ارزیابی ریسک در بخش شیرین سازی واحد تصفیه گاز پالایش گاز

دکتر جواد عدل [*۱]، ابوالفضل قهرمانی [۱] و دکتر جبرائیل نسل سراجی [۱]

چکیده

به منظور ارزیابی ریسک خطرات فرآیندی ونقصهای تجهیزات بخش شیرین سازی واحد تصفیه گاز در یک شرکت پالایش گاز، خطرات مهم فرآیند ونقصهای قطعات و اجزای تجهیزات مهم بخش بااستفاده ازروشهای مطالعه خطر و قابلیت عملکرد (HAZOP) و چگونگی وقوع نقص و تجزیه و تحلیلاثرات آن (FMEA) مورد شناسایی قرار گرفت وریسک آنها محاسبه گردید.

به طورکلی ۶۸ مورد خطر شناسایی شده و ریسک آنها محاسبه گردید که در این میان بیشترین ریسک محاسبه شده که برابر ۶۰ است مربوط به کاهش میزان درجه حرارت گاز قبل از واحد تصفیه و نقص سیستمهای خنک کننده دی اتانول آمین در گره مطالعاتی DE و کمترین ریسک که برابر ۱۲ است مربوط به نقص پمپ (P-6) ، نقص شیر فلکه های F.C.V.4 ، L.C.V.2 وF.C.V.12 در گره مطالعاتی DE وکاهش میزان درجه حرارت گاز در گره های مطالعاتیAB ، BCو CD می باشد. با توجه به معیار پذیرش ریسک پالایشگاه که معادل ۲۰۰ بود، کلیه خطرات شناسایی شده دارای ریسک در حد پایین بوده و نیازی به پیشنهاد یا طرحهای مناسب جهت کاهش نداشتند.

در مورد اجرای روشهای HAZOP و FMEA به لزوم استفاده از یک تیم متشکل از افراد با تخصصهای مختلف اشاره شده و برای رفع مشکل موجود در اجرای پروژه مزبور از مشاورت مهندسین با تجربه بهره برداری واحد استفاده گردید. این نکته همچنین در تامین نارسایی موجود در سیستم Record Keeping (RK) واحد مورد مطالعه بسیار مفید واقع گردید.

انجام تعمیرات پیشگیرانه واحد، تهیه و اجرای برنامه دقیق برای این تعمیرات مهمترین پیشنهادی بود که از طریق کاهش احتمال وقوع منجر به کاهش ریسک می گردد.

واژگان کلیدی : *شیرین سازی گاز طبیعی ، ارزیابی ریسک، روش مطالعه خطر وقابلیت عملکرد(HAZOP)، روش چگونگی وقوع نقص وتجزیه وتحلیل اثرات آن (FMEA).*

*. عهده دار مکاتبات

۱ . گروه بهداشت حرفه ای، دانشکده بهداشت و انستیتو تحقیقات بهداشتی، دانشگاه علوم پزشکی و خدمات بهداشتی درمانی تهران

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

مقدمه :

درچند دهه اخیر وقوع حوادث هولناکی چون بوپال (Bhopal) هندوستان (با ۴۰۰۰ نفر کشته) (The incident at Bhopal online essay)، چرنوبیل (Chernobyl) اوکراین(با ۳۸ نفر کشته)، فلیکس بورو (Flixborough) انگلستان(با ۲۸ نفر کشته) و سوزو(Seveso) ایتالیا(با توده گاز منتشره ناشی از انفجار دارای ۶ کیلومتر طول و یک کیلومتر عرض)(Flxborough, Vapour cloud Explosion) توجه همگان رابه صنایع شیمیایی وریسکهای گوناگون موجود درآنها معطوف کرده و نتیجتا ضرورت تجزیه وتحلیل سیستماتیک ایمنی فرآیندهای مختلف را درصنایع شیمیایی افزایش داده است(Khan I.F. and Abbassi S.A. 1997).

ارزیابی ریسک یک روش منطقی برای بررسی خطرات می باشد که به شناسایی خطرات وپیامدهای بالقوه آنها برروی افراد، مواد، تجهیزات ومحیط می پردازد. درحقیقت از این طریق داده های بسیار باارزشی برای تصمیم گیری درزمینه کاهش ریسک خطرات، بهسازی محیط اطراف تاسیسات خطرناک، برنامه ریزی برای شرایط اضطراری، سطح ریسک قابل قبول، خط مشی های بازرسی ونگهداری در تاسیسات صنعتی وموارد دیگر فراهم می شود(Nivolianitou Z. 2002).

