



الله أكبر



موسسه آموزش عالی انرژ  
دانشکده فنی و مهندسی  
پایان نامه دوره کارشناسی ارشد  
مهندسی شیمی – بهداشت، ایمنی و محیط زیست (HSE)

عنوان:

# ارزیابی ریسک به روش هازوپ در شرکت بهره‌برداری نفت و گاز غرب واحد چشمه خوش

استاد راهنما:

دکتر مجتبی میرزایی

پژوهشگر:

حیدر مرادی

پاییز ۱۳۹۷



تاریخ صورتجلسه گروه آموزشی	
شماره دانشجویی	
کد دفاع	
تاریخ صورتجلسه شورای پژوهشی	

## صورتجلسه دفاع

با تأییدات خداوند متعال جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد آقای	حیدر مرادی
در رشته:	تحت عنوان:
با حضور استاد راهنما، استاد(استادان) مشاور و هیأت داوران در مؤسسه آموزش عالی انرژی ساوه در تاریخ ۱۳۹۷/۰۷/ تشکیل گردید.	
در این جلسه، پایان نامه: □ با موفقیت مورد دفاع قرار گرفت □ نیازمند اصلاحات است □ مردود اعلام گردید.	
نامبرده نمره	با امتیاز
( بدون احتساب نمره مقاله ) دریافت نمود.	

نام و نام خانوادگی استادراهنما	محل امضاء
نام و نام خانوادگی استاد مشاور	محل امضاء
هیأت داوران:	محل امضاء ۱
۱- ۲-	محل امضاء ۲
مدیر گروه یا رئیس تحصیلات تکمیلی واحد: نام و نام خانوادگی	معاون پژوهشی و فناوری مؤسسه آموزش عالی انرژی ساوه محل امضاء

\*\*\*\*\* (اطلاعات این قسمت حتما توسط کارشناس پژوهشی تکمیل گردد) \*\*\*\*\*

نمره حاصل از ارزشیابی مقاله/ مقالات دانشجو برابر ضوابط (از سقف ۲ نمره) ..... محاسبه و نمره نهایی پایان نامه (مجموع نمره دفاع و مقاله) به عدد ..... به حروف ..... با درجه ..... به تصویب رسید. / موارد اصلاحیه جهت اجرا به اطلاع دانشجو رسید.

تأیید کارشناس حوزه پژوهشی      تأیید معاون پژوهشی و فناوری مؤسسه آموزش عالی انرژی ساوه



## مساوست پژوهش و فن آوری

### به نام خدا

### مؤثر اخلاق پژوهش

بیایم از خداوند سبحان و اعظم باین که عالم محضر خداست و بموازه ناظر بر اعمال انسان و به منظور پاس داشت مقام بلند دانش و پژوهش و نظریه ابیست جایگاه دانشگاه و مراکز علمی و فرهنگی، مادیات و معنای، بیست علمی و معنای

دانشگاه آزاد اسلامی متعهد می گردیم اصول زیر را در انجام فعالیت های پژوهشی مد نظر قرار داده و از آن تخطی نکنیم:

- ۱- اصل حقیقت جویی: تلاش در راستای پی جویی حقیقت و وفاداری به آن و دوری از حرکت پنهان سازی حقیقت.
- ۲- اصل رعایت حقوق: التزام به رعایت کامل حقوق پژوهشگران و پرسنل (انسان، حیوان و نبات) و سایر صاحبان حق.
- ۳- اصل مالکیت مادی و معنوی: تعهد به رعایت کامل حقوق مادی و معنوی دانشگاه و کلیه همکاران پژوهش.
- ۴- اصل منافع ملی: تعهد به رعایت مصالح ملی و در نظر داشتن پیشبرد و توسعه کشور در کلیه مراحل پژوهش.
- ۵- اصل رعایت انصاف و امانت: تعهد به اجتناب از حرکت جانب داری غیر علمی و حفاظت از اموال، تجهیزات و منابع در اختیار.
- ۶- اصل رازداری: تعهد به صیانت از اسرار و اطلاعات محرمانه افراد، سازمان ها و کشور و کلیه افراد و نهاد های مرتبط با تحقیق.
- ۷- اصل احترام: تعهد به رعایت حریم باو حرمت ها در انجام تحقیقات و رعایت جانب تقد و خود داری از حرکت حرمت شکنی.
- ۸- اصل ترویج: تعهد به رواج دانش و ارائه نتایج تحقیقات و انتقال آن به همکاران علمی و دانشجویان به غیر از مواردی که منع قانونی دارد.
- ۹- اصل برکت: التزام به برکت جویی از حرکت رفتار غیر خدایی و اعلام موضع نسبت به کسانی که حوزه علم و پژوهش را به شایبه های غیر علمی می آلودند.



حوزه معاونت آموزشی و تحصیلات تکمیلی  
موسسه آموزش عالی انرژی

تعهدنامه اصالت پایان نامه

اینجانب **حیدر مرادی** دانش آموخته مقطع کارشناسی ارشد ناپیوسته در رشته مهندسی شیمی که در تاریخ ۱۳۹۷/۰۷/ از پایان نامه خود با عنوان **ارزیابی ریسک به روش هازوپ در شرکت بهره برداری نفت و گاز غرب واحد چشمه خوش** با کسب نمره ..... و درجه ..... دفاع نموده ام بدین وسیله اعتراف می کنم:

(۱) این پایان نامه حاصل تحقیق و پژوهش اینجانب بوده و در مواردی که از دستاوردهای علمی و پژوهشی دیگران (اعم از پایان نامه، کتاب، مقاله و...) استفاده کرده ام، مطابق ضوابط موجود، نام منبع مورد استفاده و سایر مشخصات آن را در فهرست منابع ذکر و درج نموده ام.

(۲) این پایان نامه قبلاً برای دریافت هیچ مدرک تحصیلی (هم سطح، پایین تر یا بالاتر) در سایر دانشگاه ها و مؤسسات آموزش عالی داخلی و خارجی ارائه نشده است.

ضمناً متعهد می شوم:

(۳) چنانچه بعد از فراغت از تحصیل، قصد استفاده و هر گونه بهره برداری اعم از چاپ مقاله، کتاب، ثبت اختراع و... از این پایان نامه 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 تحصیلی ام، هیچگونه ادعایی نخواهم داشت.

نام و نام خانوادگی: **حیدر مرادی**

تاریخ و امضاء:

## سپاسگزاری

سپاس و ستایش مر خدای را جل و جلاله که آثار قدرت او بر چهره روز روشن، تابان است و انوار حکمت او در دل شب تار، درفشان. آفریدگاری که خویشتن را به ما شناساند و درهای علم را بر ما گشود و عمری و فرصتی عطا فرمود تا بدان، بنده ضعیف خویش را در طریق علم و معرفت بیازماید.

بعد از مدت‌ها، پس از پیمودن راه‌های فراوان که با حضور شیرین اساتید عزیزم، با راهنمایی‌های فراوان و بی‌دریغشان، این کار پژوهشی به اتمام رسید بر خود لازم می‌دانم که از استاد گرانقدر و بزرگوار **جناب آقای دکتر مجتبی میرزایی**، استاد راهنمای شایسته، مراتب قدردانی و سپاسگزاری را از ایشان بجای آورم چرا که بدون راهنمایی‌های ارزنده‌شان، تأمین این پایان‌نامه بسیار مشکل مینمود.

همچنین از و نیز، که زحمت داوری پایان نامه را متقبل شدند،  
کمال تشکر و قدردانی را دارم..

تقدیم به

همسره

به پاس قدردانی از قلبی آکنده از عشق و معرفت  
که محیطی سرشار از سلامت و امنیت و آرامش و  
آسایش برای من فراهم آورده است...



## چکیده

واحد بهره‌برداری نفت و گاز دهلران زیر مجموعه شرکت نفت مناطق مرکزی ایران می‌باشد. ظرفیت این واحد حدود ۵۵۰۰۰ بشکه در روز در نظر گرفته شده است. این واحد در ۱۸۰ کیلومتری شمال غرب اهواز و ۵۸ کیلومتری واحد بهره‌برداری چشمه خوش قرار دارد.

این واحد شامل تجهیزات و تاسیساتی نظیر سایر واحدهای بهره‌برداری از جمله جداکننده‌های مرحله اول، دوم و سوم، مبدل‌های حرارتی، پمپ‌ها، سیستم‌های تصویه پساب، تجهیزات و سیستم هوایی واحد، سیستم آب آشامیدنی، سیستم تزریق مواد شیمیایی، سیستم سوخت گازی و نفتی، مشعل‌ها و جداکننده‌های آب نفتی و ... می‌باشد. نفت تولیدی در این قسمت به واحد بهره‌برداری چشمه خوش ارسال می‌شود. هدف این مطالعه هازوپ بررسی و ارزیابی طراحی واحد و تجهیزات و عملکرد آنها می‌باشد که این امر به منظور یافتن نواحی با پتانسیل خطر و یا احتمال مشکلات عملیاتی و فرآیندی صورت خواهد گرفت. یک لیست از اقدامات مورد نیاز و پیشنهادات برای اصلاح و بهبود فرآیند ارایه خواهد شد تا در صورت اجرا و پیاده سازی شاهد کاهش خطرات بالقوه واحد و در نتیجه کاهش حوادث احتمالی در آینده باشیم.

**کلمات کلیدی:** ارزیابی ریسک، مطالعه Hazop، واحد بهره‌برداری، دهلران

## فهرست مطالب

صفحه

عنوان

### فصل اول: کلیات تحقیق

۱-۱	مقدمه	۲
۲-۱	بیان مسئله	۳
۳-۱	ضرورت انجام تحقیق	۵
۴-۱	اهداف پژوهش	۶
۱-۴-۱	اهداف اصلی	۶
۲-۴-۱	اهداف کاربردی (عملیاتی)	۶

### فصل دوم: مبانی نظری و پیشینه تحقیق

۱-۲	نگاهی به ایمنی	۹
۱-۲-۲	تعاریف مهم ایمنی	۹
۱-۲-۲-۱	خطر بالقوه	۹
۱-۲-۲-۲	آتش	۱۰
۱-۲-۲-۳	انفجار	۱۰
۱-۲-۲-۴	رهایی مواد سمی	۱۱
۱-۲-۲-۵	واقعه	۱۲
۱-۲-۲-۶	حادثه	۱۲
۱-۲-۲-۷	شبه حادثه	۱۳
۱-۲-۲-۸	صدمه	۱۳
۱-۲-۲-۹	خسارت	۱۳
۱-۲-۲-۱۰	تلفات	۱۳
۱-۲-۲-۱۱	ریسک	۱۳
۲-۲-۲	مفاهیم و مراحل ارزیابی ریسک	۱۴
۱-۲-۲-۲	مراحل اساسی در ارزیابی ریسک	۱۵
۲-۲-۲-۲	مقدمات ارزیابی ریسک	۱۶
۳-۲-۲-۲	طبقه بندی فعالیت‌های کاری	۱۷
۴-۲-۲-۲	شناسایی خطرات	۱۸

۲۰.....	۵-۲-۲-۲ تعیین ریسک
۲۱.....	۶-۲-۲-۲ تصمیم گیری راجع به قابل تحمل بودن ریسک
۲۲.....	۷-۲-۲-۲ تهیه طرح کنترل ریسک
۲۳.....	۸-۲-۲-۲ بازنگری کفایت طرح اقدامات کنترلی
۲۴.....	۳-۲-۲ روش های ارزیابی ریسک
۲۵.....	۱-۳-۲-۲ روش های کیفی
۳۴.....	۲-۳-۲-۲ روش های کمی
۴۷.....	۳-۳-۲-۲ تکنیک های هیبرید
۵۴.....	۳-۲ هدف و تعریف Hazop
۵۵.....	۴-۲ مزایا و محدودیت ها و کاربردهای Hazop
۵۵.....	۱-۴-۲ مزایا
۵۵.....	۲-۴-۲ محدودیت ها
۵۶.....	۳-۴-۲ کاربردها
۵۶.....	۵-۲ شیوه کلی انجام Hazop
۵۶.....	۱-۵-۲ مرحله اول: تعیین حوزه و وسعت کار و تعیین اهداف مطالعه
۵۷.....	۲-۵-۲ مرحله دوم: انتخاب تیم اجراکننده
۵۷.....	۱-۲-۵-۲ رهبر تیم HAZOP و اعضای گروه
۵۹.....	۳-۵-۲ مرحله سوم: ساختار
۶۰.....	۴-۵-۲ مرحله چهارم: تعیین حدود طراحی
۶۰.....	۵-۵-۲ مرحله پنجم: شناسایی انحرافات
۶۳.....	۶-۵-۲ مرحله ششم: بررسی علت ها
۶۴.....	۷-۵-۲ مرحله هفتم: بررسی پیامدها
۶۶.....	۸-۵-۲ مرحله هشتم: ارائه روش های کنترلی
۶۷.....	۹-۵-۲ مرحله نهم: تکرار روش
۶۸.....	۱۰-۵-۲ مرحله دهم: نتیجه گیری
۶۸.....	۶-۲ مروری بر مطالعات HAZOP انجام شده
۶۸.....	۱-۶-۲ مطالعات در ایران
۷۲.....	۲-۶-۲ مطالعات در خارج از کشور

۷-۲ واحد عملیاتی دهلران (مرکز بهره برداری دهلران) ..... ۷۴

۷-۲-۱ شرح فرآیند واحد عملیاتی دهلران ..... ۷۶

### فصل سوم: مواد و روش ها

۱-۳ مواد و اطلاعات ..... ۸۷

۱-۳-۱ نقشه ها ..... ۸۷

۲-۳ معرفی نرم افزارها ..... ۸۷

۳-۳ شرح کار نرم افزار PHA-Pro ..... ۸۷

۱-۳-۳ هدف گذاری ..... ۸۸

۲-۳-۳ انتخاب روش شناسایی مخاطرات ..... ۸۸

۳-۳-۳ کتابخانه نرم افزار ..... ۸۸

۴-۳-۳ پنجره کاربرگ ها ..... ۸۹

۱-۴-۳-۳ پنجره علل انحرافات ..... ۸۹

۲-۴-۳-۳ پنجره پیامدها ..... ۹۰

۳-۴-۳-۳ پنجره اقدامات کنترلی ..... ۹۱

۵-۳-۳ تنظیمات نرم افزار ..... ۹۱

### فصل چهارم: نتایج

۱-۴ خروجی از نرم افزار ..... ۹۶

### فصل پنجم: بحث و نتیجه گیری

۱-۵ نتیجه گیری و پیشنهادات ..... ۱۴۰

منابع ..... ۱۴۷

## فهرست جدول ها

عنوان	صفحه
جدول ۱-۲ برآورد کننده ساده سطح ریسک	۲۲.....
جدول ۲-۲ طرح کنترل ساده براساس ریسک	۲۲.....
جدول ۳-۲ ماتریس ارزیابی ریسک	۳۱.....
جدول ۴-۲ تماس	۴۱.....
جدول ۵-۲ احتمال	۴۱.....
جدول ۶-۲ پیامد	۴۲.....
جدول ۷-۲ رابطه ریسک و سطح ریسک	۴۳.....
جدول ۸-۲ پیامد خطر C	۴۶.....
جدول ۹-۲ تماس با خطر E	۴۶.....
جدول ۱۰-۲ احتمال وقوع خطر P	۴۶.....
جدول ۱۱-۲ خلاصه رتبه ریسک و اقدامات	۴۶.....
جدول ۱۲-۲ فاکتور هزینه/برآورد هزینه دلاری پیشنهادی جهت اقدامات اصلاحی	۴۷.....
جدول ۱۳-۲ درجه میزان D.C / میزانی که خطر کاهش خواهد یافت	۴۷.....
جدول ۱۴-۲ مشخصات تیم مطالعه هازوپ	۵۸.....
جدول ۱۵-۲ کلمات راهنما در مطالعه HAZOP	۶۱.....
جدول ۱۶-۲ پارامترهای فرایندی مطالعه Hazop	۶۲.....
جدول ۱۷-۲ سوالات فرآیندی برای یافتن انحرافات	۶۳.....
جدول ۱۸-۲ احتمال وقوع ریسک	۶۵.....
جدول ۱۹-۲ رتبه بندی شدت پیامد ریسک	۶۵.....
جدول ۲۰-۲ ساختار ماتریس ریسک	۶۵.....
جدول ۲۱-۲ معیار تصمیم گیری درخصوص قابل قبول بودن یا غیرقابل قبول بودن ریسک	۶۶.....
جدول ۱-۳ گره های مطالعه شده در بررسی واحد دهلران	۹۲.....
جدول ۲-۳ خلاصه ای از نتایج مطالعه انجام شده	۹۲.....
جدول ۳-۳ مشخصات تیم مهندسی حاضر در مطالعات و جلسات پژوهش	۹۴.....
جدول ۱-۴ کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۱	۹۷.....
جدول ۲-۴ کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۲	۱۰۴.....

جدول ۳-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۳	۱۱۱
جدول ۴-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۴	۱۱۷
جدول ۵-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۵	۱۲۱
جدول ۶-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۶	۱۲۴
جدول ۷-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۷	۱۲۵
جدول ۸-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۸	۱۲۸
جدول ۹-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۹	۱۲۹
جدول ۱۰-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۱۰	۱۳۲
جدول ۱۱-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۱۱	۱۳۵
جدول ۱۲-۴	کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۱۲	۱۳۶

## فهرست شکل ها

عنوان	صفحه
شکل ۱-۲ فرآیند ارزیابی ریسک	۱۵.....
شکل ۲-۲ دسته بندی انواع روش های ارزیابی ریسک	۲۵.....
شکل ۳-۲ فرآیند ارزیابی خطر شغلی	۲۸.....
شکل ۴-۲ رویه مطالعه HAZOP	۳۳.....
شکل ۵-۲ مراحل انجام FMEA	۳۵.....
شکل ۶-۲ ماتریس ریسک و جدول تصمیم گیری	۳۷.....
شکل ۷-۲ نمونه ای از منحنی F-N و توابع مربوطه	۳۸.....
شکل ۸-۲ ارزیابی کمی ریسک	۳۹.....
شکل ۹-۲ مراحل تفسیر تغییر مسیر	۶۰.....
شکل ۱۰-۲ روند مطالعه یک گره	۶۷.....
شکل ۱۱-۲ حوزه فعالیت شرکت بهره برداری نفت و گاز غرب	۷۵.....
شکل ۱۲-۲ نقشه PFD مرکز بهره برداری دهلران	۸۵.....
شکل ۱-۳ انتخاب روش شناسایی مخاطرات	۸۸.....
شکل ۲-۳ پنجره کاربرگ ها	۸۹.....
شکل ۳-۳ علل انحرافات	۹۰.....
شکل ۴-۳ پیامدها	۹۰.....
شکل ۵-۳ اقدامات کنترلی	۹۱.....

