دیرگداز گناباد با استفاده از تکنیک (HAZOP) عملیات و خطر، *کنفرانس بین المللی مدیریت، فرهنگ و توسعه اقتصادی*، مشهد، موسسه تحقیقاتی رایمند پژوه،۱۳۹٤.

۵- کیایی, حامد؛ عزالدین سیفی و رامین کیایی، شناسایی وارزیابی مخاطرات فرآیندی ایستگاه تقویت فشار ضعیف گاز شماره ۲ گچساران با استفاده از تکنیکHAZOP، *چهارمین کنفرانس ملی تحقیقات نوین در شیمی و مهندسی شیمی*، ماهشهر، دانشگاه آزاد اسلامی واحد ماهشهر،۱۳۹٤.

٦- کرائی, مژده؛ ایرج محمدفام و ماریا محمدی زاده، ارزیابی ریسک های زیست محیطی واحد ۰٤ (نفت سفید/نفت گاز)شرکت پالایش نفت بندر عباس با استفاده از روشHAZOP ، *سومین همایش ملی سلامت، محیط زیست و توسعه پایدار*، بندرعباس، دانشگاه آزاد اسلامی واحد بندرعباس،۱۳۹۲.

۷- Faisal I. Khan and S. A. Abbasi," OptHAZOP—an effective and optimum approach for HAZOP study,"Loss prevention in process industries,vol.۱۰,pp.۱۹۱-204,1997.

8- Jordi Dunjó and etc," Conducting HAZOPs in continuous chemical processes,"Process safety and environmental protection,vol.89,pp.224-233.2011.

9- Brian J. Tyler," HAZOP study training from the 1970s to today," Process Safety and Environmental Protection,vol.90,pp.419-423,2012.

10 LKotek a,M.Tabas," HAZOP study with qualitative risk analysis for prioritization of corrective and preventive actions,"proceria engineering, vol.42,pp.808-815,2012

11.Macdonald, Dave, Practical Hazops, Trips and Alarms, newnes, 2004.

12,IEC-61882, Hazard and operability studies (HAZOP studies), Application guide, 2001-05

13, AIChE/CCPS, Evaluation of the Effects and Consequences of Major Accidents in Industrial Plants, Volume 8

14, AIChE/CCPS, Evaluating Process Safety in the Chemical Industry, J. S. Arendt, D. K. Lorenzo, 2000
15, Kirchsteiger,Christian, Risk Assessment and Management in the Context of the Seveso II Directive, ELSEVIER, 1998.
16, AIChE/CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, 2004.
17. Santamari'a Ramiro JM, Brana Aisa PA. Risk analysis and reduction in the chemical process industry. New York: Blackie Academic & Professional; 1998.
18. Hollnagel E. Cognitive reliability and error analysis method: CREAM. Philadelphia: Elsevier; 1998.
19. Liu H, Hwang SL, Liu TH. Implementation of Human Error Diagnosis (HED) System. Journal of the Chinese Institute of Industrial Engineers 2004; 21(4): 82-91.
20. Jeffrey W. Vincoli, Basic Guide to System Safety,2nd Edition,2006.
21, F. P. Lees, Loss Prevention in the Process Industries, Butterworth-Heinemann, 3rd ed, 2004.
١٣, ANSI/API, Standard 521: Pressure-Relieving and Depress ring System, 2007.
22, DNV, PHAST 6.7 Software Help.
23, AIChE/CCPS, Evaluation of the Effects and Consequences of Major Accidents in Industrial Plants, Volume 8
24. API RP 752, Management of Hazards Associated with Location of Process Plant Buildings, 1995
25. TNO, CPR 18E, Purple Book: Guidelines for Quantitative Risk Assessment, 2005.
26. TNO, CPR 14E, Yellow Book: Methods for the Calculation of Physical Effects due to Releases of Hazardous Materials (Liquids and Gases), 2005.
27. AIChE/Center for Chemical Process Safety. Guidelines for Consequence Analysis of Chemical Releases,. New York, 1999.

مقالات مستخرج شده از پایان نامه:

۱-"شناسایی مخاطرات توربین گازی واحد GTG پالایشگاه تهران با استفاده از ترکیب همزمان دو روش HAZOP و What IF "پذیرفته شده در دومین کنفرانس ملی پیشرفت های نوین در انرژی و صنایع نفت و گاز

۲- "مدلسازی پیامدهای نشت و انتشار از فیلتر سوخت گازی پالایشگاه تهران" پذیرفته شده در دومین کنفرانس بین المللی نفت، گاز، پتروشیمی وHSE

شناسایی مخاطرات توربین گازی واحد GTG پالایشگاه تهران با استفاده از ترکیب همزمان دوروش HAZOP وWhat If

مدلسازی پیامدهای نشت و انتشار از فیلتر سوخت گازی پالایشگاه تهران

Abstract

Today, safety plays a very important role at all stages of the life cycle of chemical processes. One of the most important and essential steps for increasing the level of safety in existing or under design units is assessment of the existence of risks such as the release of chemicals in the environment, explosions, etc., that may occur due to human errors or equipment failures or other factors. The starting point for comprehensive planning for safety is the recognition of hazards. So far, many techniques and methods have been created and developed to identify and evaluate risks, but among them, HAZOP studies and What If analyzes have become the most commonly qualitative methods to guide the analysis of process hazards in process industries.

In this research, the safety of the GTG unit process was investigated by quantitative and qualitative risk assessment methods. These studies were carried out based on the drawings and design data of this unit. Risk assessment was evaluated by using a combination of HAZOP and What If techniques for a comprehensive assessment, because identifying process problems and hazards by using just one method did not provide adequate coverage. In addition, since these two methods are rooted in the process industries, their combination was chosen. It should be noted that PHA Pro software, which has been designed using expert systems, was used for more accurately identify hazards and reduce study time.

After identifying the probable hazards of the examined nodes and systems and evaluating them, solutions and suggestions have been presented for controlling and preventing such problems. Moreover, by using the outputs from qualitative studies, the potential of chemical leakage and release were investigated in the whole process. Finally, investigating and modeling the consequences of fire scrubber of gas turbine fuel was performed by using the PHAST software.

Based on the findings presented in this study and the investigation of the damaging factors, some recommendations are provided for improving the function and enhancing the useful lifetime of this unit.

Keywords: Chemical Leakage Modeling, HAZOP, Process Safety, Quality Evaluation, What If.

Energy Institute For Higher Education

Faculty Of Engineering

Department Of Chemical Engineering-HSE

Thesis For

Degree Of Master Of Science (M.Sc)

Title:

Hazard identification and analysis of The GTG Unit at Tehran Oil Refinery Focusing on the HAZOP Approach With Consequence Modeling of Gas Filter Leakage and Emission

Supervisor:

Dr. yousef yasi

Advisor:

Mohammad Reza Karam Zadeh

By:

Zahra Shavarebi

Winter 1396