

ارزیابی ریسک در بخش شیرین سازی واحد تصفیه گاز پالایش گاز

دکتر جواد عدل^{*}، ابوالفضل قهرمانی^۱ و دکتر جبرائیل نسل سراجی^۱

چکیده

به منظور ارزیابی ریسک خطرات فرآیندی و نقصهای تجهیزات بخش شیرین سازی واحد تصفیه گاز در یک شرکت پالایش گاز، خطرات مهم فرآیند و نقصهای قطعات و اجزای تجهیزات مهم بخش با استفاده از روشهای مطالعه خطر و قابلیت عملکرد (HAZOP) و چگونگی وقوع نقص و تجزیه و تحلیل اثرات آن (FMEA) مورد شناسایی قرار گرفت و ریسک آنها محاسبه گردید.

به طور کلی 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 و F.C.V.12 در گره مطالعاتی DE و کاهش میزان درجه حرارت گاز در گره های مطالعاتی AB، BC و 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 مهندسين 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 و قابلیت عملکرد (HAZOP)، روش چگونگی وقوع نقص و تجزیه و تحلیل 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

مقدمه :

در چند 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 و ریسکهای گوناگون موجود در آنها معطوف کرده و نتیجتاً ضرورت تجزیه و تحلیل سیستماتیک ایمنی فرآیندهای مختلف را در صنایع 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 و پیامدهای بالقوه آنها بر روی افراد، مواد، تجهیزات و محیط می پردازد. درحقیقت از این طریق داده های بسیار باارزشی برای تصمیم گیری در زمینه کاهش ریسک خطرات، بهسازی محیط اطراف تاسیسات خطرناک، برنامه ریزی برای شرایط اضطراری، سطح ریسک قابل قبول، خط مشی های بازرسی و نگهداری در تاسیسات صنعتی و موارد دیگر فراهم می شود (Nivolianitou Z. 2002).

از آنجا که در صنایع نفت و گاز باتوجه به نوع فرآیندها و مواد مورد استفاده، پتانسیل بروز حوادثی نظیر انفجار و آتش سوزی بسیار بالاست [به عنوان مثال حادثه آتش سوزی در پالایشگاه گاز UMM 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 و اجرای برنامه هایی چون تجزیه و تحلیل حوادث، شناسایی خطرات و ارزیابی ریسک به منظور پیشگیری از وقوع حوادث هولناک بسیار ضروری می باشد.

در کشور ما تا به امروز مطالعات نسبتاً زیادی در زمینه 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. لذا ضرورت اجرای پروژه مزبور در یکی از پالایشگاههای گاز کشور بسیار قابل توجه به نظر می رسد.

روش کار:

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

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

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

در مرحله بعد پنج مورد از تجهیزات مهم بخش شیرین سازی به نامهای فیلتر جداسازی ذرات ریز جامد و مایعات گازی همراه گاز ترش (FIL-1)، برج تماس گاز ترش 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 و در مورد تک تک آنها روش FMEA اجرا گردید.

برای محاسبه ریسک خطرات شناسایی شده باروش HAZOP، ابتدا اطلاعات و داده هائی چون احتمال وقوع حوادث ناشی از خطرات شناسایی شده، شدت پیامدهای ناشی از آنها و احتمال 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 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 آلام 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. با حاصلضرب سه فاکتور مذکور عدد ریسک هرخطر محاسبه و نتایج در برگه های کاری HAZOP وارد شد.

در محاسبه ریسک نقصهای شناسایی شده باروش FMEA، ابتدا احتمال وقوع نقصها، شدت پیامدهای ناشی از وقوع آنها و احتمال ردیابی آنها تعیین گردید. این کار با بررسی پرونده های تعمیراتی تجهیزات و سوابق تعمیراتی موجود در واحد تعمیرات از یک طرف و انبار و گزارشات شیفتهای کاری واحد بهره برداری از طرف دیگر، و مصاحبه حضوری با مهندسین واحد تعمیر و نگهداری و اپراتورهای با تجربه 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. با حاصلضرب سه فاکتور مذکور عدد ریسک هر نقص محاسبه و نتایج در برگه های کاری FMEA وارد شد.

سپس به منظور تصمیم گیری در زمینه پذیرش یا عدم پذیرش ریسک از معیار پذیرش ریسک پالایشگاه که بر مبنای آن ریسکهای بیشتر از ۲۰۰ درصد غیر قابل قبول بودند استفاده شد.