## فصل اول

### کلیات تحقیق



## ۱-۱ مقدمه

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 صنعتی و شیمیایی هستند. تعداد انفجارها، حوادث و مخاطرات در ابتدای انقلاب صنعتی به حدی زیاد بود که بشر را به فکر وا داشت که به همراه پیشرفته 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. برخی حوادث مهم تاریخ که تأثیر زیادی در دیدگاه‌ها به ایمنی داشت عبارتند از:

۱- پرهزینه‌ترین حادثه تاریخ فاجعه چرنوبیل بود که مصیبت‌بارترین حادثه دنیا نیز لقب گرفت. در این حادثه ۵۰ درصد از شهرهای اوکراین آلوده شود، بیش از ۲۰۰ هزار نفر بی‌خانمان و ۱/۷ میلیون نفر به مواد شیمیایی آلوده شدند. در این فاجعه یکی از رآکتورهای این پایگاه سه بار متوالی منفجر شد این انفجار چندین بار قویتر از حادثه هیروشیما بود و هزینه‌ای بالغ بر ۲۰۰ میلیارد دلار بر جا گذاشت. اما به غیر از هزینه زیاد افرادی هم بودند که تا سال‌ها بعد بر اثر سرطان جان خود را از دست می‌دادند و حتی هم اکنون پس از گذشته ۲۵ سال بعضی از کودکان ناقص الخلقه به دنیا می‌آیند (۱).

۲- دیگر حادثه پر خرج دنیا، نشت نفت کش پرستیز بود که در ۱۳ نوامبر ۲۰۰۲ رخ داد. این نفت‌کش با ۷۷ هزار تن مواد نفتی در حال عبور از دریای گالیسیا در اسپانیا بود که به دلیل طوفان شدید دچار حادثه شد. کاپیتان کشتی از دولت اسپانیا تقاضای کمک کرد اما دولت این درخواست را رد کرد و آنها راهی فرانسه شدند. البته در آنجا نیز کسی به کمکشان نیامد و آنها را به سمت پرتقال هدایت کردند؛ درنهایت یکی از ۱۲ مخزن حاوی نفت نشت پیدا کرد و بیش از ۲۰۰ میلیون گالن نفت به دریا ریخته شد. این حادثه که ۱۲ میلیارد دلار هزینه داشت تا مدت‌ها باعث تعطیلی ماهیگیری در اسپانیا شد (۱ و ۳).

۳- حادثه نفتی دیگر انفجار سکوی نفتی آلفا در ۱۶ جولای ۱۹۸۸ بود. هزینه انفجار این سکو که ۳۱۷ هزار بشکه نفت استخراج می‌کرد، ۴/۳ میلیارد دلار برآورد شد. علت اصلی این فاجعه خطای یکی از کارکنان بود. در سکوی آلفا ۱۰۰ شیره امنیتی وجود داشت که در پایان هر روز برای جلوگیری از خروج گاز بازبینی و بسته می‌شدند. اما در آن روز یکی از تکنیسین‌ها فراموش کرده تا شیر را ببندد و گاز به خارج نشت کرد. روز بعد که کارکنان به پایگاه آمدند با

اولین فشار دکمه پمپ گاز، کل سکو به همراه ۱۵۰ کارگرش منفجر شد. این آتش‌سوزی تا ۳ هفته ادامه داشت (۲).

۴- آخرین نمونه از حوادث نفتی حادثه نشت نفت کش اکسون والدز در ۲۴ مارس ۱۹۸۹ با هزینه‌ای بالغ بر ۲/۵ میلیارد دلار یکی دیگر از حوادث پرخرج دنیا است علاوه بر هزینه‌های مالی که ایجاد کرد، باعث آلودگی شدید در آب‌های خلیج دور از دسترس پرنس ویلیام و از بین رفتن تعداد بسیار زیادی از پرندگان و آبزیان منطقه نیز شد. مشکل بزرگ در پاکسازی این خلیج دسترسی به آن بود که تنها از طریق کشتی‌های کوچک و هلیکوپتر امکان داشت. در این سانحه کاپیتان جوزوف هازل وود کنترل کشتی را از دست داده و با یک صخره برخورد کرد و باعث شکستگی بشکه‌های نفتی و نشت بیش از ۱۰ میلیون گالن نفت در دریا شد (۱و۲). موارد بالا از جمله حوادثی بودند که زنگ‌های خطر را برای صنایع فرآیندی به صدا درآوردند. بروز چنین حوادث فاجعه باری باعث به وجود آمدن این عقیده در بین مجامع قانون‌گذار شد که با انجام ارزیابی‌های ایمنی و مطالعه خطرات موجود در فرآیند و صنعت به ویژه برای صنایع شیمیایی و نفتی می‌توان از بروز چنین وقایعی جلوگیری نمود و پیامدهای حاصل از آن را به حداقل ممکن کاهش داد.

## ۲-۱ بیان مسئله

امروزه استفاده از روش‌های ارزیابی ریسک در صنایع مختلف رو به گسترش است به طوری که در حال حاضر بیش از ۷۰ نوع مختلف کیفی و کمی روش ارزیابی ریسک در دنیا وجود دارد این روش‌ها معمولاً برای شناسایی، کنترل و کاهش پیامدهای خطرات به کار می‌رود. عمده روش‌های موجود ارزیابی ریسک روش‌های مناسب جهت ارزیابی خطرات بوده و نتایج آن‌ها را می‌توان جهت مدیریت و تصمیم‌گیری در خصوص کنترل و کاهش پیامدهای آن بدون نگرانی به کار برد، هر یک از صنایع بسته به نیاز خود می‌توانند از روش‌های مذکور بهره لازم را کسب کنند. این روش‌ها نسبت به یکدیگر دارای مزایا و معایب مختلف می‌باشد. لذا یکی از وظایف سیستم‌های ایمنی و بهداشت و محیط زیست (HSE) موجود در هر صنعت بررسی کلیه روش‌های ارزیابی ریسک‌ها و خطرات و انتخاب روش مناسب جهت اجرا در صنعت و سازمان مطبوع خود می‌باشد.

بطور کلی می‌توان گفت که از نوع روش استفاده شده در ارزیابی ریسک و عمق ارزیابی آن تا حدی می‌توان به توانایی سیستم ایمنی موجود و در نتیجه نحوه مدیریت ایمنی در صنعت مذکور پی برد (۳ و ۲).

سازمان‌ها معمولاً نیاز به سیستمی دارند که علاوه بر ارزیابی فعالیت‌ها و فرآیندها بتوانند در خصوص وضعیت ریسک، تعیین معیارهای ریسک قابل تحمل و مشخص نمودن دقیق ریسک فرآیندهایشان، و... آنان را رهنمون نماید که بسته به پیچیدگی فعالیت هر صنعت نوع سیستمی که بتواند آنان را به هدف مذکور برساند متفاوت است.

روشی که در این مطالعه استفاده شده است روش هازوپ می‌باشد که در اوایل دهه ۱۹۷۰ میلادی، ابداع گردید تا نیازهای ویژه طراحی و شناسایی خطرات و همچنین تجزیه و تحلیل پیامدهای احتمالی ناشی از حوادث در سیستم‌های فرآیندی را پاسخگو باشد. این روش یکی از روش‌های مرسوم در تحلیل ایمنی می‌باشد که در سطح وسیعی از صنایع فرآیندی استفاده می‌شود. این روش در اوایل ابداع آن به طور گسترده در صنایع شیمیایی و در چندین کشور از جمله انگلیس، ایالات متحده و نروژ به کار گرفته شد.

صنایع شیمیایی انگلیس سهم عمده‌ای در توسعه روش هازوپ داشته‌اند. به طوری که پروفیسور کلتز و همکارانش در انگلیس را می‌توان پیشقدم در امر ابداع و پیشرفت این روش دانست. مطالعات انجام شده در صنایع فرآیندی نشان می‌دهد که با انجام این مطالعه در مرحله طراحی واحدهای عملیاتی و یا حتی در مرحله پالایش و فناوری می‌توان از بروز حوادث و حد زیادی جلوگیری نمود. تکنیک این روش کیفی بوده و برای شناسایی ریسک‌های بسیار خطرناک به کار می‌رود و همچنین از تیمی متخصص در همه علوم بهره گرفته می‌شود. این تکنیک برای اولین بار در سال‌های ۱۹۷۰ بر اثر تکنیکی که آزمایش بحرانی خوانده می‌شود توسط صنایع شیمیایی سلطنتی بریتانیایی کبیر معرفی و سپس توسط کلتز به صورت قانونمند در آمد. اما پس از آن، در صنایع گوناگون از جمله صنایع شیمیایی مورد استفاده قرار گرفت.

اساساً تکنیک Hazop که ماهیتی آینده نگر و مبتنی بر پیشگیری دارد به عنوان واکنشی به استفاده از روش چک لیست که مبتنی بر فلسفه گذشته نگر بود مطرح گردید. هرچند که تکنیک مورد نظر اولین بار به منظور شناسایی و ارزیابی خطرات فرآیندی معرفی و به کار گرفته شد. ولی امروزه با معرفی و اثبات توانمندی‌های آن کاربرد تکنیک به سایر سیستم‌ها و صنایع نیز گسترش یافته است.

## ۳-۱ ضرورت انجام تحقیق

در عصر جدید همراه با پیشرفت شتابان صنعت و فناوری، نگرانی‌های بسیاری در مورد پیامدهای سوء مرتبط با آن زندگی بشر را تهدید می‌کند. اثرات تخریبی این پیشرفت‌ها همانند حوادث فیزن (فرانسه)، مکزیکوسیتی و پایپر آلفا (انگلستان)، و چرنوبیل (روسیه) که به صورت فجایع انسانی و آلودگی‌های محیط زیستی و به‌طور کلی برهم زدن اکوسیستم پدید آمده است، سبب تأمل عمیق‌تر بشر در پیامدهای عدم رعایت مسائل ایمنی، بهداشت و محیط زیست (HSE) در فعالیتهای صنعتی گردیده است. مقایسه حوادث بزرگ در کشورهای مختلف صرف‌نظر از میزان توسعه‌یافتگی آنها مبین شباهت‌های زیادی آنها با یکدیگر است. عواملی نظیر خطاهای انسانی، اعتماد بیش از اندازه به ایمن بودن تأسیسات، اشکالات در طراحی، عدم آمادگی در شرایط بحرانی و در کشورهای کمتر توسعه‌یافته عدم رعایت موازین اصول HSE در انتقال فناوری از دلایل عمده بروز فجایع انسانی و زیست‌محیطی بوده‌اند. همه عوامل یاد شده بالا، در صنایع کشور ما نیز وجود دارند که سبب بروز حوادث بزرگی شده‌اند.

یکی از پیامدهای بروز حوادث به خصوص در صنایع فرآیندی نظیر صنایع نفت و پتروشیمی که با طیف وسیعی از مواد شیمیایی آلاینده و خطرناک سروکار دارند، تخریب غیر قابل جبران محیط زیست می‌باشد. بنابراین بر پیشگیری از این حوادث، قبل از رخ دادن آنها تأکید می‌کنند. این موضوع به عنوان یکی از عناصر اصلی سیستم مدیریت ایمنی، بهداشت و محیط زیست، با عنوان ارزیابی و مدیریت ریسک مورد تأکید قرار گرفته است. اولین گام در فرآیند مدیریت و ارزیابی خطرات، شناسایی خطرات و اثرات آنها می‌باشد. در همین راستا تکنیک‌های متعددی معرفی شده است که هر کدام از آنها با توانمندی‌ها و محدودیت‌های خاص خود به فرآیند شناسایی خطرات و ارزیابی اثرات آنها می‌پردازند. از این تکنیک‌ها می‌توان به تحلیل مقدماتی خطر PHA، حالات شکست و تحلیل اثرات آنها (FM&EA)، تحلیل درخت خطا (FTA)، احتیاط مطالعه عملیات و خطرات (HAZOP)، ردیابی انرژی و تحلیل حفاظ‌ها و... اشاره کرد. HAZOP تکنیکی برای تشخیص خطرهای و تجزیه و تحلیل خطرهای و ارتباط عملی با سیستم‌ها می‌باشد. این تکنیک از سال‌های خیلی قبل مورد استفاده بوده است. اما همچنین پابرجا و استوار می‌باشد و از لحاظ بین‌المللی به عنوان یکی از تکنیک‌های تشخیص خطر پیشرفته تلقی می‌شود. این تکنیک برای فرآیندهای صنعتی (شیمیایی، داروسازی، نفت و گاز) قابل اجرا و عملی می‌باشد.

همانطور که میدانیم واحد بهره‌برداری دهلران مانند سایر واحدهای مشابه شامل تجهیزات و تاسیساتی نظیر جداکننده‌های مرحله اول، دوم و سوم، مبدل‌های حرارتی، پمپ‌ها، سیستم‌های تصفیه پساب، تجهیزات و سیستم هوایی واحد، سیستم آب آشامیدنی، سیستم تزریق مواد شیمیایی، سیستم سوخت گازی و نفتی، مشعل‌ها و جداکننده‌های آبی نفتی و... می‌باشد. وظیفه این واحد جداسازی آب از نفت برداشتی از چاه و ارسال آن به مراحل بعد جهت صنایع پایین دستی یا صادرات می‌باشد که با توجه به اهمیت صنایع فرآیندی بالادستی و ضرورت انجام مطالعات ایمنی به منظور پیشگیری از حوادث، این واحد فرآیندی نیز با توجه به حساسیت منطقه‌ای و نوع فرآیند انتقال نفت خام می‌باشد. از این قاعده جدا نخواهد بود. بنابراین نیاز است تا مطالعات ارزیابی ریسک، خصوصاً ریسک‌های فرآیندی و محیط زیستی برای این واحد به دقت انجام گیرد. تا از حوادث احتمالی در آینده جلوگیری به عمل آید.

## **۴-۱ اهداف پژوهش**

هدف این مطالعه حاضر بررسی و ارزیابی طراحی واحد و تجهیزات و عملکرد آنها می‌باشد که این امر به منظور یافتن نواحی با پتانسیل خطر و یا احتمال مشکلات عملیاتی و فرآیندی صورت گرفته و لیستی از اقدامات مورد نیاز و پیشنهادات برای اصلاح و بهبود فرآیند ارائه خواهد شد.

### **۴-۱-۱ اهداف اصلی**

✓ شناسایی خطرات فرآیندی و یافتن نقاط حساس فرآیندی با استفاده از روش مطالعه عملیات و خطر (HAZOP) و به کارگیری نرم‌افزار PHA-Pro در شرکت بهره‌برداری نفت دهلران

✓ رسیدن به راهکارهای مناسب جهت پیشگیری از حوادث محتمل در آینده واحد

### **۴-۱-۲ اهداف کاربردی (عملیاتی)**

✓ شناسایی خطرات بالقوه فرایند

✓ ثبت دقیق یافته‌ها و مرور ارزیابی صورت گرفته شده و در صورت لزوم بازنگری و تجدید نظر آنها

✓ ارائه پیشنهاداتی برای اقدامات ایمنی

همچنین دستاوردهای این مطالعه می‌تواند برای صنایعی زیر کاربردی و قابل استفاده باشد:

۱- شرکت ملی نفت ایران واحد های بهره برداری نفت و گاز

۲- پالایشگاه ها و توزیع کنندگان نفت و گاز

۳- صنعت پتروشیمی

۴- نقشه شیمیایی نیروگاه سیکل ترکیبی

## **فصل دوم**

### **مبانی نظری و پیشینه تحقیق**

## ۲-۱ نگاهی به ایمنی

ایمنی خود دارای مفهومی بسیار کلی و گسترده است اما به طور عام می‌توان تلاش در راستای حذف مخاطرات یا کاهش خسارت ناشی از آن‌ها را ایمنی خواند به بیان دیگر در جهت دوری از مخاطرات و ریسک غیر قابل تحمل است. برخی تعاریف اساسی در زمینه ایمنی که از این پس در متن پایان‌نامه مورد استفاده قرار می‌گیرد در زیر آورده شده است.

### ۲-۲-۱ تعاریف مهم ایمنی

#### ۲-۲-۱-۱ خطر بالقوه (۴ و ۵)

هر عاملی که پتانسیل رساندن آسیب یا خسارت به فرد، سرمایه، محیط زیست یا ترکیبی از این‌ها را داشته باشد مخاطره<sup>۱</sup> می‌نامند.

هر ماده شیمیایی یک خطر بالقوه است. منظور از ماده شیمیایی فقط مواد با خواص شیمیایی آسیب‌رسان نیست بلکه منظور شرایط و احتمال آسیب رساندن ماده می‌باشد. برای مثال آب که ضرر مصرفی ندارد، بسته به موقعیت و شرایطش می‌تواند خطر محسوب شود، همان‌طور که به صورت سیل، ریزش، غرق شدن و از طریق ناخالصی‌های مضر، سالانه باعث مرگ بسیاری از انسان‌ها می‌شود. آب به صورت یخ و بخار نیز مخاطرات بسیاری ایجاد می‌کند. بزرگترین فاجعه صنایع شیمیایی حادثه بوپال در هند در اثر واکنش غیرمنتظره آب با متیل ایزوسیانات رخ داد. بنابراین تمام مواد و گونه‌های شیمیایی قابل تبدیل به خطر را دارند از طرفی تمام منابع انرژی نیز می‌توانند خطرناک باشند فارغ از اینکه مبنای شیمیایی داشته یا به صورت انرژی پتانسیل باشند.

حوادث بسیاری در اثر برخورد با ماشین‌آلات متحرک و یا سوختگی در اثر برخورد با منابع گرما گزارش شده است. خطرات بالقوه را می‌توان به دو دسته مخاطرات عمومی و مخاطرات فرآیندی تقسیم نمود.

---

<sup>۱</sup>. Hazard



## ۱- مخاطرات عمومی<sup>۱</sup> (رایج)

این گونه حوادث شیوع بسیار زیادی داشته و نه تنها در واحدهای صنعتی بلکه در هر مکانی دیگر قابلیت رخدادن دارند. حوادثی مثل لغزیدن از نردبان یا حادثه در اثر سهل انگاری در هنگام کار با ابزارآلات و یا برق گرفتگی در هر جا از جمله واحد صنعتی بسیار رخ می دهد اما از آنجایی که این حوادث معمولاً شدت تخریب کمی دارند مورد توجه این متن قرار نمی گیرند.

## ۲- مخاطرات فرایندی<sup>۲</sup>

در فرآیندهای شیمیایی که مورد بررسی ماست، رایج ترین خطرات، انفجار، آتش سوزی و راه های هایی مواد سمی است احتمال رخداد و شدت تأثیر این سه گروه آنها را از حوادث دیگر متمایز ساخته است. مخاطراتی چون تابش های حرارتی، تشعشعات رادیواکتیو یا آلودگی صوتی و خوردگی در مراتب پایین تری از اهمیت قرار دارند.

### ۲-۱-۲-۲ آتش (۲)

بسیاری از مواد شیمیایی در صورت وجود دو عامل دیگر مثلث آتش<sup>۳</sup> یعنی اکسیژن و منبع تأمین انرژی احتراق، شروع به سوختن می کند. خطر آتش از نظر احتمال رخداد بیش از دو مورد دیگر انفجار و رهایی مواد سمی است اما شدت تخریبش از آن دو کمتر است. از آنجایی که آتش ممکن است به انفجار هم منتهی شود در تمام ملاحظات ایمنی یک عامل مخاطره زای قابل اعتنا می باشد.

### ۲-۱-۲-۳ انفجار (۲)

انفجار<sup>۴</sup> رهایی شدید و ناگهانی انرژی است که می تواند منجر به حوادثی مخرب شود انرژی آزاد شده می تواند منبع فیزیکی یا شیمیایی داشته باشد. یک واکنش سریع و گرمازای شیمیایی ممکن است منجر به انفجار شود گاهی نیز تغییرات فیزیکی چون افزایش شدید فشار یک مخزن به انفجار منتهی می شود.