ازآنجا که درصنایع نفت وگاز باتوجه به نوع فرآیندها و مواد مورد استفاده، پتانسیل بروز حوادثی نظیرانفجار و آتش سوزی بسیار بالاست [به عنوان مثال حادثه آتش سوزی در پالایشگاه گازUMM SAID قطر در سال ۱۹۷۷ که پیامدش ۷ نفر کشته، ۱۲ نفر زخمی و خسارات مالی معادل ۲۱۰/۸۰۰/۰۰۰ دلار آمریکا، حادثه انفجار توده گاز در پالایشگاه ABQAIQ عربستان سعودی در سال ۱۹۷۸ که پیامد جانی نداشته ولی خسارت مالی آن معادل ۱۴۸/۰۰۹/۰۰۰ دلار آمریکا بوده است (Explosion Group TU Delft 1997)]، توجه به ایمنی واجرای برنامه هایی چون تجزیه وتحلیل حوادث، شناسایی خطرات و ارزیابی ریسک به منظور پیشگیری از وقوع حوادث هولناک بسیار ضروری می باشد.

درکشور ما تا به امروز مطالعات نسبتا زیادی درزمینه شناسایی خطرات انجام شده ولی تحقیقات چندانی در زمینه ارزیابی ریسک صورت نگرفته است. باتوجه به اطلاعات موجود تاکنون هیچ مطالعه ای در زمینه ارزیابی ریسک خطرات فرآیندی و نقصهای تجهیزات پالایشگاههای گاز کشور صورت نگرفته است. لذاضرورت اجرای پروژه مزبور در یکی از پالایشگاههای گاز کشور بسیار قابل توجیه به نظر می رسد.

روش کار:

این پروژه از نوع کاربردی بوده و به صورت موردی در بخش شیرین سازی واحد تصفیه گاز یکی ازپالایشگاههای گاز کشور اجرا شد. به منظور شناسایی خطرات فرآیندی و محاسبه ریسک آنها ازروش مطالعه خطر وقابلیت عملکرد Hazard and Operability Study(HAZOP) وشناسایی نقصهای تجهیزات ازروش چگونگی وقوع نقص وتجزیه وتحلیل اثرات آن Failure Mode and Effect Analysis (FMEA) استفاده شد.

HAZOP که دردهه ۱۹۶۰ توسط صنایع شیمیایی ICI(Imperial Chemical Industries) مطرح گردید (Mushtaq F. and Chung P.W.H. 2000)، بدین ترتیب اجرا شد که پس ازآشنایی کامل بافرآیند شیرین سازی گاز، به طور کلی چهارگره مطالعاتی در واحد مذکور در نظر گرفته شد (شکل ۱).

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

سپس پارامترهای عملیاتی فشار، میزان جریان و درجه حرارت گاز ترش ودی اتانول آمین، ارتفاع دی اتانول آمین غنی شده از گازهای H_2S و CO_2 و ارتفاع آب شستشوی گاز شیرین دربالای برج تماس(T-1) وخوردگی تجهیزات(ناشی از H_2S و CO_2 موجود در گاز ترش) مورد توجه قرار گرفته و حدود طراحی وانحرافات احتمالی آنها به دقت بررسی شد.

در مرحله بعد پنج مورد از تجهیزات مهم بخش شیرین سازی به نامهای فیلترجداسازی ذرات ریز جامد و مایعات گازی همراه گاز ترش (FIL-1)، برج تماس گازترش بادی اتانول آمین (T-1)، شیر فلکه شماره ۹، شیر کنترل کننده ارتفاع دی اتانول آمین غنی شده از گازهای H_2S و CO_2 در برج تماس (L.C.V-2) و پمپ سانتریفیوژی شماره ۱ (P-1) انتخاب ودر مورد تک تک آنها روش FMEA اجرا گردید.