نتایج:

نتایج بدست آمده با استفاده 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 و نقصهای شناسایی شده در این پژوهش ۶۸ مورد بودند که با توجه به ریسک محاسبه شده

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

برابر ۴۸

BC: خطر افزایش میزان جریان گاز قبل از واحد

تصفیه گاز برابر ۵۴

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

و کاهش 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 برابر ۳۶

فیلتر شماره یک (FIL-1): ریسک گرفتگی نازل های

فیلتر برابر ۳۶

شیر فلکه شماره ۹: ریسک سفت شدن حرکت یاتاقانها برابر ۵۴.

شیر فلکه شماره ۱۷: ریسک پارگی دیافراگم برابر ۳۶.

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

پروانه برابر ۵۴.

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 روشهای HAZOP 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

اشکالاتی بود، در جریان پروژه مزبور سعی شد از مشاورت مهندسين با تجربه برای جبران کمبودها استفاده گردد. با این وجود در پیشنهادات ارائه شده برقراری سیستم دقیق RK در زمینه های مختلف لازم نظیر حوادث، تعمیرات انجام شده، تغییرات پارامترهای مهم فرایندی و... مطرح گردید.

پرواضح است که در زمینه کاهش ریسک خطرات شناسایی شده باید هم به کاهش احتمال وقوع و هم به کاهش پیامدها توجه گردد. بر این اساس آنچه که از طریق مشاورت با مهندسين فرایند و تعمیر و نگهداری به دست آمد، به نظر می رسد که انجام تعمیرات پیشگیرانه واحد، تهیه و اجرای برنامه دقیق برای این تعمیرات مهمترین پیشنهادی است که از طریق کاهش احتمال وقوع منجر به کاهش ریسک می گردد. در زمینه کاهش پیامدها موردی کاملاً روشن و قابل پیشنهاد مشاهده نگردید.

جدول ۱ - احتمال وقوع حادثه

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

جدول ۲ - شدت پیامدها

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

جدول ۳ - احتمال ردیابی

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

جدول ۴ - برگه کار HAZOP

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

۶۰	۶	۵	۲	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.	ایجاد FOAMING (تولید کف)	۱-نقص سیستمهای خنک کننده دی اتانول آمین .	درجه حرارت دی اتانول آمین	بیش از حد بودن	۱
۱۲	۶	۲	۱	الف) تعمیرات پیشگیرانه L.C.V.2 و آلامر H.L.SW .	۱-کاهش ارتفاع دی اتانول آمین غنی شده از گازهای H2S و CO2 در FLASH DRUM	۱- نقص L.C.V.2 در حالت باز. ۲- نقص F.C.V.1 و باز شدن بیش از حد آن.	ارتفاع دی اتانول آمین	بیش از حد بودن	۲
۱۲	۶	۲	۱	الف) تعمیرات پیشگیرانه F.C.V.12 .					

جدول ۵ - برکه کار FMEA

ردیف	جزء	نوع نقص	علت نقص	اثرنقص	اقدامات کنترلی	احتمال وقوع	شدت پیامدها	احتمال ردیابی	عدد ریسک
۱	باتانهای شیر فلکه شماره ۹	سفت شدن حرکت آنها	۱-عدم گریس کاری . ۲-گریس کاری نامرتب	سایده شدن قفسه باتان 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 باتانها . ب) تعویض بموقع باتانها .	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	تویی شیر کنترل ارتفاع دی اتانول آمین	افزایش زاویه رویه تختانی	۱-خورندگی دی اتانول آمین غنی شده از گازهای اسیدی H2S و CO2 . ۲-ضربه زدن تویی به نشیمنگاه در هنگام بستن شیر کنترل.	نشت دی اتانول آمین غنی شده از گازهای اسیدی H2S و CO2 از فضای خالی ایجاد شده در زیر تویی در هنگام بسته بودن شیر کنترل .	الف) تهیه یک برنامه 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 ۶ - ریسک خطرات شناسایی شده

ردیف	خطر	میزان ریسک
------	-----	------------

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

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>

RISK ASSESSMENT IN A SWEETENING UNIT IN AN IRANIAN GAS REFINERY

Adl J^{*2}, Ph.D; Ghahramani A¹, MSPH; Nasle Seraji J., Ph.D¹

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 Occupational Health, School of Public Health and Institute of Public Health Researches,
Tehran University of Medical Sciences.

study (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 study, Failure mode and Effect Analysis.*