---

<sup>۱</sup> . General Hazard

<sup>۲</sup> . Process Hazard

<sup>۳</sup> . Fire

<sup>۴</sup> . Explosion

اثرات آن معمولاً به صورت صدای مهیب و پرتاب شدن اشیاء تا شعاع چند صد متری و ایجاد یک موج فشاری است موجی به شدت ۵ تا ۱۰ کیلو پاسکال می‌تواند ایجاد جراحات مستقیم در افراد را دارد.

موجی با شدت ۳ تا ۱۰ کیلو پاسکال شیشه‌ها را شکسته و اشیاء پرت می‌کند و می‌تواند منجر به آسیب غیرمستقیم شود. آمار حوادث نشان می‌دهد که تلفات غیرمستقیم ناشی از انفجار بیش از تلفات مستقیم می‌باشد.

انفجارها به طور کلی به دو دسته تقسیم می‌شوند یکی با سرعت بسیار آهسته حدود یک متر بر ثانیه و حداکثر موج فشاری ناشی از آن به ۷۰ و ۸۰ کیلو پاسکال نیز می‌رسد و دیگری با سرعت بسیار زیاد در حدود ۲ تا ۳ هزار متر بر ثانیه که موج حاصل از آن به ۲۰۰ کیلو پاسکال می‌رسد.

از منظر دیگر می‌توان انفجارها را به دو دسته تقسیم‌بندی کرد انفجار در محیط‌های بسته چون لوله‌ها یا درون مخازن و انفجار ابر بخار که در محیط باز رخ می‌دهد و یکی از مهمترین دلایل حوادث ناگوار در صنایع شیمیایی است این نوع انفجار اکثراً به دلیل نشت مواد آتش‌زا و تبخیر آنها در محیط رخ می‌دهد.

راهکارهایی که برای مقابله با خطر آتش‌سوزی ذکر شد در مورد این خطر نیز قابل استفاده است.

## **۲-۱-۲-۴ رهایی مواد سمی<sup>۱</sup> و ۵)**

این نوع مخاطرات باعث مهلک‌ترین و ناگوارتر این حوادث در صنایع شیمیایی شده است. میزان تأثیر علاوه بر نوع ماده رها شده به شیوه در معرض آن ماده قرار گرفتن نیز بستگی دارد. اکثر مواد در دو حالت برای سلامت افراد ایجاد مخاطره می‌کنند هنگامی که فرد در مدت زمان کوتاه در معرض مقدار زیادی از ماده شیمیایی قرار گیرد و یا هنگامی که در معرض مقدار کم، ولی برای مدتی طولانی باشد. معمولاً مواد فوق‌العاده سمی که موجب صدمات سریع می‌گردند را به عنوان یک خطر در ایمنی واحد طبقه‌بندی می‌کنند. در صورتی که ماده‌ای که در تماس با غلظت کم از آن ولی به مدت زیاد، تأثیرات ناگوار در آشکار شود به عنوان خطری برای بهداشت و سلامت صنعتی به‌شمار می‌آید. اثرات دو خطر اصلی دیگر یعنی آتش و انفجار تنها در چند صد متر، مخرب هستند ولی اثرات سوء رهایی مواد سمی در محیط، تا چندین کیلومتر

---

<sup>۱</sup>. Toxic Emission

هم ممکن است منجر به آسیب‌های جدی شود (انتشار این مواد تحت تأثیر عواملی چون موقعیت جغرافیایی، وزش باد و برخی عوامل دیگر قرار دارد).

میزان سمی بودن مواد با آزمایش روی حیوانات مشخص می‌شود و معمولاً با استاندارد LD<sub>50</sub> که بیانگر مقداری از مواد شیمیایی که در آن ۵۰ درصد حیوانات تحت آزمایش بمیرند بیان می‌گردد.

این عدد بر حسب مقدار میلی گرم ماده سمی به ازای ۱ کیلوگرم از جرم حیوان مورد آزمایش بیان می‌شود. به عنوان یک مبنای مقایسه مواد با LD<sub>50</sub> کوچکتر یا مساوی ۲۵mg/kg بسیار سمی موادی با LD<sub>50</sub> بین ۲۵ تا ۲۰۰ mg/kg سمی و آنهایی که LD<sub>50</sub> آنها بین ۲۰۰ تا ۲۰۰۰mg/kg هستند خطرناک‌تر شناخته می‌شوند.

استاندارد فوق برای تأثیر کوتاه مدت بیان می‌گردد اما حد مجاز برای در معرض یک ماده شیمیایی بودن برای مدت طولانی بوسیله استانداردهایی چون مقدار حد آستانه بیان می‌شود که بیانگر غلظتی است که کارکنان یک واحد صنعتی می‌توانند هرروز به مدت ۸ ساعت ۵ روز در هفته و در طول عمر کاری بدون آسیب در معرض آن باشند این استاندارد که با TLV نشان داده می‌شود برای گازها بر حسب جز در میلیون واحد و برای غبار و رطوبت به صورت  $Mg/m^3$  گزارش می‌شود.

## ۲-۲-۱-۵-۱-۵ واقعه<sup>۱</sup> (۴۳)

رویدادی که پتانسیل تبدیل شدن به یک حادثه را داشته باشد.

## ۲-۲-۱-۶-۱-۶ حادثه<sup>۲</sup> (۴۳)

واقعه‌ای ناگهانی و غیرمنتظره است که منجر به صدماتی از قبیل مرگ، بیماری، وارد شدن خسارت به تجهیزات یا زیان مالی شود.

---

<sup>۱</sup>. Incident

<sup>۲</sup>. Accident

## ۲-۲-۱-۷ شبه حادثه<sup>۱</sup> (۴۳)

رخدادی که به وقوع پیوسته اما صدمه یا خسارات یا آسیبی (چه جانی و چه مالی) برای سازمان یا افراد در پی نداشته است. اصطلاحاً اتفاقی که به خیر گذشته است. مانند افتادن یک آجر از ارتفاع بی آنکه آسیبی رسانده باشد.

$$\text{Incident} = \text{Accident} + \text{Near miss}$$

## ۲-۲-۱-۸ صدمه<sup>۲</sup> (۴۳)

آسیب فیزیکی در اثر حادثه صنعتی، که با توجه به تعریف حادثه ناگهانی است و شامل اثراتی که در اثر کار بلندمدت در محیط‌های صنعتی ایجاد می‌شود، نیست.

## ۲-۲-۱-۹ خسارت<sup>۳</sup> (۵۳)

آسیب وارده در اثر حادثه به سرمایه را خسارت گویند.

## ۲-۲-۱-۱۰ تلفات<sup>۴</sup> (۵۳)

آسیب‌های فیزیکی وارد شده به کارکنان و خسارات وارده به تجهیزات را روی هم تلفات گویند.

## ۲-۲-۱-۱۱ ریسک<sup>۵</sup> (۵۳)

به احتمال بوجود آمدن آسیب و صدمه از یک خطر معین ریسک گویند در واقع به شانس یا احتمال اینکه کسی از خطر آسیب ببیند یا اموالی دچار صدمه گردد ریسک اطلاق می‌شود. رانندگی در جاده یا راه رفتن روی زمین روغنی ریسک است آسیب دیدن کمر در اثر بلند کردن بار، ریسک است کار کردن روی یک داربست در ارتفاع یک ریسک محسوب گردد. در استاندارد ۱۹۹۹، OHSAS ۱۸۰۰۱، ریسک، ترکیبی (یا تابعی) از احتمال و پیامدهای ناشی از وقوع یک اتفاق خطرناک مشخص می‌باشد.

$$\text{شدت پیامد} \times \text{احتمال وقوع} = \text{ریسک}$$

<sup>۱</sup>. Near miss

<sup>۲</sup>. Injury

<sup>۳</sup>. Damage

<sup>۴</sup>. Loss

<sup>۵</sup>. Risk

## ۲-۲-۲ مفاهیم و مراحل ارزیابی ریسک<sup>۱</sup> (۴ و ۵)

ارزیابی ریسک یک روش منطقی برای تعیین اندازه کمی و کیفی خطرات و بررسی پیامدهای بالقوه ناشی از حوادث احتمالی بر روی افراد، مواد، تجهیزات و محیط است. در حقیقت از این طریق میزان کارآمدی روش‌های کنترلی موجود مشخص شده و داده‌های با ارزشی برای تصمیم‌گیری در زمینه کاهش ریسک، خطرات، بهسازی سیستم‌های کنترلی و برنامه‌ریزی برای واکنش به آنها فراهم می‌شود.

ارزیابی ریسک کمی نیازمند محاسبه دو مولفه ریسک یعنی شدت پیامد رخداد و احتمال روی دادن آن رخداد باشد. برای بدست آوردن وزن احتمال و یا وزن شدت پیامد سه نوع راهکار وجود دارد.

✓ روش‌های عددی یا کمی<sup>۲</sup>، که نتیجه در نهایت به یک عدد منتهی می‌شود.

✓ روش‌های کیفی<sup>۳</sup>، که نتیجه حاکی از کیفیت خاصی در زمینه ریسک خواهد بود.

✓ روش‌های نیمه کمی<sup>۴</sup>، که در بیشتر این روش‌ها از ماتریس ریسک استفاده می‌شود.

ارزیابی ریسک، فرایندی است که نیازمند تجربه، تخصص و دقت بالا بوده و می‌بایست در قالب کار تیمی و با بهره‌گیری از توان مسئولین و کارشناسان انجام پذیرد. این فعالیت تیمی نیز زمانی به نتیجه دلخواه دست خواهد یافت که تیم ارزیاب، علاوه بر برخورداری از تجربه و تخصص لازم، از زبان مشترکی نیز در درک مفاهیم و روشهای مورد استفاده برخوردار باشند. ارزیابی ریسک در موارد زیر کمک زیادی در بهبود فرآیند و شرایط کاری سازمان خواهد داشت:

الف- برای موقعیت‌هایی که در آن خطرات مشمول یک خطر جدی می‌شوند یا اینکه قطعیتی در کفایت اقدامات کنترلی موجود یا طرح ریزی شده از نظر اصول یا در عمل وجود ندارد، بایستی از یک روش اجرایی ارزیابی ریسک استفاده نمائیم.

ب- در سازمان‌هایی که فرایند بهبود مستمر را در سیستم مدیریت ایمنی و بهداشت حرفه‌ای دنبال می‌کنند تا حداقل از الزامات قانونی فراتر روند نیز بکار می‌رود.

این روش اجرایی زمانی که پس از یک مطالعه اولیه بطور شفاف، به این نتیجه برسیم که ریسک‌های موجود، جزئی هستند یا اینکه ارزیابی‌های قبل حاکی از آن است که اقدامات

<sup>۱</sup>. Risk Assessment

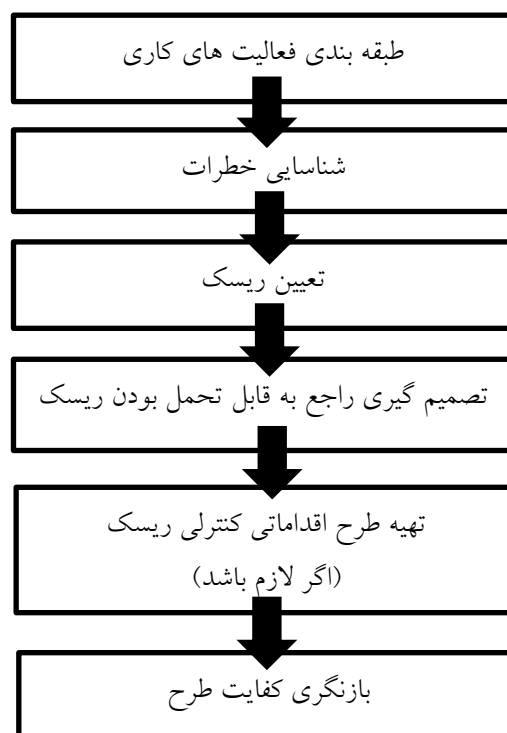
<sup>۲</sup>. Quantitative

<sup>۳</sup>. Qualitative

<sup>۴</sup>. Semi-Quantitative

کنترلی موجود، کفایت دارند، ضروری و با صرفه نیست. اقدامات کنترل طرح‌ریزی شده یا موجود شامل:

شکل ۲-۱ مراحل اساسی ارزیابی ریسک را نشان می دهد.



شکل ۲-۱ فرآیند ارزیابی ریسک

یک سازمان بایستی در هنگام طرح ریزی ارزیابی ریسک توجه کافی و دقیق به تمام مراحل بالا داشته باشد. فرایند ریسک همه خطرات ایمنی و بهداشت حرفه‌ای را پوشش می‌دهد. بهتر است، ارزیابی تلفیقی برای همه خطرات انجام شود و ارزیابی جداگانه‌ای برای خطرات

سلامتی، جابه‌جایی دستی، خطرات ماشین‌آلات و غیره انجام نگردد. اگر ارزیابی بطور جداگانه صورت گیرد، بکارگیری روش‌های مختلف باعث مشکلات بیشتری در رتبه‌بندی اولویت اقدامات کنترل ریسک می‌گردد. همچنین ارزیابی جداگانه‌ای منجر به دوباره کاری‌هایی بی‌مورد می‌شود.

– جنبه‌های ارزیابی ریسک ذیل بایستی از ابتدا با دقت مورد توجه قرار گیرد:

- الف- طراحی یک فرم اولیه ساده ارزیابی ریسک
- ب- معیاری جهت طبقه‌بندی فعالیت‌های کاری و اطلاعات مورد نیاز برای هر فعالیت کاری
- ج- روش‌های و طبقه‌بندی خطرات
- د- روش اجرایی جهت ایجاد تعیین آگاهانه ریسک
- ر- کلماتی جهت توصیف سطوح ریسک
- ز- معیار تصمیم‌گیری برای قابل تحمل بودن ریسک: آیا اقدامات کنترلی موجود یا طرح ریزی شده مناسب هستند؟
- و- جدول زمانی جهت اجرای اقدامات کنترلی (هرجا که لازم باشد)
- ه- روشهای ارجع برای کنترل ریسک
- ط- معیاری برای بازنگری کفایت طرح اقدامات کنترلی

## **۲-۲-۲-۲-۲ مقدمات ارزیابی ریسک (۴ و ۵)**

سازمانها بایستی مقدماتی ساده تهیه کنند تا بتوانند جهت ثبت یافته‌های ارزیابی، از آن استفاده نمایند که مشخصاً موارد ذیل را پوشش می‌دهد:

- الف- فعالیت کاری
- ب- خطرات
- ج- کنترل‌های موجود در محل
- چ- کارکنان در معرض ریسک
- خ- احتمال صدمه
- ح- شدت صدمه
- د- سطوح ریسک
- ر- اقدامات که متعاقب ارزیابی انجام می‌شود
- ز- جزئیات اجرایی مثلنام ارزیاب، تاریخ و غیره

سازمانها بایستی روش تجربایی ارزیابی ریسک کلی خود را ایجاد نمایند، که ممکن است نیاز به انجام آزمایش و بازنگری مداوم سیستم داشته باشند.

## **۲-۲-۲-۳ طبقه بندی فعالیت‌های کاری (۴ و ۵)**

تهیه لیستی از فعالیت‌های کاری که آنها را بطریق معقول و قابل کنترل طبقه‌بندی نماید. در ارزیابی ریسک، جمع‌آوری اطلاعات ضروری مربوط به آن فعالیت‌ها، یک نیاز مقدماتی به شمار می‌آید. برای مثال قرار دادن کار تعمیر و نگهداری که بطور مکرر انجام نمی‌شود در کنار کار تولید روزانه یک امر حیاتی است.

طرق ممکن طبقه بندی فعالیت‌های کاری شامل:

الف- محل‌های جغرافیایی در داخل یا خارج از محدوده سازمان

ب- مراحل فرایند تولید یا تدارکات خدمات

ج- کار واکنشی و طرح ریزی شده

د- وظایف تعریف شده (مثل رانندگی)

نیازمندیهای اطلاعاتی مربوط به فعالیت‌های کاری:

اطلاعات مورد نیاز برای هر فعالیت کاری ممکن است شامل موارد ذیل باشد:

✓ کارهایی که انجام می‌شوند: مدت و دفعات انجام آنها

✓ محل‌هایی که کار انجام می‌شود

✓ کسی که به طور طبیعی یا گاهی اوقات آن کار را انجام می‌دهد

✓ افراد دیگری که ممکن است تحت تاثیر کار قرار بگیرد (مانند بازدید کنندگان، پیمانکاران،

عموم)

✓ آموزش‌هایی که کارکنان درباره کار خود کسب می‌کنند

✓ سیستم‌های مکتوب کاری و یا روش اجرایی مجوزهای کاری تهیه شده برای کار

✓ دستگاه‌ها و ماشین‌آلاتی که ممکن است استفاده شوند

✓ ابزارهای دستی برقی که ممکن است استفاده شوند

✓ دستورالعمل‌های سازندگان و تامین‌کنندگان برای عملیات و تعمیر و نگهداری دستگاه‌ها و

ماشین‌الات و ابزارهای دستی برقی

✓ اندازه، شکل، وضعیت سطح و وزن موادی که ممکن است بکار گرفته شوند

✓ فاصله و ارتفاعی که مواد، اجبارا، با دست جابه جا می‌شوند



- ✓ خدمات بکار گرفته شده (مثل هوای فشرده)
- ✓ موادی که کارگران در طول کار از آن استفاده نموده یا با آن در تماسند
- ✓ شکل فیزیکی مواد بکار رفته یا مواد مواجهه (فیوم- گاز- بخار مایع- گرد و غبار- پودر- جامد)
- ✓ محتویات و توصیه‌های برگه اطلاعات خطر مرتبط با کاری که انجام می‌شود دستگاه و ماشین آلات بکار رفته و ترکیباتی که استفاده شده یا با آن مواجهه صورت می‌گیرد.
- ✓ اقدامات کنترلی که گمان می‌رود و در محل انجام شود
- ✓ داده‌های پایش واکنشی: تجارب از ثبت رویداد، حوادث و بیماری مرتبط با کاری که انجام می‌شود، تجهیزات و ترکیباتی که استفاده شده، حاصل می‌گردد. این تجارب بصورت نتایج اطلاعاتی مربوط به داخل یا خارج سازمان می‌باشد.
- ✓ یافته‌های مربوط به هر ارزیابی موجود مرتبط با فعالیت‌های کاری

#### ۲-۲-۲-۴ شناسایی خطرات (۴ و ۵)

- سه سوال ذیل، شناسایی خطرات را ممکن می‌سازد:
- الف- آیا منبع آسیب وجود دارد؟
- ب- چه کسی (یا چه چیزی) میتواند آسیب ببیند؟
- ج- چگونه اتفاق می‌افتد؟
- خطراتی که به وضوح پتانسیل جزئی برای ایجاد آسیب دارند، نبایستی مستند شوند یا مورد توجه زیادی قرار گیرند.

#### طبقه بندی خطر:

- جهت کمک به فرایند شناسایی، خطرات، طبقه‌بندی خطرات از طرق مختلف مفید واقع می‌گردد.