برای محاسبه ریسک خطرات شناسایی شده باروش HAZOP، ابتدا اطلاعات وداده هائی چون احتمال وقوع حوادث ناشی از خطرات شناسایی شده، شدت پیامدهای ناشی ازآنها واحتمال ردیابی این خطرات جمع آوری شد. این کار با بررسی سوابق مربوط به حوادث، دفتر گزارش روزانه واحد تصفیه گاز و مصاحبه حضوری با مهندسین و اپراتورهای با تجربه واحد، عملی گردید. طی این کار احتمال وقوع حوادث ناشی از خطرات شناسایی شده در ۱۰ گروه (از گروه بسیار بسیار محتمل تا گروه بعید)، شدت پیامدهای حوادث مزبور در ۱۰ گروه (از کار افتادن کامل سیستم تا نبود هیچ خسارت سیستمی) و احتمال ردیابی خطرات در ۱۰ گروه (از نبود هیچ سیستم ردیابی تا ردیابی به صورت خودکار همراه آلارم و کنترل همزمان با سیستم کنترل کننده و اپراتور) به صورت کیفی طبقه بندی شدند. سپس به منظور کمی نمودن اطلاعات جمع آوری شده از جداول ۱، ۲ و ۳ استفاده گردید. باحاصلضرب سه فاکتور مذکور عدد ریسک هرخطر محاسبه ونتایج در برگه های کاری HAZOP وارد شد.

درمحاسبه ریسک نقصهای شناسایی شده باروش FMEA ، ابتدا احتمال وقوع نقصها، شدت پیامدهای ناشی از وقوع آنها واحتمال ردیابی آنها تعیین گردید. این کار با بررسی پرونده های تعمیراتی تجهیزات وسوابق تعمیراتی موجود در واحدتعمیرات از یک طرف وانبار وگزارشات شیفتهای کاری واحد بهره برداری از طرف دیگر، ومصاحبه حضوری با مهندسین واحد تعمیر و نگهداری واپراتورهای باتجربه واحد تعمیرات عملی گردید. همانند روش HAZOP ، مقادیر بدست آمده به صورت کیفی طبقه بندی شدند. سپس به منظور کمی نمودن اطلاعات جمع آوری شده از جداول ۱، ۲ و ۳ استفاده گردید. باحاصلضرب سه فاکتور مذکور عدد ریسک هرنقص محاسبه ونتایج در برگه های کاری FMEA وارد شد.

سپس به منظور تصمیم گیری درزمینه پذیرش یا عدم پذیرش ریسک از معیار پذیرش ریسک پالایشگاه که برمبنای آن ریسکها ی بیشتراز ۲۰۰ درحد غیر قابل قبول بودنداستفاده شد.

نتایج :

نتایج بدست آمده بااستفاده از روشهای HAZOP و FMEA در برگه های کاری مربوطه درج شدند که بدلیل کثرت جداول یک مورد از هر کدام بترتیب در جداول ۴ و ۵ ارائه شده است.

تعداد کل خطرات ونقصهای شناسایی شده دراین پژوهش ۶۸ مورد بودند که با توجه به ریسک محاسبه شده

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

اولویت بندی شدند(جدول شماره ۶). این ریسکها در شکل شماره ۲ به صورت نمودار نیز نشان داده شده است..

بحث و نتیجه گیری:

برگه های کاری تنظیم و تکمیل شده HAZOP نشان می دهد که بیشترین ریسک خطرات شناسایی شده در

گره های مطالعاتی به صورت زیر می باشد:

AB : خطر افزایش فشار گاز قبل از واحد تصفیه گاز برابر۴۸

BC : خطرافزایش میزان جریان گاز قبل از واحد تصفیه گاز برابر۵۴

CD : خطر افزایش فشار گاز قبل از واحد تصفیه گاز برابر ۴۸

DE : خطر کاهش میزان درجه حرارت قبل از واحد تصفیه گاز و نقص سیستمهای خنک کننده دی اتانول آمین برابر ۶۰

کمترین میزان ریسک که برابر ۱۲ است مربوط به نقص پمپ (P-6) ، نقص شیر فلکه های F.C.V.4 ، L.C.V.2 و F.C.V.12 در گره مطالعاتی DE وکاهش میزان درجه حرارت گاز در گره های مطالعاتی AB ،BC و CD بود.

طبق برگه های کاری تنظیم و تکمیل شده FMEA ، بیشترین ریسک خطرات تجهیزات بررسی شده به صورت زیر می باشد.

برج شماره یک (T-1) : ریسک گرفتگی مش های فلزی واقع در زیر پکینگ ها برابر۳۶

فیلتر شماره یک (FIL-1) : ریسک گرفتگی نازلهای فیلتر برابر۳۶

شیر فلکه شماره ۹ : ریسک سفت شدن حرکت یاتاقانها برابر۵۴.

شیر فلکه شماره ۱۷ : ریسک پارگی دیافراگم برابر۳۶.