برای مثال بر اساس موضوع میتوان خطرات را بصورت ذیل طبقه بندی کرد:

- ✓ مکانیکی
- ✓ الکتریکی
- ✓ اشعه
- ✓ ترکیبات شیمیایی

- ✓ بیولوژیکی
- ✓ ارگونومی
- ✓ حریق و انفجار

### لیست آماده برای برای خطرات:

تهیه لیستی از سوالات، رویکردی مکمل به شمار می آید و سوالاتی از قبیل:

ایا در طول فعالیت های کاری، خطرات ذیل می تواند وجود داشته باشد؟

- ✓ لغزش / افتادن روی سطح
- ✓ سقوط افراد از ارتفاع
- ✓ سقوط ابزار، مواد و غیره از ارتفاع
- ✓ فضای ناکافی بالای سر
- ✓ خطرات مرتبط با بلند کردن دستی / کار با ابزار، مواد و غیره
- ✓ خطرات ناشی از دستگاه و ماشین آلات در هنگام متناژ، راه اندازی، عملیات، تعمیر و نگهداری، اصلاح، تعمیر و پیاده نمودن آنها
- ✓ خطرات وسایل نقلیه که شامل حمل و نقل در محل کار و حمل و نقل جاده ای می- باشد
- ✓ حریق و انفجار
- ✓ خشونت نسبت به کارکنان
- ✓ ترکیبات شیمیایی که ممکن است، استنشاق شود
- ✓ ترکیبات یا عواملی که ممکن است به چشم صدمه برسانند
- ✓ ترکیباتی که ممکن است از طریق تماس یا جذب به پوست آسیب برسانند
- ✓ ترکیباتی که ممکن است سبب آسیب از طریق گوارش شوند (برای مثال ورود مواد به بدن از طریق دهان)
- ✓ انرژیهای مضر (مانند الکتریسیته، اشعه، سروصدا، ارتعاش)
- ✓ اختلالات اندام فوقانی مرتبط با کار ناشی از وظایف تکراری
- ✓ محیط با شرایط حرارتی نامناسب مثل هوای خیلی داغ
- ✓ تراز های روشنایی
- ✓ سطوح / زمین لغزنده ناهموار
- ✓ نرده های محافظ نامناسب یا نرده های دستی نامناسب روی پلکان

✓ فعالیت‌های پیمانکاران

✓ لیست فوق جامع نیست. سازمانها بایستی، لیست آماده خطرات خود را با توجه به پارامترهای فعالیت کاری خود و محلی که در آن کار انجام می شود، تهیه نمایند.

## ۲-۲-۲-۵ تعیین ریسک (۲ و ۴ و ۵)

ریسک ناشی از خطرات بایستی با برآورد شدت بالقوه آسیب و احتمال اینکه آسیب رخ دهد، تعیین گردد.

❖ شدت آسیب:

اطلاعات حاصله از فعالیت کاری ورودی حیاتی برای ارزیابی ریسک می باشد. هنگامیکه در جستجوی برقراری شدت بالقوه آسیب هستید، بایستی همچنین موثر ذیل را مورد توجه قرار دهید:

- قسمت‌هایی از بدن که احتمال دارد تحت تأثیر قرار بگیرد

- ماهیت آسیب، بطور جزئی مضر تا شدیداً مضر درجه بندی می شود:

(۱) بطور جزئی مضر مثال:

- آسیب‌های سطحی، بریدگی‌های خفیف، سائیدگی خفیف، تحریک چشم ناشی از گرد و غبار

- آزار و تحریک (مانند سردردها)، بیماری منجر به ناراحتی موقتی

(۲) مضر، برای مثال:

- پاره گی، سوختگی، ضربه شدید منجر به بیهوشی، پیچ خوردگی جدی، شکستگی خفیف

- کری، درماتیت، آسم، اختلالات اندام فوقانی مربوط به کار، بیماری منجر به ناتوانی خفیف

(۳) به شدت مضر، برای مثال:

- قطع عضو، شکستگی عمده، مسمومیت، آسیب های متعدد، آسیب های کشنده

- سرطان‌های شغلی، دیگر بیماریهایی که بشدت باعث کوتاهی طول عمر می شوند، بیماریهای کشنده حاد.

❖ احتمال آسیب:

در هنگام بدست آوردن آسیب، کفایت اقدامات کنترلی که قبلاً اجرا و بکار گرفته شده، بایستی مدنظر قرار گیرد. الزامات قانونی و آیین‌نامه‌های کار، راهنمای خوبی جهت در نظر گرفتن

- ✓ تعداد کارکنان در معرض
- ✓ دفعات و مدت تماس با خطر
- ✓ نقص خدمات مثل الکتریسیته و آب
- ✓ نقص اجزای دستگاه و ماشین آلات و وسایل ایمنی
- ✓ مواجهه با عناصر
- ✓ حفاظت ایجاد شده بوسیله لوازم حفاظت فردی و میزان استفاده از آنها
- ✓ اعمال ناایمن (خطاهای ناخواسته یا نقص عمدی در روش‌های اجرایی توسط کارکنان) برای مثال کسی که:

❖ ممکن است، دانش، توانایی جسمانی یا مهارت های انجام کار را نداشته باشد

در نظر گرفتن پیامد رویدادهای طرح ریزی نشده، مهم است.

این برآوردهای ریسک ذهنی، بطور طبیعی، بایستی همه افراد در معرض خطر را در نظر بگیرد. بنابراین خطری که تعداد افراد بیشتری را تحت تاثیر قرار دهد، جدی تر است. اما برخی از ریسکهای بزرگتر ممکن است مرتبط با وظیفه ای باشد که به وسیله یک نفر انجام گیرد برای مثال تعمیر و نگهداری قسمت‌های خارج از دسترس تجهیزات بلند کننده.

جدول ۱-۲، یک روش ساده برای برآورد سطح ریسک و تصمیم‌گیری راجع به قابل تحمل بودن ریسک را نشان می‌دهد. ریسک‌های مطابق برآورد احتمال و شدت بالقوه آسیب طبقه‌بندی می‌شوند.

21

جدول ۱-۲ برآورد کننده ساده سطح ریسک

شدت احتمال	بطور جزئی مضر	مضر	به شدت مضر
به شدت نامحتمل	ریسک جزئی	ریسک قابل تحمل	ریسک متوسط
نامحتمل	ریسک قابل تحمل	ریسک متوسط	ریسک قابل توجه
محتمل	ریسک متوسط	ریسک قابل توجه	ریسک غیر قابل تحمل

تذکر: کلمه قابل تحمل در اینجا به معنی کاهش ریسک تا پایین ترین حد ممکن می باشد که به طور مستدل عملی گردد.

#### ۲-۲-۲-۲ تهیه طرح کنترل ریسک (۳ و ۴ و ۵)

جدول ۲-۲، نشان می دهد که تلاش هایی که در جهت کنترل و بطور اضطرار انجام می شود بایستی متناسب با ریسک باشد نتیجه ارزیابی ریسک بایستی فهرستی از اقدامات به ترتیب اولویت باشد.

جدول ۲-۲ طرح کنترل ساده براساس ریسک

سطح ریسک	اقدامات و زمان بندی
جزئی	هیچ اقدامی مورد نیاز نمی باشد و نیازی به نگهداری سوابق مستندات نیست
قابل تحمل	هیچ اقدام انترلی اضافی مورد نیاز نیست. ملاحظات می ممکن است جهت یک راه حل با صرفه یا بهبودی که، هزینه اضافی را تحمیل نمی کند، لحاظ گردد. پایش جهت اطمینان از نگهداری کنترلها، مورد نیاز می باشد
متوسط	تلاشهایی در جهت کاهش ریسک بایستی انجام گردد اما هزینه پیشگیری بایستی بدقت سنجش و محدود شود. اقدامات کاهش ریسک بایستی در یک دوره زمانی معین، اجرا گردد در جائیکه ریسک متوسط با پیامدهای به شدت مضر می باشد، ارزیابی بیشتری ممکن است نیاز شود تا با دقت بیشتر در احتمال آسیب اساسی برای تعیین نیاز جهت بهبود اقدامات کنترلی گردد.
قابل توجه	کار نبایستی شروع شود مگر اینکه کاهش داده شود. منابع قابل توجهی بایستی جهت کاهش ریسک مورد نظر، اختصاص یابد، هرکجا که ریسک در کاری که در حال انجام است وجود دارد اقدامات فوری بایستی انجام گیرد.
غیر قابل تحمل	کار نبایستی شروع شده یا ادامه یابد، مگر اینکه ریسک کاهش یابد. اگر کاهش ریسک حتی با منابع نامحدود هم ممکن نباشد. بایستی کار متوقف بماند.

کنترلها بایستی با در نظر گرفتن موارد ذیل انتخاب گردند:

- ❖ حذف خطرات در صورت امکان یا مقابله با ریسک در منبع برای مثال استفاده از ترکیبات ایمن بجای ترکیبات خطرناک
  - ❖ اگر حذف امکان پذیر نباشد، بایستی در جهت کاهش ریسک سعی نمود برای مثال استفاده از وسایل برقی با ولتاژ پایین
  - ❖ تا جائیکه ممکن است بایستی کار را با فرد تطبیق داد برای مثال در نظر گرفتن توانایی‌های جسمانی و روانی افراد
  - ❖ بکارگیری پیشرفت‌های فنی جهت بهبود کنترل‌ها
  - ❖ اقداماتی که همه را محافظت نماید
  - ❖ معمولاً ترکیبی از روش‌های اجرایی و فنی در مورد کنترل‌ها لازم است
  - ❖ نیاز برای ارائه تعمیر و نگهداری طرح‌ریزی شده برای مثال جهت حفاظت ماشین‌آلات
  - ❖ قبول لوازم حفاظت فردی تنها به عنوان آخرین راه حل، پس از اینکه همه گزینه‌های کنترلی دیگر در نظر گرفته شده‌اند.
  - ❖ نیاز برای اتخاذ تدابیر اضطراری
  - ❖ شاخص‌های اندازه‌گیری پویا برای پایش انطباق با کنترل‌ها
- همچنین ملاحظات لازم جهت تهیه طرح‌های اضطراری و تخلیه، تدارک تجهیزات اضطراری مرتبط با خطرات سازمانها بایستی لحاظ گردند.

## ۲-۲-۸ بازنگری کفایت طرح اقدامات کنترلی (۱ و ۴ و ۵)

- طرح اقدامات کنترلی بایستی قبل از اجرا مشخصاً با پرسیدن موارد ذیل بازنگری گردد.
- ❖ آیا اقدامات کنترلی تجدید نظر شده، منجر به سطوح قابل تحمل خواهد شد؟
  - ❖ آیا خطر جدید ایجاد می‌شود؟
  - ❖ آیا با صرفه‌ترین راه حل انتخاب شده است؟
  - ❖ تفکر افراد تحت تاثیر در مورد نیاز به تجدید نظر اقدامات کنترلی چیست؟
  - ❖ آیا کنترل‌های تجدیدنظر شده را در عمل به کار خواهند گرفت و هنگامی که تحت فشار کاری هستند از آن چشم‌پوشی نمی‌کنند؟
- ارزیابی ریسک بایستی به عنوان یک فرآیند مداوم تلقی گردد. بنابراین اگر لازم شود بایستی جهت تعیین کفایت اقدامات کنترلی مورد بازنگری و تجدیدنظر مداوم قرار گیرد. به طور

مشابه اگر تغییر در شرایط ایجاد شود که گستره خطرات و ریسک‌ها را بطور معنی‌داری تحت تاثیر قرار دهد، ارزیابی ریسک بایستی بازنگری گردد.

### ۲-۲-۳ روش‌های ارزیابی ریسک (۴ و ۵)

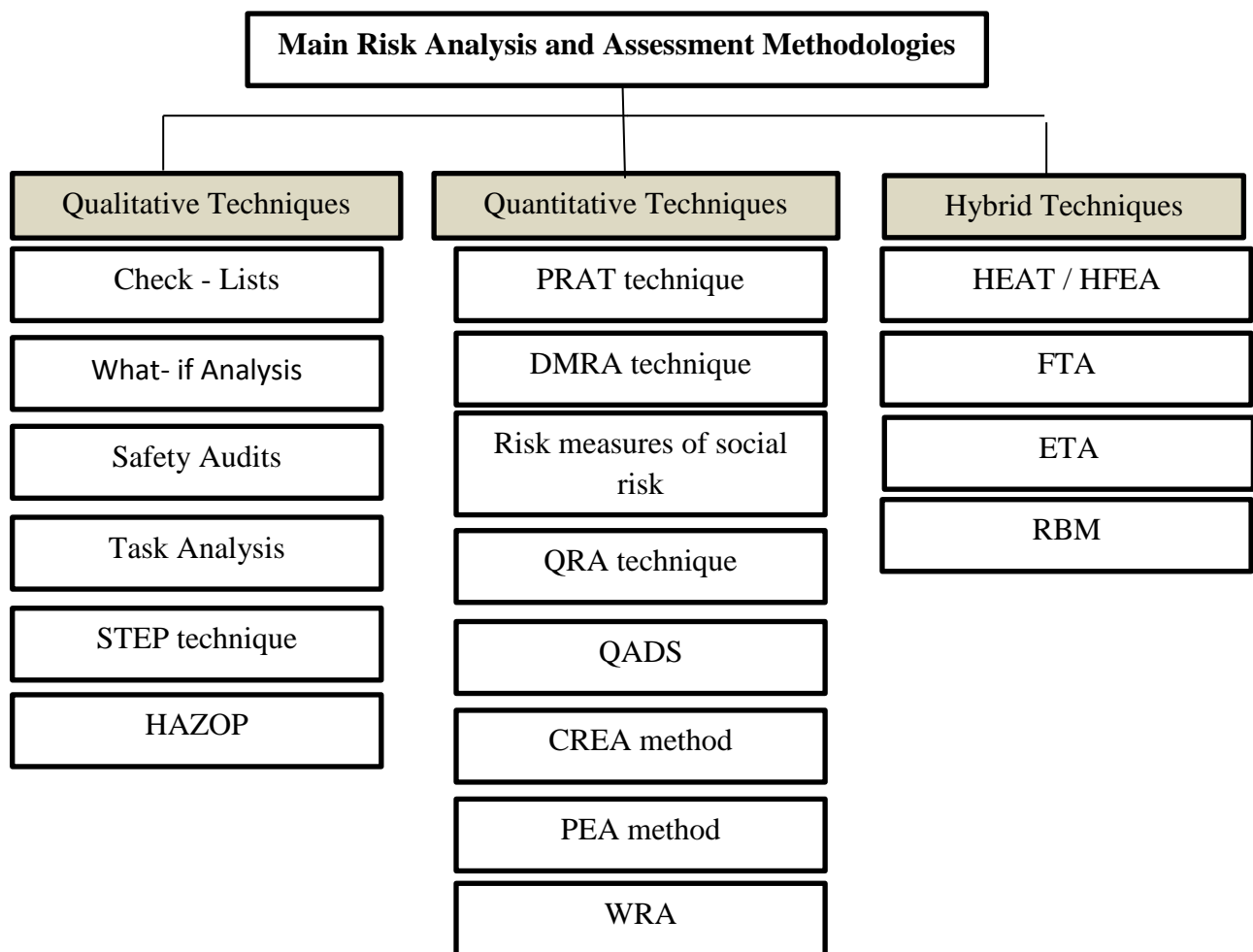
تکنیک‌ها و روش‌های تجزیه و تحلیل ریسک و ارزیابی به سه دسته اصلی تقسیم می‌شود.

الف- کیفی

ب- کمی

ج- تکنیک پیوندی (کیفی، کمی، نیمه کمی)

تکنیک‌های کیفی بر مبنای فرایند تخمین تحلیلی، و توانایی اطمینان مهندسان و مدیران می‌باشد و غالباً با روش‌های توضیحی منتج به حکم مهندسی و کارشناسانه می‌گردد قضاوت کارشناسانه یا اجتهاد مهندسی را می‌توان برون دادین نوع تکنیک ارزیابی ریسک قلمداد نمود. در عوض تکنیک‌های کمی، ریسک را بر مبنای کمیت مدنظر قرار می‌دهد که بر مبنای روابط ریاضی به کمک داده‌های تصادفی واقعی ثبت شده در محیط کار، تخمین زده می‌شود. تکنیک‌های پیوندی، پیچیدگی زیادی را به دلیل خصوصیات منحصر به فردشان ایجاد می‌کنند که از پراکندگی گسترده آنها جلوگیری می‌کند. شکل ذیل به شرح دسته‌بندی تجزیه و تحلیل ریسک‌های اصلی و روش‌های ارزیابی می‌پردازد.



شکل ۲-۲ دسته بندی انواع روش های ارزیابی ریسک

### ۲-۲-۳-۱ روش های کیفی

الف- چک لیست ها (۵ و ۷ و ۸)

تحلیل چک لیستی یک ارزیابی سیستماتیک با استفاده از یک یا چند چک لیست که شامل تعدادی سوال درباره عملکرد، سازماندهی، تعمیرات و سایر محدوده های مربوط به مسائل نصب می باشد. تحلیل چک لیستی ساده ترین روش برای مشخص نمودن خطرات است. خلاصه ای کوتاه از این روش در زیر آمده است:

۱. این یک روش سیستماتیک برپایه اطلاعات تاریخی که در سوالات چک لیست آمده است، می باشد.

۲. این تکنیک برای هرگونه فعالیت و سیستمی اعم از مسائل مرتبط به تجهیزات یا فاکتورهای انسانی قابل کاربرد است.



۳. به طور کلی این تحلیل می تواند به صورت انفرادی یا توسط گروهی کوچک انجام شود
  ۴. این روش بر پایه مشاهدات، مرور اسناد و بازدیدهای میدانی قرار دارد.
  ۵. کیفیت ارزیابی به وسیله این چک لیست توسط تجربه اشخاصی که چک لیست را آماده نموده اند، بررسی می شود و سپس توسط افراد آموزش دیده.
  ۶. این تکنیک برای تحلیل های با سطوح بالا و جزئیات فراوان کاربرد دارد.
  ۷. به عنوان تکمیل کننده و یکپارچه ساز سایر روش ها کاربرد دارد.
- این تکنیک همچنین دارای دو نقطه ضعف کلی است:
۱. ساختار تحلیل چک لیستی به دانش که سوالات چک لیست را طراحی می کند، منحصر می شود و خارج از این محدوده حرفی برای گفتن ندارد.
  ۲. این تکنیک بیشتر اطلاعات کیفی را فراهم می کند تا نتایج کمی.
- این روش ساده برای حداقل سازی سرمایه گذاری بسیار باارزش است و اگر درجه کمی آن را افزایش دهند می توانند مسائل پیچیده مرتبط با ریسک را نیز پاسخگو باشد.

#### ب- تحلیل what-if (۵ و ۷ و ۸)

- این روش برای مشخص نمودن مسائلی که می توانند منجر به مشکل شوند و همچنین قضاوت در مورد نتایج حاصل از رخداد این اتفاقات، طراحی شده است.
- ویژگی های اصلی این تکنیک به طور خلاصه زیر آمده است
۱. این یک روش سیستماتیک با ساختاری ضعیف است که ارزیابی آن به تجربه تیم برای درک درست اطلاعات و اطمینان از صحت اطلاعات دارد.
  ۲. معمولاً توسط یک یا چند تیم با تجارب و مهارت های مختلف انجام می شود و طی جلساتی که این گروه ها باهم می گذارند اطلاعات و اسناد شان هم پوشانی می شود.
  ۳. برای هر سیستم و فعالیتی قابل کاربرد است.
  ۴. برای تحلیل های با سطح بالا و جزئیات فراوان کاربرد دارد.
  ۵. توصیفی کیفی از مسائل و مشکلات بالقوه ارائه می دهد و لیستی از فعالیت ها برای جلوگیری از مشکل را پیشنهاد می دهد.
  ۶. کیفیت ارزیابی این تحلیل به کیفیت اسناد و تجربه و آموزش دیدگی سرپرست گروه بستگی دارد.
  ۷. تقریباً برای هر نوع از ارزیابی ریسک قابل کاربرد است.