پمپ شماره یک (P-1) : ریسک شکستن لبه های پروانه برابر۵۴.

همان طوری که جدول شماره ۶ نیز نشان می دهد بیشترین میزان ریسک محاسبه شده در کل بخش شیرین سازی، ریسک خطرات اشاره شده در گره مطالعاتی DE می باشد.

با توجه به معیار پذیرش ریسک پالایشگاه هیچ کدام از خطرات شناسایی شده دارای ریسک غیر قابل قبول نیستند.

اجرای روشهایHAZOP و FMEA به خوبی این نکته را نشان داد که تخصصهای مختلفی چون آشنایی دقیق با فرایند و شناخت کافی از تجهیزات مکانیکی و ابزار دقیق موجود در واحد مورد مطالعه برای بالا بردن کیفیت کار بسیار ضروری می باشند. به نظر می رسد به همین دلیل هم در منابع مختلف همواره تاکید شده که روشهای مزبور باید توسط تیمی متشکل از افراد با تخصصهای مختلف اجرا شوند. این نکته در جریان پروژه مزبور بسیار قابل لمس بود و در جهت رفع مشکل از مشاورت مهندسین شیمی، مکانیک و الکترونیک که در بهره برداری از واحد مورد مطالعه تجربیات زیادی داشتند استفاده گردید.

در انجام مطالعات ارزیابی ریسک به منظور دستیابی به اطلاعات صحیح و دقیق در زمینه احتمال وقوع حوادث و شدت پیامدها وجود سیستمهای دقیق Record Keeping (RK) ضروری می باشد. از آنجایی که در واحد مورد مطالعه سیستم موجود دارای

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

اشـکالاتی بـود، در جریـان پـروژه مزبـور سـعی شـد از مشاورت مهندسین با تجربه برای جبران کمبودهـا اسـتفاده گردد. بـا ایـن وجـود در پیـشنهادات ارائـه شـده برقـراری سیستم دقیق RK در زمینه های مختلف لازم نظیرحوادث، تعمیرات انجام شده، تغییرات پارامترهای مهم فرایندی و... مطرح گردید.

پرواضح است که در زمینـه کـاهش ریـسک خطـرات شناسایی شده باید هم به کـاهش احتمـال وقـوع و هـم بـه کاهش پیامدها توجـه گـردد. بـر ایـن اسـاس آنچـه کـه از طریق مشاورت با مهندسین فرایند و تعمیر و نگهداری بـه دست آمد، به نظر می رسد که انجـام تعمیـرات پیـشگیرانه واحـد، تهیـه و اجـرای برنامـه دقیـق بـرای ایـن تعمیـرات مهمترین پیشنهادی است که از طریق کاهش احتمال وقوع منجر به کاهش ریسک می گردد. در زمینه کاهش پیامدها مـوردی کـاملا روشـن و قابـل پیـشنهاد مـشاهده نگردیـد.

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

جدول ۱ - احتمال وقوع حادثه

عبارت توصیفی	مقدار عددی
وقوع حادثه یا نقص بسیار بسیار محتمل است(هر روز یکبار یا بیشتر)	۱۰
وقوع حادثه یا نقص بسیارمحتمل است(هر۳تا۴ روز یکبار)	۹
احتمال وقوع حادثه یا نقص بسیار بالاست(هر هفته یکبار)	۸
احتمال وقوع حادثه یا نقص بالاست(هر ماه یکبار)	۷
احتمال وقوع حادثه یا نقص متوسط است(هر۳ ماه یکبار)	۶
احتمال وقوع حادثه یا نقص کم است(هر۶ماه تا یکسال یکبار)	۵
احتمال وقوع حادثه یا نقص خیلی کم است(هر سال یکبار)	۴
احتمال وقوع حادثه یا نقص نادر است(هریک تا ۳سال یکبار)	۳
احتمال وقوع حادثه یا نقص خیلی نادر است(هر۳ تا ۵سال یکبار)	۲
احتمال وقوع حادثه یا نقص بعید به نظر می رسد	۱

جدول ۲ - شدت پیامدها

عبارت توصیفی	مقدار عددی
از کار افتادن کامل سیستم	۱۰
خسارت وارده به سیستم شدید است	۹
خسارت وارده به سیستم خیلی زیاد است	۸
خسارت وارده به سیستم زیاد است	۷
خسارت وارده به سیستم متوسط است	۶
خسارت وارده به سیستم کم است	۵
خسارت وارده به سیستم خیلی کم است	۴
خسارت وارده به سیستم جزئی است	۳
خسارت وارده به سیستم خیلی جزئی است	۲
هیچ خسارت سیستمی انتظار نمی رود	۱