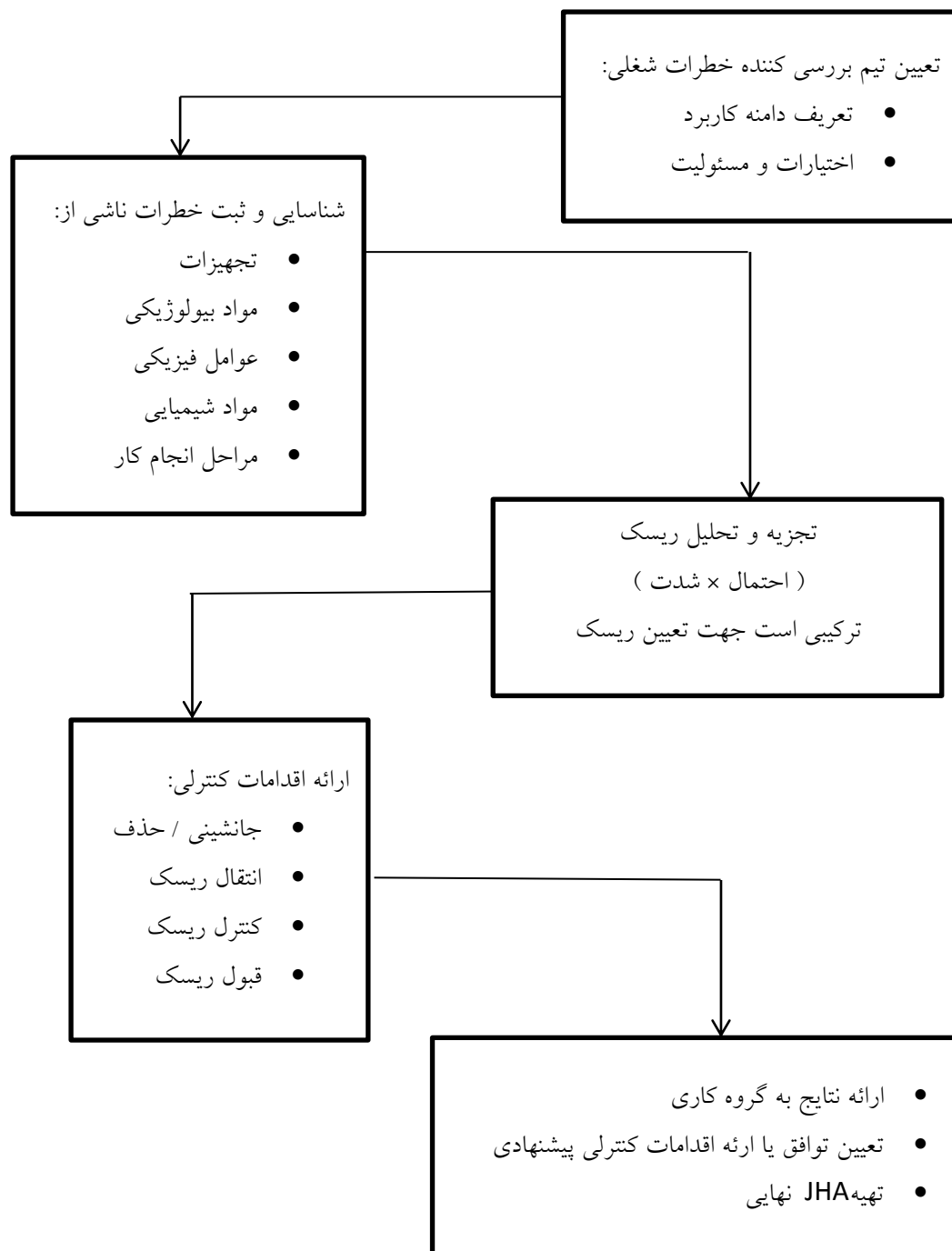
۸. معمولاً این روش به تنهایی به کار می رود اما گاهی اوقات با روش هایی که ساختار قوی-تری دارند ادغام می شوند. (مخصوصاً تحلیل چک لیست)
- رویه ی عملکرد تحلیل what-if از هفت پله تشکیل شده است:
۱. ما مرزهای اطلاعات مورد نیاز برای ریسک را مشخص و تبیین می کنیم.
  ۲. ما مسائلی که می خواهیم در تحلیل، آنها را در نظر بگیریم را مشخص می کنیم (مشکلات ایمنی، مسائل محیط زیستی، اثرات اقتصادی و...)
  ۳. ما موضوع اصلی را به عناصر مهمش است تقسیم می کنیم.
  ۴. برای هر عنصر (زیرمجموعه) یک مجموعه از سوالات (what-if) ایجاد می کنیم.
  ۵. ما به سوالات بالا پاسخ می دهیم و توصیه هایی جهت بهبود پتانسیل بالقوه مسائل هرچند غیرضرور را توسعه می دهیم.
  ۶. همچنین اگر تحلیل جزئی تری مدنظر است، این زیر مجموعه ها را نیز به مسائل ریزتر تقسیم می کنیم و آن قدر این کار را ادامه می دهیم تا دقت مورد نظر فراهم شود.
  ۷. ما از نتایج بالا برای تصمیم گیری استفاده می کنیم و توصیه های حاصل شده از تحلیل را ارزیابی می کنیم و البته به کار خواهیم بست.

### ج- روش Job Hazard Assessment (۴ و ۵ و ۹)

امروز در محیط های کاری، تمرکز روی افزایش سود دهی، بهبود عملکرد و ارتقاء کیفیت به صورت یک امر بدهید آمده است. ارزیابی خطرات شغلی، به طور وسیعی جهت شناسایی و درک ماهیت خطرات ایمنی بکار می رود. درک ماهیت همه خطرات موجود در محیط های کاری به یک روش جامع جهت تجزیه و تحلیل و کنترل خطر نیاز دارد.

عموماً، ارزیابی خطرات شغلی در یک فضای تیمی انجام می شود که در برگیرنده ارزیابی خطرات ایمنی، متشکل از بهداشت حرفه ای، تاثیرات و جنبه های محیطی و ارزیابی ریسک می باشد.

انجام JHA لیست مدونی از اقدامات کنترلی مناسب را نیز جهت کاهش ریسک فراهم می کند.



شکل ۲-۳ فرآیند ارزیابی خطر شغلی

فرایند JHA علاوه بر ارزیابی ریسک به تیم اجازه می‌دهد که مهم‌ترین ریسک‌های موجود در سیستم را درک کنند تا بتوانند اقدامات کنترلی مناسب را پیشنهاد کنند. ارزیابی ریسک فرایند برآورده احتمال وقوع یک رویداد و بزرگی یا شدت اثرات زیان آور آن می‌باشد. در ابتدا تیم بایستی دامنه کاربرد (Scope) پروژه را تعریف کند. دامنه کاربرد ممکن است شامل یک محدوده زمانی، محدوده جغرافیایی، مجموعه‌ای از مشاغل و مراحل کاری، قسمتی از یک دستگاه یا مواد باشد.

در قدم بعدی تیم بایستی همه اجزای سیستم مورد بررسی را شناسایی کند. که در این فاز می‌توان از روش‌ها و تکنیک‌های مختلفی بهره جست و حتی تیم می‌تواند از فعالیت‌های گروه‌های کاری دیگر یا موسسات دیگر الگوبرداری نماید. بازرسی از محیط‌های کاری می‌تواند به عنوان یک ابزار قوی در این مرحله به کار گرفته شود.

برگه تجزیه و تحلیل وظایف به طور نظام‌مند و سیستماتیک تیم را قادر به جمع‌آوری اطلاعات مرتبط می‌نمایند. چنین برگه‌ای می‌تواند برای گرفتن اطلاعات مرتبط با مراحل انجام کار مواد، تجهیزات و دیگر پارامترهای مربوطه، به کار گرفته شود. همه مراحل انجام کار، مواد، تجهیزات، ترکیبات شیمیایی، مواد بیولوژیکی، عوامل فیزیکی و دیگر عوامل که در دامنه کاربرد تعریف شده اند بایستی به طور خلاصه تشریح گردند.

#### د- ممیزی ایمنی (Safety Audits) (۸ و ۹)

دستورالعمل‌ها و رویه‌هایی است که برای ایمنی عملکرد برنامه نصب یک فرایند یا یک واحد جهت بازرسی، مورد استفاده قرار می‌گیرد. آن‌ها شرایط عملکردی تجهیز یا واحد می‌توانند علت یا معلول خسارت باشند را تشخیص می‌دهند. یک ممیز یا یک تیم ممیزی ویژگی‌های بحرانی برای بکارگیری طراحی مناسب شرایط عملکردی، تعیین رویه‌ها، برنامه‌های مدیریت ریسک و بررسی‌های ایمنی می‌نمایند. نتیجه ممیزی گزارش از یک مدیریت یکپارچه با یک مرور و عملکردی برای جنبه‌های مختلف ایمنی را فراهم می‌کنند نتایج گزارش شده باید توصیه‌ها منطق و پیشنهادهایی درباره بهبود ایمنی رویه و عملکرد داشته باشند.

## هـ- تحلیل وظایف (Task Analysis) (۱۰ و ۱۳ و ۱۴)

این تکنیک، راه‌هایی که مردم وظایف خود در محیط کارشان را بر طبق آنها انجام می‌دهند و چگونگی تقسیم وظایف به زیرمجموعه‌هایش و توصیف چگونگی واکنش اپراتورها با سیستم خودشان و سایر سیستم‌ها، را مورد تجزیه و تحلیل قرار می‌دهند. این تحلیل می‌تواند تصویری مناسب از سیستم‌هایی که شامل انسان‌ها نیز باشد را با استفاده از اطلاعات مناسب و برای تحلیل با دقت کافی، ایجاد نمایند.

تحلیل وظایف شامل مطالعه فعالیت‌ها و ارتباطات صورت گرفته بوسیله اپراتور و سایر اعضای تیم برای رسیدن به هدف سیستم، می‌شود. نتیجه این تحلیل یک مدل و وظیفه است. فرآیند این تحلیل شامل سه فاز می‌شود:

۱. جمع آوری داده‌هایی در خصوص مداخلات انسانی و تقاضاهای سیستم.

۲. ارائه این داده‌ها در یک ساختار قابل فهم و نمودارها و جداول.

۳. مقایسه بین تقاضای سیستم و توانایی اپراتور.

هدف اولیه از ارزیابی ریسک اطمینان از سازگاری نیاز سیستم با توانایی اپراتور است و اگر اهمیت داشت، مطابقت دادن نیازها با توانایی شخص. فرم پر کاربرد این تحلیل، تحلیل وظایف سلسله مراتبی (HTA) می‌باشد.

روش سلسله مراتبی یک ساختار مناسب جهت مرور کلی و کار با فرایندهایی در سایز واقعی را فراهم می‌کند. (HTA) یک روش آسان برای جمع‌آوری و سازماندهی اطلاعات و فعالیت‌های انسانی است و البته توانایی تحلیل خوبی جهت پیدا نمودن وظایفی ایمن و بحرانی دارد. این تحلیل در وظایف پیچیده، زمان‌بر بوده و نیاز به همکاری خبرگان زمینه‌ای مختلف دانش مرتبط با عملکرد فرآیند دارد. دیگر تکنیک‌های تحلیلی عبارتند از:

تحلیل وظایف جدولی، تحلیل زمانی، درخت رویداد عملکرد اپراتور و روشهای COMS (اهداف، اپراتورها، روش‌ها و انتخاب نقش‌ها)، عملکرد بحرانی و...

## و- طر حواره توالی زمانی رخداد (تکنیک STEP) (۱۱ و ۱۵)

این یک روش یک مرور (و بررسی) با ارزش از زمانبندی و توالی رخدادها / فعالیت‌هایی که در حادثه سهمی دارند، فراهم می‌کند، یا به عبارتی دیگر، فرایند آسیب طرح توالی رخدادهای شریک در حادثه دوباره ساخته می‌شود (مدل می‌شود). مفهوم اصلی در STEP بررسی حادثه از آغاز آن با رخداد یا تغییری که منجر به از هم گسیختگی تکنیکال سیستم می‌شود، است.

کارشناسان برای کنترل سیستم و (ایجاد) دیاگرام جعبه کنترلی آن وارد موضوع می شوند. تحلیل برای یک صفحه کاری که شامل جداول و نمودارهایی جهت ارزیابی رخدادهای و مداخلات سیستم می شود را ایجاد می کنند. سپس آنها رخدادهای/ فعالیت های اصلی را شناسایی می کنند و دیاگرام جعبه رخ داده خود که شامل موارد زیر می شود را رسم می کنند:

۱. زمانی که رخداد شروع می شود

۲. مدت زمان رخداد

۳. کارمندی که باعث رخداد شده است

۴. توصیف رخداد

۵. اسم منبعی که این اطلاعات را داده (پیشنهاد نموده) است

در مرحله دوم رخدادهای با فلش هایی بهم متصل می شوند. تمام رخدادهای باید فلش های ورودی و خروجی جهت نمایش دادن تقدم و تاخر در بین رخدادهای داشته باشند. همگرا شدن جهت ها نشان دهنده وابستگی بین رخدادهای در حالیکه واگرا شدن جهت ها، اثر رخدادهای متاخر را نمایش خواهد داد.

### ز- روش Urban Kjellen (روش کیفی برای ارزیابی ریسک) (۵ و ۱۲)

Urban جهت ارزیابی ریسک جدول ماتریسی را بشرح ذیل فراهم نموده است که ریسک را تابعی از پیامد و تکرار در نظر گرفته است.

جدول ۲-۳ ماتریس ارزیابی ریسک

تکرار					پیامد
یکبار در ۱۰۰۰ سال	یکبار در ۱۰۰ سال	یکبار در ۱۰ سال	یکبار در سال	ده بار در سال	
۱	۲	۳	۴	۵	
پایین	پایین	پایین	پایین	متوسط	آسیبی که نیاز به کمک های اولیه دارد
پایین	پایین	پایین	متوسط	متوسط	آسیبی که منجر به روز از دست رفته کاری می شود
پایین	پایین	متوسط	بالا	بالا	آسیب منجر به ناتوانی
پایین	متوسط	بالا	بالا	بالا	مرگ یک نفر
متوسط	بالا	بالا	بالا	بالا	مرگ بیش از یک نفر

تفسیر جدول فوق با ذکر مثال زیر قابل فهم تر است. فرض کنید حادثه‌ای یکبار در سال در شغل معینی، احتمال وقوع داشته باشد که رتبه تکرار آن برابر ۴ خواهد بود. اگر پیامد خطر هم منجر به ناتوانی دائمی شود، پیامد آن برابر ۳ خواهد شد، لذا رتبه ریسک حاصل، عدد ۱۲ می‌گردد که با توجه به جدول، یک خطر با ریسک بالا بشمار می‌آید.

### ح- روش HAZOP (مطالعه خطر و عملکرد) (۳ و ۱۶ و ۱۷)

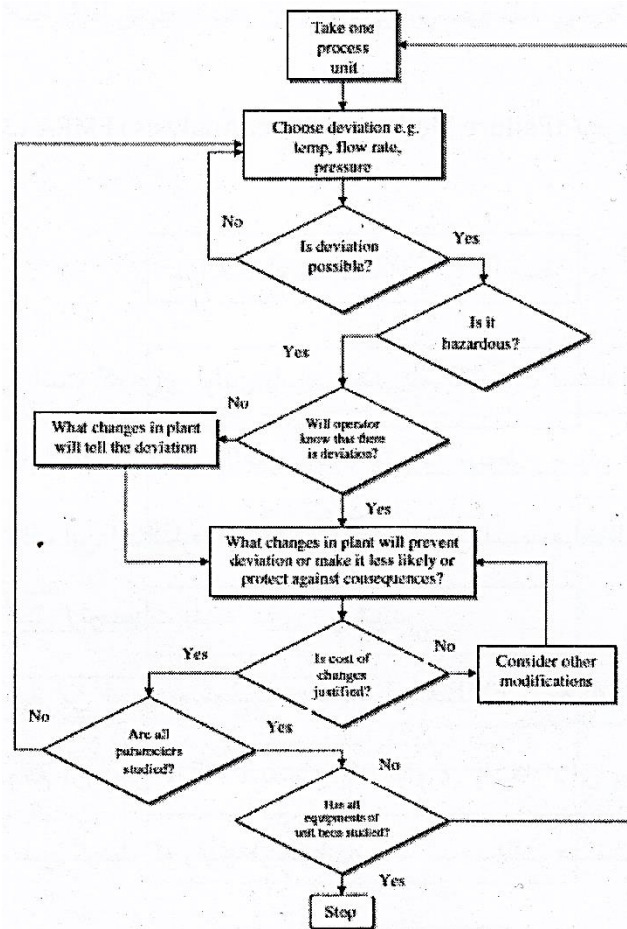
این یک روش متداول برای تشخیص و مستندسازی ایجاد خطرات مجازی و حاصل تفکرات است.

این روش شامل بررسی و آزمایش سیستماتیک اسناد طراحی که بازرس از نصب و عملکرد (فرآیند یا واحد) بر اساس آن صورت می‌گیرد، می‌شود. این مطالعه توسط یک تیم نظام‌یافته انجام می‌شود و انحرافات تصمیم‌گیری در طراحی را تجزیه و تحلیل می‌کند. تکنیک تحلیل HAZOP از یک فرآیند سیستماتیک به صورت زیر استفاده می‌کند:

۱. شناخت انحرافات ممکن از عملکرد نرمال.
  ۲. اطمینان از وجود محافظ ایمنی برای کمک به جلوگیری از حادثه.
- قانون پایه‌ای مطالعه HAZOP این است که خطر در واحی که از رفتار ایده‌آل خود منحرف شود، افزایش می‌یابد. در مطالعه HAZOP لوله‌های فرایندی و نمودارهای ابزارهای اندازه‌گیری (PID) توسط گروهی از خبرگان (HAZOP تیم) به صورتی نظام‌یافته مورد بررسی قرار می‌گیرند و برای هر قسمت از واحد دلایل و علت انحراف احتمالی از عملکرد نرمال شناسایی می‌شود و سپس مشکلات بالقوه فرایند شناسایی می‌شوند. لازم به ذکر است که تیم HAZOP از خبرگانی که تجربیات زیادی در طراحی؛ نصب و بهره‌برداری از واحد هستند، می‌باشد. به طور کلی یک تیم از ۶ عضو شامل رهبر گروه، مهندس فرآیند، بهره‌بردار، مسئول ایمنی، مهندس کنترل سیستم و مهندسی تعمیرات می‌شود.

اعضای تیم HAZOP تلاش می‌کنند راه‌های احتمالی خطر و مشکلات احتمالی را که ممکن است سیستم با آن مواجه شود را تخمین بزنند. برای پوشش تمام آسیب‌ها احتمالی که واحد با آن مواجه است، اعضای تیم از یک مجموعه راهنما برای تولید متغیرهای فرایندی انحراف برای تحلیل HAZOP استفاده کنند. این کلمات راهنما باید با مطالعه‌های فرایندی ترکیب شوند تا متغیرهای فرآیند منحرف شده، قابل فهم و تشخیص شود. البته باید در نظر داشت که تمام کلمات راهنما برای همه متغیرات کاربرد ندارد. برای مثال زمانی که متغیر فرایندی دما

است تنها کلمات راهنما، "بیشتر از" و "کمتر از" برای انحراف این تغییر کاربرد دارد. در شکل ۲ الگوریتم فرآیند مطالعه HAZOP نشان داده شده است. طراحی مناسب و مدیریت مطالعه HAZOP یکی از فاکتورهای حیاتی برای اثربخشی بهتر و افزایش قابلیت اطمینان نتایج مطالعه می باشد. از جمله مطالعات HAZOP که به صورت مناسب طراحی و مدیریت شده اند می توان به موارد زیر اشاره نمود:



شکل ۲-۴ رویه مطالعه HAZOP

ویژگی‌های اصلی این تکنیک در زیر آمده است:

۱. HAZOP یک روش کاملاً سیستماتیک با ساختار ارزیابی قدرتمند است که با استفاده از کلمات راهنمای HAZOP یک مرور قابل درک و مطمئن از وجود محافظ ایمنی در برابر خطرات می دهد.