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

جدول ۳ - احتمال ردیابی

عبارت توصیفی	مقدار عدد
فقدان هرگونه سیستم ردیابی و نبود اپراتور	۱۰
ردیابی به صورت عینی و اتفاقی	۹
ردیابی به صورت عینی و دوره ای	۸
ردیابی با ابزارهای اندازه گیر ی به صورت اتفاقی	۷
ردیابی با ابزارهای اندازه گیر ی به صورت دوره ای	۶
ردیابی با ابزارهای اندازه گیر ی به صورت دائمی	۵
ردیابی به صورت خودکار همراه آلارم دیداری یا شنیداری	۴
ردیابی به صورت خودکار همراه آلارم دیداری و شنیداری	۳
ردیابی به صورت خودکار همراه آلارم و سیستم کنترل کننده	۲
ردیابی به صورت خودکار همراه آلارم و کنترل همزمان با سیستم کنترل کننده و اپراتور	۱

جدول٤ - برگه کار HAZOP

ردیف	کلمات راهنما	انحراف	علت	اثرات یا پیامدها	اقدامات مورد نیا ز	احتمال وقوع	شدت پیامد	احتمال ردیابی	عدد ریسک

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

۱	بیش از حد بودن	درجه حرارت دی اتانول آمین	۱-نقص سیستمهای خنک کننده دی اتانول آمین .	ایجاد FOAMING (تولید کف)	الف) تعمیرات پیشگیرانه و برنامه ریزی شده سیستمهای خنک کننده DEA و نشانگرهای درجه حرارت DEA و گاز ترش و همچنین نشانگر اختلاف فشار ورودی و خروجی T-1 . ب) کالیبراسیون نشانگرهای درجه حرارت DEA و گاز ترش و همچنین نشانگر اختلاف فشار ورودی و خروجی T-1 . ج) پایش منظم درجه حرارت DEA و گاز ترش و تنظیم درجه حرارت DEA نسبت به درجه حرارت گاز ترش.	۲	۵	۶	۶۰
۲	بیش از حد بودن	ارتفاع دی اتانول آمین	۱- نقص L.C.V.2 در حالت باز. ۲- نقص 2 F.C.V.1 و باز شدن بیش از حد آن .	۱-کاهش ارتفاع دی اتانول آمین غنی شده از گازهایH2S و CO2در FLASH DRUM	الف) تعمیرات پیشگیرانه L.C.V.2 و آلارم H.L.SW . الف) تعمیرات پیشگیرانه F.C.V.12 .	۱ ۱	۲ ۲	۶ ۶	۱۲ ۱۲

جدول ۵ - برگه کارFMEA

ردیف	جزء	نوع نقص	علت نقص	اثرنقص	اقدامات کنترلی	احتمال وقوع	شدت پیامدها	احتمال ردیابی	عدد ریسک
۱	یاتاقانهای شیر فلکه شماره ۹	سفت شدن حرکت آنها	۱-عدم گریس کاری . ۲-گریس کاری نامرتب	سایده شدن قفسه یاتاقان ها که می تواند در صورت زیاد بودن سایدگی موجب پاشیدن ساچمه ها و از کار افتادن عملیات باز و بسته کردن شیر می شود	الف) گریس کاری مرتب یاتاقانها . ب) تعویض بموقع یاتاقانها .	۲	۳	۹	۵۴
۲	پروانه پمپ شماره ۱	شکسته شدن لبه های پروانه	۱-خورده شدن خار پروانه که موجب شل شدن پروانه و برخورد آن به قسمت های داخلی محفظه پمپ می شود	۱-کاهش ناگهانی فشار دی اتانول آمین ۲-متوقف شدن عملیات انتقال دی اتانول آمین ۳-شکستن NECK RING	الف) جا زدن درست خار در تعمیرات اساسی و اتفاقی	۱	۶	۹	۵۴
۳	توپی شیر کنترل ارتفاع دی اتانول آمین	افزایش زاویه رویه تحتانی	۱-خوردگی دی اتانول آمین غنی شده از گازهای اسیدی H2S و CO2 . ۲-ضربه زدن توپی به نشیمنگاه در هنگام بستن شیر کنترل.	نشت دی اتانول آمین غنی شده از گازهای اسیدی H2S و CO2 از فضای خالی ایجار شده در زیر توپی در هنگام بسته بودن شیر کنترل .	الف) تهیه یک برنا مه زمانبندی برای بازرسی قسمتهای مختلف بدنه شیر فلکه از نظر خوردگی . ب) تعویض تفلون نشیمنگاه قبل از کاهش بیش از حد ضخامت آن (تفلون موجود در نشیمنگاه در هنگام بستن شیر بعنوان یک ضربه گیر عمل می کند) .	۲	۱	۸	۱۶