۲. معمولاً توسط یک تیم سازمانی منظم انجام میشود

۳. برای هر سیستم و رویدادی قابل کاربرد است .



۴. بیشتر عنوان ارزیابی ریسک سطوح سیستم استفاده می‌شود.
۵. نتایج اولیه کیفی خواهند بود هر چند برخی نتایج کمی پایه نیز می‌توانند به دست آیند.

## ۲-۳-۲-۲ روش های کمی

الف- تکنیک FMEA (Failure Mode and Effect Analysis) تجزیه و تحلیل

عوامل شکست و آثار آن (۴ و ۵)

FMEA تکنیکی است که برای اولین بار در ارتش آمریکا مورد استفاده قرار گرفته است. استانداردهای نظامی ۱۶۲۹-Mil-p با عنوان (روش آنالیزعیب، تاثیرات مربوط و میزان اهمیت آن) در نهم نوامبر ۱۹۴۹ انتشار یافت. در قالب این استاندارد خطاها یا اشکالات پیش آمده به لحاظ تأثیرگذار آنها در هدف غایی و میزان ایمنی / پرسنل / تجهیزات طبقه بندی می‌شوند. اولین کاربرد رسمی این تجزیه و تحلیل تحت عنوان FMEA در فضا در صنایع هوا فضایی ایالات متحده آمریکا استفاده شد. در واقع آن زمان FMEA به عنوان یک نوآوری و ابتکار برای پیشگیری از اشتباهات و خطاهای جبرانناپذیری مطرح گردید که وقوع هر یک از آنها باعث خسارات هنگفت و اتلاف سرمایه فوق العاده زیاد می‌گردید. FMEA در ارزیابی ریسک روش تحلیلی است که می‌کوشد تا حد ممکن خطرات بالقوه موجود در محدوده ای که در آن ارزیابی ریسک انجام میشود و همچنین علل و اثرات مرتبط با آن را شناسایی و رتبه بندی می‌کند.

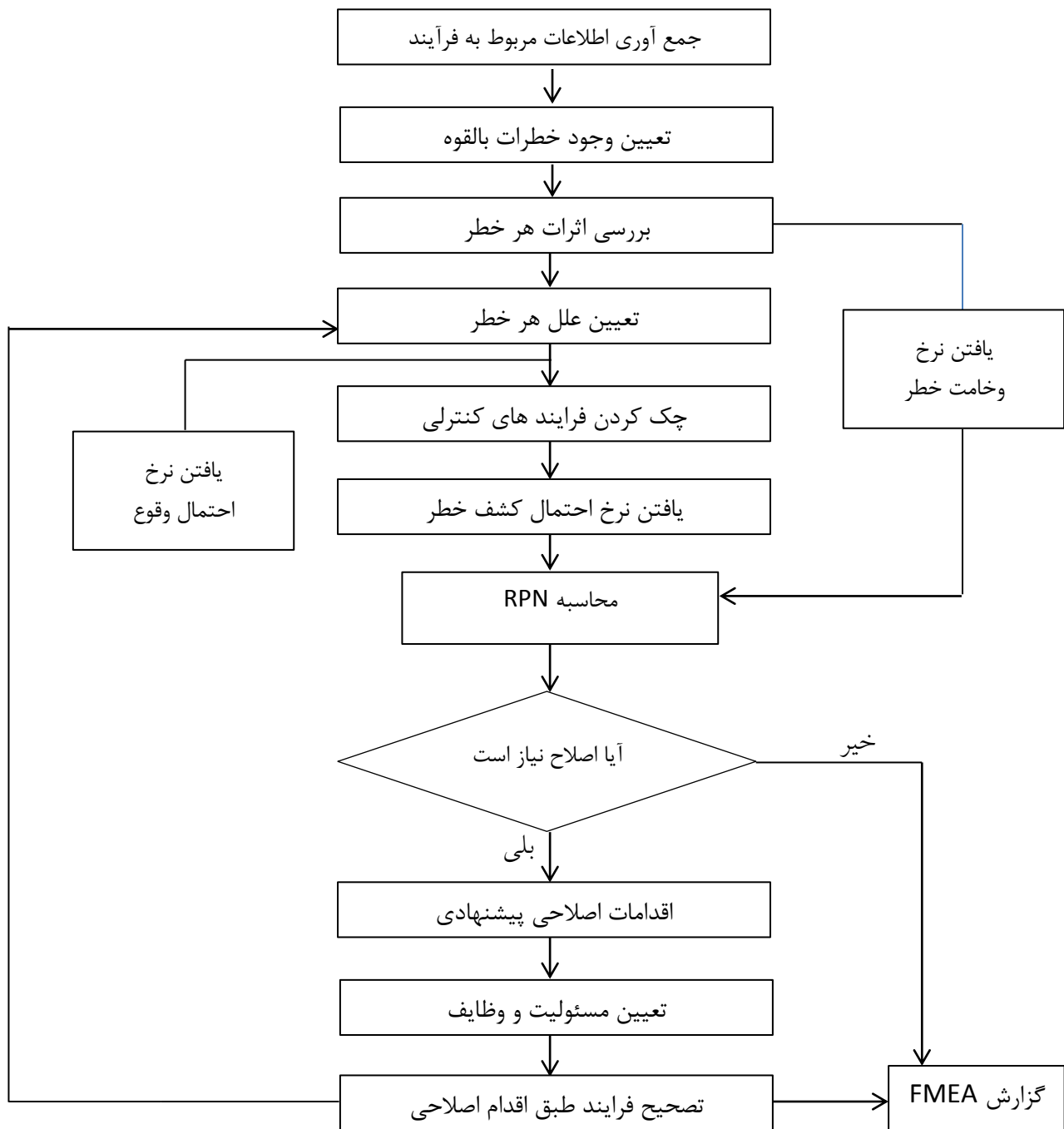
## محاسبه RPN (Risk Priority Number)

عدد اولویت ریسک حاصلضرب سه عدد وخامت (S) رخداد (O) و احتمال کشف (D) است که هرکدام خود با استفاده از جداول تعریف شده مشخص می‌گردد.

$$PRN = Severity \times Occurrence \times Detection$$

عدد اولویت ریسک عددی بین ۱ و ۱۰۰ خواهد بود. برای اعداد ریسک بالا، کار گروهی باید جهت پایین آوردن این عدد از طریق اقدام اصلاحی صورت پذیرد.

## مراحل انجام FMEA



شکل ۲-۵ مراحل انجام FMEA

### الف- تکنیک ارزیابی ریسک نسبی (PRAT) (۸ و ۱۸)

این روش از فرمول های نسبی برای محاسبه مقدار ریسک منجر به خطر استفاده می کند. ریسک با در نظر گرفتن نتایج بالقوه یک حادثه، فاکتور نمایش (تکرار) و فاکتور احتمال در نظر گرفته می شود. به طور ویژه برای محاسبه ریسک می توان از فرمول زیر استفاده نمود:

$$R=P.S.F$$

که در آن R به معنای ریسک، P فاکتور احتمال، S شدت آسیب، F فاکتور تکرار می باشد. رابطه بالا سیستمی منطقی برای مدیریت ایمنی و مجموعه ای از اولویت ها با توجه به خطرات را فراهم می نمایند. تصدیق این اولویت ها یا تصمیمات تابعی از تصدیق تخمین های پارامترهای F, S, P می باشد و این تخمین های به ظاهر ساده به جمع آوری داده ها، بازدید از محل کار و بحث با کارگران در مورد فعالیت های شان نیازمند است. مشارکت کارگران از اهمیت بسزایی برخوردار است زیرا آنها تنها افرادی هستند که دقیقاً می دانند چه فرایندی و چگونه انجام می شود. هر فاکتور در معادله بالا مقداری بین یک تا ده دارد. و مقدار ریسک می تواند عددی بین یک تا هزار باشد.

### ب- روش ارزیابی ریسک با استفاده از ماتریس تصمیم (۱۸ و ۱۹)

یک روش سیستماتیک برای تخمین ریسک است که شامل اندازه گیری و دسته بندی ریسک ها بر اساس قضاوت آگاهانه به عنوان احتمالات، نتایج و اهمیت نسبی، می باشد. ترکیب شدت، محدوده احتمال یک تخمین از ریسک را می دهد. به طور خاص، ضرب شدت (S) در احتمال (P)، مقدار ریسک (P) را می دهد که به صورت زیر بیان می شود.

$$R=P.S$$

زمانی که یک خطر تشخیص داده شود، باید شدت و احتمال آن مشخص شود و بالاخره، این تکنیک برای ایجاد ماتریس تصمیم، آن چنان که در شکل ۲-۶ نشان داده شده است، به کار می رود. همچنین جدول تصمیم گیری در پایین شکل ۲-۶ نمایش داده شده است.

Severity of consequences ratings (S)	Hazard probability ratings (P)					
	6	5	4	3	2	1
6	36	30	24	18	12	6
5	30	25	20	15	10	5
4	24	20	16	12	8	4
3	18	15	12	9	6	3
2	12	10	8	6	4	2
1	6	5	4	3	2	1

	Unacceptable	18-36
	Undesirable	10-16
	Acceptable with controls	5-9
	Acceptable	1-4

شکل ۲-۶ ماتریس ریسک و جدول تصمیم گیری

روش توسعه یافته DMRA دو مزیت دارد:

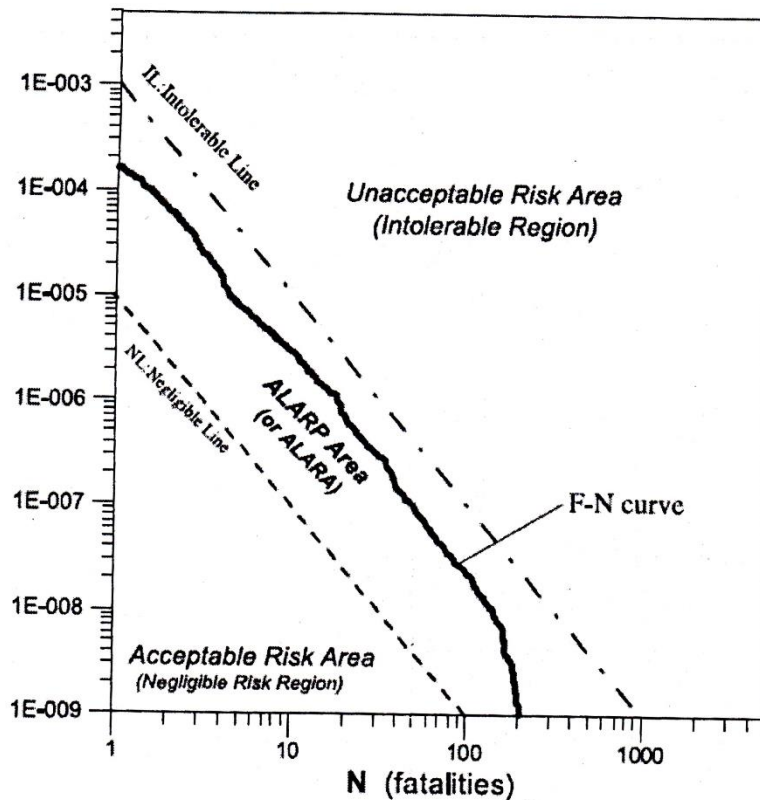
۱. بین ریسک‌های نسبی جهت تسهیل در تصمیم‌گیری تفاوت قائل می‌شود.
  ۲. هماهنگی و ثبات تصمیمات را بهبود می‌بخشد.
- علاوه بر این چون این روش یک روش کمی است و از جداول و نمودارها استفاده می‌کند، می‌تواند به مدیران ریسک در مورد تصمیم‌گیری و اولویت‌بندی ریسک‌های مهم کمک کند.

ج- اندازه‌گیری کمی ریسک اجتماعی (۵ و ۲۰)

ریسک اجتماعی با عملکرد یک سیستم پیچیده که بر پایه مجموعه‌ای از سه متغیر بنا شده است، ارزیابی می‌شود.

$$R = \{(S_K, F_K, N_K)\}$$

که در آن  $k$ ،  $S_K$  امین حادثه سناریو تعریف شده در مدل فرایند می‌باشد.  $F_K$ ، تعداد تکرار این سناریو است (بصورت احتمال واحد زمان ارزیابی می‌شود) و  $N_K$  به نتایج  $k$  امین سناریو اشاره دارد که شامل افتهای بالقوه و اتلافات اقتصادی است. بر پایه معادلات بالا منحنی  $F-N$  (تابع توزیع تجمعی متمم) (CCDF) در شکل ۷-۲ نمایش داده شده است. ریسک اجتماعی برای نمودار رسم شده زمانی مورد قبول است که منحنی  $F-N$  برای تمام  $N$ ها، زیر خط شاخص  $D$  (تابع تعریف شده در خصوص اولویت ریسکهای اجتماعی) باشد.



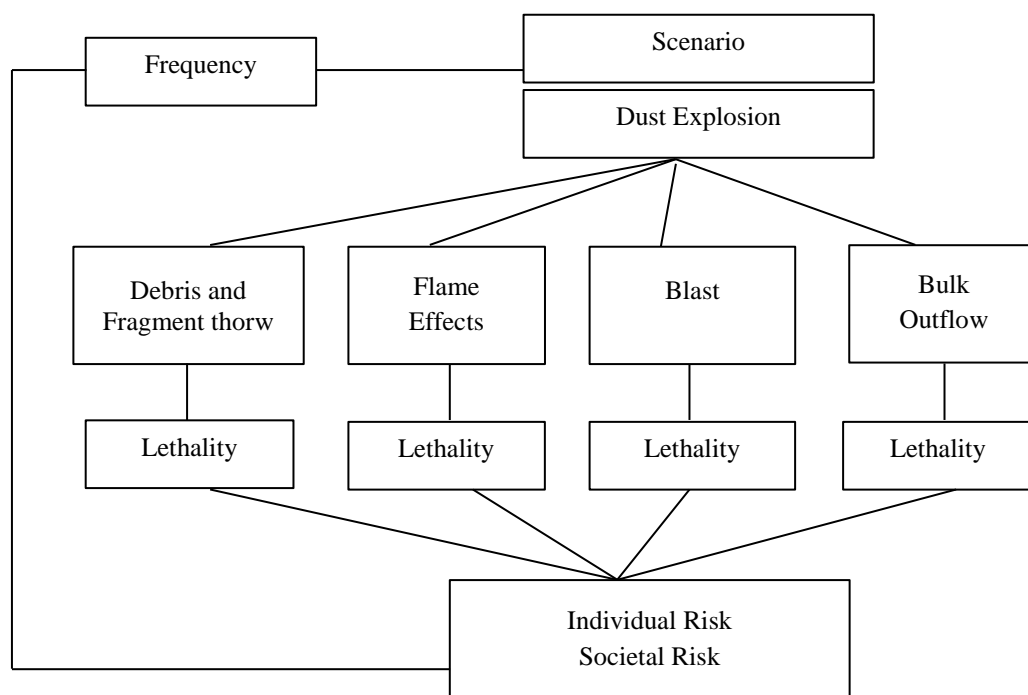
شکل ۷-۲ نمونه‌ای از منحنی  $F-N$  و توابع مربوطه

اگر منحنی  $F-N$  بین خطوط  $D$  و  $G$  قرار بگیرد قانون ALARP (ممارست خردمندانه) برای مشخص نمودن راه‌های کاهش ریسک می‌تواند کاربرد داشته باشد. اگر برای هر  $N$  منحنی  $F-N$  بالای خط  $G$  باشد ریسک بی نهایت است و سیستم باید دوباره طراحی شود.

#### د- ابزار QRA (ارزیابی کمی ریسک) (۲۰)

این ابزار برای ایمنی خارجی صنایعی که با خطر انتشار دود و غبار مواجه هستند، توسعه یافته است. این ابزار تحلیل یکپارچه و هماهنگی را از ریسک‌های جداگانه و انفرادی عرضه می‌کند. این ابزار از چندین زیر مدل و یک مرورگر بصورت نشان داده شده در شکل ۸-۲ تشکیل

شده است. ابتدا سناریوها و تعداد تکرارشان تعریف می‌شوند. ریسک انفرادی (یا جداگانه) بصورت احتمال (تناوب) مرگ شخص محافظت نشده در مجاور منطقه خطر، تعریف می‌شود. ریسک اجتماعی مسائل محیطی (محیط زیستی) را مدنظر می‌گیرد. نتایج این بخش (سناریو) به عنوان ورودی محاسبات اثرات انتشار شناخته می‌شود و از آن برای انسان‌ها و مردم مجاور تخمین زده می‌شود. نتایج و سناریوهای تکرار با ریسک اجتماعی و جداگانه ترکیب می‌شوند تا به هدف نهایی برسند.



شکل ۲-۸ ارزیابی کمی ریسک

#### هـ- ارزیابی کمی ریسک با استفاده از سناریو دومینو (QADS) (۲۱)

اثر دومینو اینگونه تعریف می‌شود که حادثه اولیه منجر به گسترش حادثه و رویداد ثانویه می‌شود. در نتیجه اثرات دومینو از اثر حادثه اولیه بیشتر خواهد بود. معمولاً یک حادثه وقتی به عنوان یک رخداد دومینو در نظر گرفته می‌شود که اثرات این رخداد از اثرات رخداد اولیه بیشتر یا دستکم قابل مقایسه با آن می‌باشد. چهار عنصر به عنوان ویژگی‌های اثر دومینو در نظر گرفته می‌شود:

۱. سناریو حادثه اولیه که دومین و را به راه می‌اندازد.

۲. اثر گسترش رویداد اولیه

۳. یک یا چند سناریو ثانویه که شامل اجزای واحد مورد نظر می‌باشد

۴. افزایش اثرات رخداد اولیه که به دلیل اتفاق افتادن سناریوهای ثانویه صورت می‌گیرد.