جدول ٦ - ریسک خطرات شناسایی شده

ردیف	خطر	میزان ریسک

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

۱	کاهش میزان درجه حرارت گاز قبل از واحد تصفیه گاز در گره مطالعاتی DE	۶۰
۲	نقص سیستمهای خنک کننده DEA در گره مطالعاتی DE	۶۰
۳	شکستن لبه های پروانه P-1	۵۴
۴	سفت شدن حرکت یاتاقانهای PV	۵۴
۵	افزایش میزان درجه حرارت گاز قبل از واحد تصفیه گاز در گره مطالعاتی BC	۵۴
۶	افزایش فشار گاز قبل از واحد تصفیه گاز در گره مطالعاتی DE	۴۸
۷	نقص P-6 و ارسال بیش از حدآب به T-1 در گره مطالعاتی DE	۱۲
۸	نقص F.C.V.4 و باز شدن بیشتر از حد آن در گره مطالعاتی DE	۱۲
۹	نقص P-6 و کاهش ارسال آب در گره مطالعاتی DE	۱۲
۱۰	نقص F.C.V.4 و کم شدن آب ارسالی به T-1 در گره مطالعاتی DE	۱۲

منابع:

Flixborough, Vapour Cloud Explosion found at. http://www.dct.tudelft.nl/ part/ explosion/acdata.html

Khan I.F. and Abbassi S.A. (1997) Opt HAZOP-an effective and optimum approach for hazard study. Loss Prevention in the process Industries, Vo1. 3, Appendix 4.

Mushtaq F. and Chung P.W.H. (2000) A Systematic HAZOP. Procedure for Batch Procelles, and its Application of pipeless Plants "Journal of Loss prevention in the Process Industries, **13**(1): 41-48, ISBN: 09504230.

Nivolianitou Z. (2002), Risk Analysis and Risk Management: A European in sight Law, *Prohability and Risk.* **1**(2): 161- 174.

The Incident at Bhopal, on line essay found at: http://slp.icheme. org/ incidents.html#Bhopal

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

RISK ASSESSMENT IN A SWEETENING UNIT IN AN IRANIAN GAS REFINERY

Adl J[*2]., Ph.D; Ghahramani A[1]., MSPH; Nasle Seraji J., Ph.D [1]

The risks of process hazards and equipment failures were calculated in a gas refinery – sweetening unit. The process hazards were identified by Hazard and operability

* . Author to whom all correspondence should be addressed
[2] .Department of Occuptional Health, School of Public Health and Inistitute of Public Health Researches,
Tehran University of Medical Sciences.

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]

stundy (HAZOP) and the component's failures of major equipments were assessed by Failure mode and Effect Analysis (FMEA).
Totally 68 hazards were identified and their risks were calculated. The highest risk (60) was belonged to the reduction of gas temperature before entering to the refinery and failure of DEA cooling system at the final node (DE). The failures of P-6 pump, F.C.V.4 valve, L.C.V.2 and F.C.V.12 (all in the same node) and reduction of gas temperature in nodes AB, BC and CD had the lowest calculated risk (12). Comparing with the acceptable level of risk in the refinery which was 200, all of the identified hazards risk were very low therefore did not need any appropriate measure of risk reduction to be proposed.
For overcoming the fact that both HAZOP and FMEA techniques, instead of being performed by a team was accomplished by both of us, we used the consultations given us by the experienced exploitation engineers of under study unit. This consultation was also very useful in fulfilling deficiencies of existing record keeping system.
Performing the protective maintenance and preparing a precise timing program for P.M was given as a main proposal for risk reduction by decreasing the probability of occurrence.

Key words: *Natural gas sweetening, Risk assessment, Hazard and operability stundy, Failure mode and Effect Analysis.*

[Downloaded from journals.tums.ac.ir on 2026-04-08]