ارزیابی کمی رخداد دومینو به شناسایی، ارزیابی تناوب و ارزیابی نتایج تمام سناریوهای محتمل شامل ترکیبات مختلف سناریوهای اولیه و ثانویه، نیاز دارد. البته باید بیشتر بر سناریوهای معتبر و موثق تاکید نمود و ارزیابی را بر پایه آنها بنا نمود. در ارزیابی تناوب نیز باید احتمال خسارت ناشی از رویداد اولیه مستقل از سایر خسارات دیده شود. بنابراین اگر  $n$  واحد هدف موجود باشند، حداکثر  $n$  سناریو برای رویداد اولیه می‌تواند در نظر گرفته شود که احتمال هر رویداد  $P_{d,i}$  خواهد بود و هر رویداد ثانویه می‌تواند همزمان با سایر رویدادهای ثانویه اتفاق بیفتد. یک سناریوی دومینو می‌تواند در نهایت به  $k$  واحد خسارت بزند که مقدار این  $k$  بین ۱ تا  $n$  می‌باشد اگر هر واحد از ۱ تا  $n$  شماره گذاری شود هر سناریوی دومینو نیز می‌تواند بصورت بردار روبرو تعریف شود

$$J_m^k = (\gamma_1, \dots, \gamma_k)$$

عدد (تعداد) سناریوهای دومینو که شامل  $k$  رویداد ثانویه مختلف می‌باشد، بصورت زیر بدست می‌آید:

$$S_k = \frac{n!}{(n-k)!k!}$$

تعداد تمام سناریوهای ممکن که توسط رویداد اولیه ممکن است اتفاق بیفتد، عبارت است از:

$$S_d = \sum_{k=1}^n S_k = 2^n - 1$$

احتمال خسارت دیدن  $k$  واحد از  $n$  تا بر اساس یک سناریوی مشخص از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$P_d^{(k,m)} = \prod_{i=1}^n (1 - P_{d,i} + \delta(i, J_m^k) (P_{d,i} - 1))$$

که در آن تابع  $\delta(i, J_m^k)$  مساوی یک خواهد بود اگر  $i$  امین رویداد به ترکیب  $n$  ام وابسته باشد. و اگر چنین نبود تابع صفر خواهد بود.

و- ارزیابی ریسک مدل ۳-D دانشگاه ملبورن (university of Melbourne) (۴ و ۱۳ و ۵ و ۲۲)

در این روش ارزیابی ریسک بر مبنای سه عامل ذیل صورت می‌گیرد:

۱. تماس (E) Exposure

۲. احتمال (L) Likelihood

۳. پیامد (C) Consequence

به عبارت دیگر رتبه ریسک (Risk Score) حاصلضرب تماس احتمال و پیامد می‌باشد یعنی:

$$RS=E*L*C$$

از جداول زیر برای بیان کمی هر یک از عوامل فوق الذکر استفاده می‌کنیم.

جدول ۲-۴ تماس

رتبه	تماس E
۱۰	پیوسته
۶	مکرر
۳	گاه‌ها
۲	منقطع
۱	به ندرت

جدول ۲-۵ احتمال

رتبه	احتمالی L
۱	تقریباً قطعی
۰/۶	محتمل
۰/۳	ممکن
۰/۱	نامحتمل
۰/۰۵	به ندرت



جدول ۶-۲ پیامد

پیامد C	رتبه
فاجعه	۲۰
عمده	۱۰
متوسط	۵
خفیف	۲
جزئی	۱

پس از تعیین رتبه ریسک بایستی نسبت به سطح بندی ریسک اقدام نمائیم اساساً در این مدل ۴ سطح ریسک<sup>۱</sup> تعریف شده است.

ریسک شدید یا بارز<sup>۲</sup> (E)

ریسک زیاد<sup>۳</sup> (H)

ریسک متوسط<sup>۴</sup> (M)

ریسک کم<sup>۵</sup> (L)

ریسک شدید، نیاز فوری به اقدامات کنترلی دارد. و مدیریت ارشد سازمان بایستی با یک طرح مبسوط نسبت به کنترل ریسک اقدام نماید. ریسک که رتبه آن بیشتر از ۲۰ باشد به عنوان ریسک شدید یا بارز مطرح است.

ریسک زیاد، به توجهات مدیر ارشد نیاز دارد و بایستی در سطوح بالای مدیریت طرح ریزی در جهت کاهش ریسک صورت گیرد و تحقیقات مبسوطی در این راستا انجام گردد.

ریسک که رتبه آن بیشتر از ۱۰ و کمتر از ۲۰ باشد در این سطح قرار می گیرد.

در ریسک متوسط مسئولیت مدیریت در جهت کنترل ریسک بایستی معنی شود و نسبت به پایش و تهیه روش اجرایی اقدام گردد. رتبه ریسک بین ۳ تا ۱۰ در این سطح قرار می گیرد ریسک کم بوسیله روش های اجرایی روتین اداره می شود و امکان نیاز به منابع خاصی جهت کنترل آن احساس نمی شود.

رتبه ریسک کمتر از ۳ در این سطح قرار می گیرند.

<sup>۱</sup> . Risk Level  
<sup>۲</sup> . Extreme / Significant  
<sup>۳</sup> . High Risk  
<sup>۴</sup> . Moderate  
<sup>۵</sup> . Low Risk

بطور خلاصه رابطه رتبه ریسک و سطح ریسک بصورت جدول (۷-۲) بیان می گردد.

جدول ۷-۲ رابطه ریسک و سطح ریسک

رتبه ریسک	سطح ریسک
$20 <$	E شدید
۱۰-۲۰	H بالا
۳-۱۰	M متوسط
$< 3$	L کم

#### ز- روش CREA تحلیل ریسک و خطای کلینیکال (بیمارستانی) (۲۲)

این روش شامل ۵ مرحله است این مراحل براساس کار Truco و Cavallin بدست آمده- اند. این روش این امکان را به تحلیلگر می دهد تا داده های واقعی بدش آمده از بازدیدهای میدانی و مشاهدات مستقیم فرآیندهای کلینیکی را با داده های آماری متصل نموده باهم جمع کنید. روش ارزیابی ریسک CREA به این گونه است:

$$R(EM_{ik}).D(EM_{ik})$$

که در آن:

K برای هر فعالیت،  $P(EM_{ik})$  احتمال اتفاق افتادن  $EM_i$  امین خطای EM،  $D(EM_{ik})$  شاخص شدت آسیب است که بر اساس داده های موجود و قضاوت خبرگان تعیین می شود،  $R(EM_{ik})$  شاخص ریسک برای هر EM خواهد بود.

برای هر حالت خطا برای هر فعالیت یک نمودار ریسک می شود و این منحنی بسته به میزان ریسک به چهار دسته تقسیم می شود.

$R < 0.05$  اورژانسی،  $0.05 < R < 0.1$  اضطراری،  $0.1 < R < 0.005$  طراحی و  $R < 0.005$  پایش.

#### ح- روش PEA (روش پیشگویانه بر پایه شناخت) (۲۳)

این رویه بر اساس تخمین و شناخت به ارزیابی ریسک می پردازد. در این روش با استفاده از داده ها و اطلاعات مورد نیاز و آنها فعالیت هایی غیرمعمول (حادثه) تخمین زده می شود. (AA) این تخمین بر اساس یک مدل ریاضی که ویژگی های نامشخص فعالیت را کمی سازی می کند، انجام می شود. مدل ریاضی تخمین هایی که بر پایه علم و دانش کافی از احتمال خطرات است را در نظر می گیرد. تجربه غالب در مدلسازی حادثه ارائه آنها با مقادیر ثابت

است که معمولاً با کدهای طراحی ساختاری مشخص می‌شوند. تفاوت پایه‌ای و روش تخمین AA، شبیه‌سازی عددی پدیده‌های فیزیکی شامل AA است. بنابر این تخمین حادثه (اتفاق غیرمعمول) به روش AA بوسیله شبیه‌سازی آماری خرداد حادثه (SAS) انجام می‌شود، روش تخمین AA می‌تواند به عنوان بخشی از ارزیابی کمی ریسک QRA باشد و از داده‌های سایر بخش‌ها برای تخمین مناسب خود استفاده می‌کند. از دیدگاه تقریب زنی، AA و روش PEA بعنوان روشی برای تفسیر و تحلیل شدت و تناوب حادثه و البته احتمال حادثه در نظر گرفته می‌شود. PEA بروی آینده‌ی رویداد مشاهده، تمرکز می‌کند.

#### ط - تحلیل ریسک وزن دار (WRA) (۲۴)

جهت تعادل میزان ایمنی با جنبه‌های دیگر مربوط به آن مثل محیط زیست، کیفیت و جنبه‌های اقتصادی از این روش استفاده می‌شود. تحلیل ریسک وزن دار، ابزاری برای مقایسه ریسک‌های مختلف، مثل سرمایه گذاری، اتلافات اقتصادی و آفت زندگی انسانی در یک بعد (مثل پول) می‌باشد. زمانی که یک تحلیل ریسک اجرا می‌شود، تنها جنبه‌های فنی و تکنیکی آن مطرح نیست بلکه مسائل اقتصادی، سیاسی، محیط زیستی، روانشناسی، جامعه‌شناسی و... نیز تاثیر مهمی بر آن دارند. در برخی سناریوها از فاکتور وزنی برای ابعاد مختلف ریسک استفاده می‌شود تا این ریسک‌ها باهم مقایسه شوند و اثرات آنها بر کاهش میزان ریسک مشخص شود. همچنین این تحلیل توصیه‌های مفیدی در زمینه تاثیر هر نوع ریسک بر کل ریسک ارائه می‌دهد و ریسک وزن دار یک بعدی (بعنوان مثال پول) از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$R_w = \sum_{j=1} a_j \sum R_{ij}$$

که در آن:

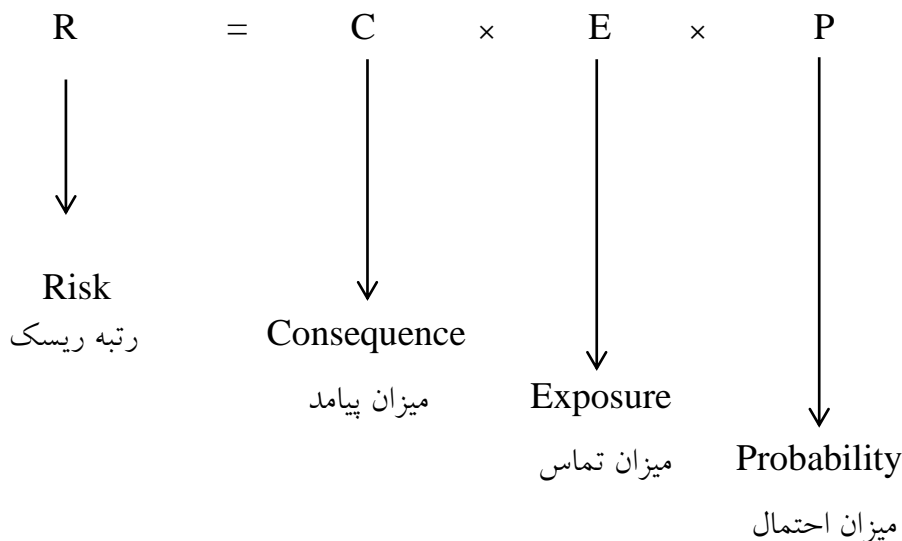
$R_w$  ریسک وزن دار (واحد قیمت در سال)،  $a_j$  ارزش واحد (پول) بر واحد آفت در نظر گرفته شده است.

ریسک وزن دار همچنین قابلیت گسترش لژ اساس اجزای تصمیم گیری مورد نیاز را دارد.

ارزیابی به روش **Willian Fine** در ارتباط با مدیریت و ارزیابی ریسک (۵ و ۱۷)

Fine روشی را جهت تصمیم‌گیری اینکه هزینه اصلاح یک خطر تا چه اندازه قابل توجیه است و چگونه خطرات بایستی بسرعت اصلاح شوند را پیشنهاد کرد روش او مشتمل استفاده از ریسک نیز می شود.

رتبه ریسک (R) از طریق زیر محاسبه می‌شود:



(R) رتبه ریسک می‌تواند جهت تصمیم‌گیری راجع به اینکه چگونه عمل اصلاح خطرات به سرعت انجام شود، بکار گرفته شود برای این منظور بایستی جداول ذیل را ملاحظه کنید. بعد از این تعیین رتبه ریسک می‌توانیم از فرمول زیر جهت محاسبه میزان هزینه قابل توجه استفاده کنیم.

$$J = R / (C F * DC)$$

J = Cost justification Value      میزان هزینه قابل

CF = Cost Factor                  ضریب هزینه

DF = Degree of Correction Value      درجه میزان اصلاح

همانطوریکه از فرمول فوق پیداست رتبه ریسک ( $R$ ) بر حاصلضرب ضریب هزینه و درجه میزان اصلاح (جدول آنها در ذیل آمده است) می‌توان میزان هزینه قابل توجه جهت اصلاح خطرات را محاسبه کرد.

Fine پیشنهاد کرد که اگر  $j > 10$  باشد هزینه قابل توجیه می‌شود و اگر  $j < 10$  باشد هزینه قابل توجه نیست. میزان‌های بکار رفته در فرآیند و برای تصمیم‌گیری تا حدی قراردادی هستند.

جدول ۲-۸ پیامد خطر C (Consequence)

۱۰۰	فاجعه - مرگ و میر بسیار زیاد - خسارت بیش از ۱/۰۰۰/۰۰۰ دلار - توقف فعالیت به طور عمده
۵۰	مرگ و میر متعدد - خسارت بین ۴۰۰/۰۰۰ دلار تا ۱/۰۰۰/۰۰۰ دلار
۲۵	مرگ و میر ، خسارت ۱۰۰/۰۰۰ تا ۴۰۰/۰۰۰ دلار
۱۵	صدمات بشدت جدی (مثل قطع عضوی از بدن - ناتوانی دائمی) خسارت بین ۱۰۰/۰۰۰ تا ۱۰۰۰/۰۰۰
۵	آسیب منجر به ناتوانی - خسارت بالای ۱۰۰۰ دلار
۱	صدمات ، آسیب و خسارت خفیف

جدول ۲-۹ تماس با خطر E (Exposure)

۱۰	بطور پیوسته / چند بار در روز
۶	غالباً - مکرراً / حدود یکبار در روز
۳	گاهگاه - بعضی اوقات / یکبار در هفته تا یک بار در ماه
۲	بطور غیر معمول و غیر عادی / یکبار در ماه تا یکبار در سال
۱	بندرت / بعنوان موردی که اتفاق بیافتد می شناسیم
۰/۵	بطور جزئی / بعنوان موردی که اتفاق بیافتد نمی شناسیم

جدول ۲-۱۰ احتمال وقوع خطر P (Provability)

۱۰	اغلب محتمل است
۶	کاملاً ممکن است - شانس وقوع ۵۰/۵۰ است
۳	می تواند تصادفی ممکن باشد
۰/۵	چند سال بعد از تماس هرگز اتفاق نمی افتد اما امکانپذیر می تواند باشد
۰/۱	بطور عملی وقوعش غیر ممکن است (هرگز اتفاق نخواهد افتاد)

جدول ۲-۱۱ خلاصه رتبه ریسک و اقدامات

رتبه	عمل
۱	اصلاحات فوری نیاز است. فعالیت بایستی متوقف شود تا خطر کاهش یابد
۲	اضطراری - توجهات لازم در اسرع وقت بایستی صورت گیرد
۳	خطر بایستی بدون تاخیر حذف شود، اما وضعیت اضطراری نیست

توجه: پس از حاصل  $P \times E \times C$  رتبه‌ای که حاصل می‌گردد را با جدول ۲-۱۱ تطبیق می‌دهیم. اگر در ردیف ۱ قرار گرفت خطر موجود High Risk است که بایستی اقدامات ذکر شده فوق را بکار بست و نسبت به کنترل خطر اقدامات فوری نمود. اگر رتبه R در ردیف ۲ قرار گرفت خطر موجود Middle Risk است و اگر رتبه R در ردیف ۳ قرار گرفت خطر موجود Low Risk است.

جدول ۲-۱۲ فاکتور هزینه / برآورد هزینه دلاری پیشنهادی جهت اقدامات اصلاحی

Cost Factor	
بیشتر از دلار ۵۰۰۰۰	۱۰
دلار ۵۰۰۰۰ - ۲۵۰۰۰ دلار	۶
۲۵۰۰۰ - ۱۰۰۰۰ دلار	۴
۱۰۰۰۰ - ۱۰۰۰ دلار	۳
۱۰۰۰ - ۱۰۰ دلار	۲
۱۰۰ - ۲۵ دلار	۱
$25 >$	۰/۵

جدول ۲-۱۳ درجه میزان DC / میزانی که خطر کاهش خواهد یافت

Degree of Correction	
خطر به طور موثری ۱۰۰٪ حذف شده است	۱
خطر به کمتر از ۷۵٪ کاهش یافته است	۲
۷۵ - ۵۰٪ کاهش یافته است	۳
خطر به بین ۵۰ - ۲۵٪ کاهش یافته است	۴
خطر به کمتر از ۲۵٪ کاهش یافته است	۵

## ۲-۳-۳-۳ تکنیک های هیبرید

الف- تحلیل خطای انسانی<sup>۱</sup> یا تحلیل فاکتور انسانی رویداد<sup>۲</sup> (۲۵ و ۲۶)

<sup>۱</sup>. HEAT  
<sup>۲</sup>. HFEA

خطاهای انسانی بعنوان بخش مهمی از علت وقوع حوادث حادی و مهم، شناسایی شده‌اند. با تمرکز سیستماتیک بر روی خطای انسانی در مراحل طراحی، بهره‌برداری و نگهداری سیستم-های بسیار پیچیده می‌توان ایمنی و بهره‌وری عملکردی سیستم را بهبود بخشید.

طراحی محل کار، فرهنگ ایمنی، آموزش ضمن خدمت، خبرگی، پیچیدگی مسئولیت، استرس و... مجموعه‌ای از فاکتورهایی هستند که بر رفتار اپراتور اثر می‌گذارند. به این فاکتورها، فاکتورهای شکل‌دهی عملکردی<sup>۱</sup> می‌گویند. تمام موارد اثر گذار بر عملکرد اپراتور در تکنیک HEAT در نظر گرفته و به کار بسته شده است. بطور کلی منابع مختلف چندین تکنیک تحلیل خطای انسانی را از لیست نموده اند:

ATHEANA روشی برای تحلیل خطای انسانی

CREAM قابلیت اطمینان قابل درک (متد تحلیل خطا)

HEART روش تحلیل و کاهش خطای انسانی

HEIST ابزار شناسایی خطای انسانی در سیستم

THERP روشی برای تخمین نرخ خطای انسانی

و... .

هدف این روش‌ها مشخص نمودن دلایل رخ دادن خطای انسانی، فاکتورهای موثر بر خطای انسانی و چگونگی خرداد خطا است.

علاوه بر موارد ذکر شده در بالا ابزاری که بطور معمول برای بررسی سهم خطای انسانی در حوادث رخ داده در سیستم به کار می‌رود، HFACS است. (تحلیل فاکتورها، انسان و طبقه-بندی سیستم) که ارزیابی کمی از میزان خطای انسان و سهم آن در حادثه روی داده را انجام می‌دهد.

لیشو و دانگ<sup>۲</sup> بروی ابزارهای ریاضی برای ترکیب کردن خطاهای انسانی (HF) یک سیستم با تحلیل قابلیت اطمینان آن انجام دادند. این روش را تحلیل درخت (HF) یا (HFEA) نامیدند. این روش به دو روش تحلیلی متکی بود:

۱. روش تخمین نرخ خطای انسانی THERP که مدل درخت رویداد خطای انسانی را ایجاد می‌نماید.

۲. قابلیت اطمینان رفتار انسان HCR که خطاهای انسانی طی مرحله تشخیص حادثه را مشخص می‌نماید.

---

<sup>۱</sup>. PSF

<sup>۲</sup>. Lishu & Dong

بالکی و فیلیپس<sup>۱</sup> یک روش تجربه عملیاتی برای کمی‌سازی خطای انسان طی یک حادثه فرآیندی را ارائه نمودند.

### ب- تحلیل درخت خطا (FTA) (۲۷ و ۲۸)

این روش یک روش استقرایی است که با تمرکز بر یک حادثه خاص و فراهم نمودن روشی برای مشخص نمودن دلایل آن خرداد به تجزیه و تحلیل خطا می‌پردازد. عبارت دیگر، FTA روشی است که روزافزونی بین شکست تجهیزات، خطاهای انسانی و رویدادهای خارجی که می‌تواند بعنوان علت خطا باهم ترکیب شوند را بصورت بصری مدل می‌کند. درخت خطا از رویدادها و دروازه‌ها (گیت) تشکیل شده است. رویدادهای پایه ای برای نشان دادن شکست-های تکنیک‌ها که منجر به حادثه می‌شود استفاده می‌شوند در حالیکه رویدادهای میانه ای خطاهای اپراتور که ممکن است شکست تکنیک‌ها را تشدید کند، را توصیف می‌کند. زمانی که چند خطا و شکست انسانی و ماشین باهم ترکیب می‌شوند، جهت ترکیب آنها از دروازه‌ها استفاده می‌شود. برای مثال AND وقتی کاربرد دارد که رخ دادن تمام رویدادهای اولیه لازم باشد.

در زیر برخی نکات مرتبط به این روش تحلیل اشاره می‌شود:

۱. حادثه‌های نهایی و میانه‌ای: از یک مستطیل برای نشان دادن هرگونه حادثه شکستنی که در اثر خروجی نمادهای منطقی رخ دهد، استفاده می‌شود (حادثه نهایی، رویدادی است که باید تجزیه و تحلیل شود).

۲. حادثه پایه‌ای: از یک دایره برای نشان دادن رویداد پایه‌ای در درخت خطا استفاده می‌شود. (این پایین ترین سطح درخت خطا است).

۳. حادثه نیمه تمام: یک لوزی که معرف حادثه شکستنی است که خود ناشی از شکست اجزای دیگر است.

۴. نماد AND: معرف وقوع خروجی در صورت وقوع تمام ورودی هاست.

۵. نماد OR: معرف وقوع خروجی در صورت وقوع حداقل یک ورودی است.

۶. انتقال‌ها: انتقال به خارج یا داخل که برای ارائه مقطع ارتباط یک درخت خطا با درخت‌های منشعب از آن است.

رویه کار در تحلیل درخت خطا به هشت مرحله بصورت زیر تقسیم می‌شود؛

---

<sup>۱</sup>. Balkey & Philips



۱. تعریف سیستم مورد نظر: مرزها و شرایط اولیه سیستم مورد نظر باید تعریف شده، مشخص باشند همچنین برای خطای احتمالی، اطلاعات مورد نیاز در دسترس باشد.
۲. تعریف حادثه نهایی برای تجزیه و تحلیل: حادثه ای که جهت تحلیل، مورد نظر است باید کاملاً مشخص شود.
۳. تعریف ساختار بالایی درخت: حادثه‌ها و شرایطی که منجر به حادثه نهایی می‌شوند باید توصیف شوند (حادثه‌های میانی).
۴. جستجو و کنکاش در شاخه‌های حادثه میانی: حادثه‌ها و شرایطی که منجر به حادثه‌های میانی می‌شوند، باید توصیف شوند.
۵. حل نمودن درخت خطا با ترکیب سهم هر حادثه میانی در حادثه نهایی: مدل درخت خطا و حادثه نهایی برای تمام ترکیبات محتمل حوادث و شرایطی که می‌توانند منجر به حادثه نهایی شوند باید مورد مطالعه قرار گیرد.
۶. شناسایی وابستگی‌های خطاهای بالقوه و تنظیم شرایط مدل به گونه‌ای مناسب: مدل درخت خطا باید مورد مطالعه قرار گیرد و نقاط بالقوه مهم که امکان بروز حادثه و خطا را دارد باید شناسایی و وابستگی‌هایش به حوادث دیگر مشخص شود. به عبارت دیگر، علت خطاها مشخص شود.
۷. تحلیل کمی با استفاده از خواص آماری و داده‌های مربوط به خطاها در مدل درخت خطا: عملکرد سیستم و احتمال خطا تخمین زده شود.
۸. استفاده از نتایج جهت تصمیم‌گیری: از نتایج تحلیل خطای بدش آمده برای بررسی و شناسایی نقاط آسیب‌پذیر در سیستم و پیشنهاد نمودن توصیه‌های مویرگ‌ها کاهش ریسک استفاده می‌شود.

### ج- تحلیل درخت رویداد<sup>۱</sup> (۲۹)

روشی است که با استفاده از نمودار درخت و توسعه منطقی آن مدلی بصری جهت تصمیم‌گیری به کار می‌رود. همچنین ارائه این گونه اطلاعات، خروجی‌های مناسب جهت تحلیل حادثه‌های اولیه می‌دهد. این مدل در مورد چگونگی اثرگذاری محافظ ایمنی و تاثیرات خارجی بر زنجیره ی حادثه، کنکاش می‌کند.

---

<sup>۱</sup>. ETA

در این روش یک حادثه اولیه مثل بد عمل کردن یک سیستم یا فرایند بعنوان نقطه شروع در نظر گرفته می شود و نتایج آن تخمین زده می شود.

بطور کلی درخت خطا از یک حادثه اولیه بعنوان نقطه شروع، حوادث محتمل در ادامه و نتایج نهایی بوجود آمده از این توالی تشکیل شده است. حوادث احتمالی متعاقب از یکدیگر مستقل هستند. یک نتیجه نهایی خاص به حوادث احتمالی متوالی از نقطه شروع تا پایان (نتیجه نهایی) بستگی دارد و احتمال هر کدام از نتایج، حاصل ضرب احتمال تمام حوادث متوالی منجر به آن نتیجه می باشد. علاوه بر این، تمام رویدادهای سیستم در درخت رویداد توصیف شده و توالی و علل و نتایج آنها بصورت گرافیکی مشخص است. در مرحله طراحی، ETA بعنوان معیاری جهت بهبود عملکرد سیستم و شناسایی روشهای مفید برای محافظت سیستم در برابر شکست، مطرح است. البته این متد در مراحل ساخت و بهره برداری نیز کاربرد دارد. ویژگی های اصلی این روش بطور خلاصه در زیر ذکر شده است:

۱) بازه ای از حوادث محتمل در نتیجه حادثه اولیه را مدل می کند.

۲) این یک ابزار ارزیابی ریسک است که بخوبی اثرات زمانی، وابستگی و دومینو را در بین حوادث سهیم در نتایج مشخص می کند.

۳) این مدل یک تکنیک طراحی است که به موارد زیر می پردازد:

- توصیفی کیفی از مشکلات بالقوه و ترکیب حوادث ایجادکننده آنها می دهد.
- تخمین کمی از تعداد دفعات تکرار و احتمال هر خطا براساس توالی حوادث منجر شده به خطا را ایجاد می کند.
- لیستی از توصیه ها جهت کاهش ریسک ارائه می کند.
- ارزیابی های کمی این توصیه ها بسیار اثرگذار خواهند بود.

#### د- روش نگهداری بر پایه ریسک<sup>۱</sup> (۳۰)

این روش یک روش هیبرید موثر جهت نگهداری بر پایه ریسک است. تعاریف کمی از ریسک در این روش تحت تاثیر مطالعات کیفی نتایج خواهد بود و دقت تخمین ها با احتمال شکست رابطه ای مستقیم دارند. این متدولوژی به سه زیر مدل (ماژول) تقسیم می شود:

- i. شناسایی ریسک که شامل تشخیص و تخمین ریسک می شود.
- ii. ارزیابی ریسک که شامل ناسازگاری ریسک و تحلیل پذیرش ریسک می شود.

---

<sup>۱</sup>. RBM

iii. برنامه نگهداری با در نظر گرفتن فاکتورهای ریسک می شود

**ماژول i تخمین ریسک:** این ماژول به ۴ مرحله تقسیم می شود:

مرحله اول توسعه سناریوی شکست: سناریوی شکست به یک سری حادثه متوالی که به شکست سیستم می انجامد، اتلاق می شود. سناریو می تواند شامل فقط یک حادثه باشد یا مجموعه ای از حوادث. البته نباید انتظار داشت که سناریو تمام احتمالات خرابی و حوادث منجر به آن را در نظر بگیرد. اما بطور کلی سناریوی شکست، پایه مطالعات در مورد ریسک است. این سناریو است که به ما می گوید جهت شکست. چه اتفاقی می افتد و این گونه به ما کمک می کند تا در جهت کاهش ریسک و رفع خطر اقداماتی انجام دهیم. حال هر قدر این سناریو جامع تر و دقیق تر باشد، اقدامات ما موثرتر خواهد بود.

مرحله دوم ارزیابی نتایج: هدف این مرحله اولویت بندی ابزارها و تجهیزات سیستم براساس احتمال شکست سیستم است. تحلیل نتایج و ارزیابی آنها می تواند بر این اولویت بندی کمک کند. برای تحلیل نتایج ابتدا باید کمی سازی نتایج صورت بگیرد و خطر بخش های مختلف سیستم مشخص شود. براساس خطر محاسبه شده در هر بخش، اولویت بندی صورت می گیرد. ارزیابی نتایج ترکیبی از چهار گروه زیر خواهد بود:

(a) افت عملکردی سیستم: فاکتور A میزان افت عملکردی سیستم که موجب شکست سیستم می شود را در نظر می گیرد. برای بدست آوردن این فاکتور از جداول و روابطی که بسته به شرایط بنم مشتق می شوند، می توان کمک گرفت.

(b) افت مالی: فاکتور B خسارت وارده بر مواد و تأسیسات سیستم را که در هر سناریویی قابل اندازه گیری است، بصورت زیر بدست می آورد:

$$B_i = (AR_i) \cdot (AD)_i / UFL$$

که در آن:

I تعداد حوادث

UFL معادله اولیه ای که سطح آفت در آن غیرقابل قبول باشد. این مقدار برای هر مورد متفاوت خواهد بود.

AR مساحتی که در شعاع خطر قرار دارد (متر مربع)

AD چگالی وجود منابع و اموال در همسایگی حادثه (دلار بر متر مربع)

(c) اتلافات سلامتی انسان فاکتور مرگ و میر برای هر سیستمی بصورت زیر تخمین زده

می شود

$$PDI = PDI.PDFI$$

$$C_i = (AR)_i (PDI)_i / UFR$$

$$C = \sum C_i$$

که در آن:

UFR نرخ تلافیات غیر قابل قبول (حدود یک هزارم)

PDF فاکتور توزیع جمعیت

PD۱ چگالی جمعیت در همسایگی حادثه است.

d) اتلافات زیست محیطی: فاکتور D خسارت وارده به اکوسیستم را نشان می دهد:

$$D_i = (AR)_i \cdot (IM)_i / UDA$$

$$D = \sum D_i$$

که در آن:

UDA سطح خسارت غیر قابل قبول بر محیط است (حدوداً ۱۰۰۰ مترمربع)

IM فاکتور اهمیت (اعتبار) است.

و در نهایت، فاکتورهای A، B، C، D با هم ترکیب شده فاکتور ارزیابی نتایج را ایجاد می کنند:

$$con = 0.25A^2 + 0.25B^2 + 0.25C^2 + 0.25D^2 \quad (0.5)$$

مرحله سوم تحلیل خطای احتمالی: این تحلیل از درخت خطا (FTA) استفاده می کند. استفاده از FTA به همراه داده های شکست اجزا و داده های قابلیت اطمینان انسانی می تواند تعداد دفعات بروز حادثه را مشخص نماید.

مرحله چهارم تخمین ریسک: نتایج اثرات و تحلیل احتمالات شکست برای تخمین ریسک استفاده می شود.

**ii) ارزیابی ریسک:** الگوریتم ارزیابی در دو مرحله اجرا می شود:

ایجاد و تصویب ضوابط پذیرش: ما در این مرحله ضوابطی را برای ریسک قابل قبول مقرر می کنیم.

مقایسه ریسک با ضوابط مورد پذیرش: در این مرحله ما معیارهای مورد پذیرش را به کار بسته و با ریسک تخمین زده شده در هر مرحله مقایسه می کنیم. واحدهایی که ریسک تخمین زده شده بیشتر از مقدار قابل قبول باشد شناسایی می نماییم. این واحدها باید در برنامه تعمیر و نگهداری قرار بگیرند.

ماژول iii برنامه نگهداری: همانطور که در ماژول قبل گفته شد، واحدهایی که ریسکشان بیشتر از متر مقرر باشد، باید جزئیات بیشتر مورد بررسی قرار گرفته و راهکارهای کاهش ریسک آن مورد ارزیابی قرار گیرد.

(a) تخمین زمان نگهداری و تعمیر بهینه: با بررسی دلایل شکست و مطالعه حوادث بوجود آورنده این شکست، این امر محقق خواهد شد.

(b) تخمین دوباره و ارزیابی دوباره ریسک: در آخر جهت فیدبک گیری از سیستم و ارزیابی اثر اقدامات انجام شده در راستای کاهش ریسک انجام این مرحله ضروری است.

## ۲-۳ هدف و تعریف Hazop (۳ و ۳۱)

مطالعه HAZOP یک تجزیه و تحلیل رسمی، سیستماتیک و انتقادی از فرایند می باشد. در واقع این مطالعه یک مفهوم مهندسی از طراحی فرایند است، بنابراین خطرات بالقوه و یا مشکلات عملیاتی ارزیابی شده و نقص فنی تجهیزات و نتایج ناشی از این نقص‌ها در کل سیستم شناسایی می شود.

این روش یک رویکرد استفاده از کلمات راهنمای معین کننده را گام به گام دنبال نموده و روش ساختار ماندی را برای شناسایی خطرات و مشکلات عملکردی ایجاد می‌کند. این ساختار مکانیسمی را فراهم می‌کند تا به سرعت بتوان دریافت که در مرحله طراحی فرض شده فرایند به چه صورت رفتار کند، هم اکنون در حالت واقعی چگونه رفتار می‌نماید و تصور شود که در آینده چگونه رفتار کند. بدین منظور ترکیبی از معلومات و تجربیات بصورت ابتکاری و خلاق استفاده می‌شود تا خطرات و مشکلات عملیاتی شناسایی گردد. هدف از تجزیه و تحلیل خطرات فرایند شناسایی امکان وقوع رویداد غیرمعمول در سیستم‌های خاص از کارخانه می‌باشد، همچنین هر کجا که فرض شود احتمال وقوع این رویدادها وجود دارد عواقب ناشی از آن پیش بینی، و پیشنهاداتی نیز جهت بهبود و اصلاح فرایند ارائه می‌گردد. عمده ترین هدف HAZOP جلوگیری از حوادث فاجعه آمیز در طول عمر سیستم و همچنین ایجاد یک قالب ساختاری برای شناسایی خطرات به صورت تحلیلی می باشد.

به طور کلی HAZOP چهار هدف اصلی را دنبال می‌کند:

- شناسایی علت همه انحرافات یا تغییرات در فرایند از آنچه در ابتدای طراحی پیش‌بینی شده
- تعیین همه خطرات شدید و مشکلات مربوط به این انحرافات

- تصمیم گیری در زمینه اعمالی که باید برای کنترل عملیات انجام گردد
- اطمینان از اجرای اقدامات اصلاحی به محض تصمیم گیری

## ۲-۴ مزایا و محدودیت ها و کاربردهای Hazop (۳ و ۴ و ۳۲)

### ۲-۴-۱ مزایا

- ✓ HAZOP از یک شیوه سیستماتیک استفاده می کند، لغات راهنمای خاصی دارد و فرآیند تحت بررسی را به بخش های کوچکتر جهت تجزیه و تحلیل، تقسیم می نماید.
- ✓ HAZOP می تواند ترکیبی از شکست ها را در سیستم بررسی و دیدگاهی را جهت ویژگی های عملیاتی فراهم نماید.
- ✓ در HAZOP روش های کنترل عملیات کاملاً برای شرایط مختلف بررسی و اپراتور می تواند به آسانی خطراتی که ممکن است در تاسیسات وجود داشته باشد را استنتاج نماید.
- ✓ ارائه اطلاعات مفیدی درباره خطرات بالقوه، علل احتمال و نتایج حاصله
- ✓ پیشنهاد روشهای مناسب برای حذف یا کنترل خطرات
- ✓ فراهم نمودن بستری مناسب برای تدوین برنامه جامع مدیریت ریسک
- ✓ قابل اجرا در مراحل طراحی سیستم

### ۲-۴-۲ محدودیت ها

- ✓ HAZOP به سطح متوسطی از مهارت جهت اجرا نیاز دارد، این روش یک فرآیند کامل و سیستماتیک است که باید به سبک مناسبی انجام و به طور دقیق گزارش شود، به منظور اجرای HAZOP تیم آنالیزکننده نیاز به یک رهبر متخصص دارد تا تیم را در طول فرآیند راهنمایی کند. رهبر تیم باید آموزش دیده و جهت اجرای HAZOP تجربه داشته باشد سایر اعضای تیم نیز باید سطح متوسطی از آشنایی با HAZOP داشته و در مورد فرآیند نیز اطلاعاتی داشته باشند کما اینکه به تخصص های خاصی چون شیمی، فیزیک، خوردگی و... در تیم نیاز است لذا جمع کردن همه این متخصصان در یک محل مشکل است.

✓ HAZOP در اجرا ممکن است نسبت به روش‌های دیگر کندتر باشد. رهبر تیم باید یک قالب استاندارد را همراه با لغات راهنمای خاص دنبال نموده تا انحرافات سیستم مشخص شود. لذا به دلیل اینکه یک لیست استاندارد برای همه سیستم‌ها استفاده می‌شود. بعضی موضوعات بی اهمیت و غیر ضروری نیز ممکن است در قسمت‌هایی از سیستم مورد بررسی قرار گیرد.

## ۲-۴-۳ کاربردها

روش HAZOP برای فرآیندهایی پیشنهاد می‌شود که تاسیسات پیچیده‌ای داشته و دارای فرآیندهای شیمیایی حاوی مواد سمی و هیدرو کربن‌های فعال باشد. مثال‌هایی از این قبیل فرآیندها شامل موارد زیر است:

۱. کارخانه‌های دارای تاسیسات تصفیه بخار و سیال‌های خیلی خورنده و سمی
۲. سیستم تزریق گاز
۳. تاسیسات حمل و نقل گاز
۴. پالایشگاه‌های تصفیه نفت خام
۵. تاسیسات ذخیره گاز
۶. نیروگاه‌های بزرگ، بنادر و ...

## ۲-۵ شیوه کلی انجام Hazop (۳ و ۴ و ۵ و ۳۱ و ۳۲)

### ۲-۵-۱ مرحله اول: تعیین حوزه و وسعت کار و تعیین اهداف مطالعه

اولین مرحله از مطالعات عملیات و خطر جمع‌آوری اطلاعات می‌باشد. همانند سایر روش‌های تجزیه و تحلیل ایمنی، مرحله آماده‌سازی شامل جمع‌آوری اطلاعات و طرح‌ریزی برای اجرای مطالعه می‌باشد. در ابتدای امر از طریق مشخص کردن بخش‌های فرآیند موردنظر به تعیین محدوده تجزیه و تحلیل پرداخته خواهد شد. در این مرحله پس از هماهنگی با سرپرستان، کلیه مستندات لازم جهت ارزیابی تهیه می‌شود. این استاد شامل:

- نقشه‌ای کارخانه و تسهیلات
- شرح عملیات و سیستم

- دیاگرام جریان فرآیند PFD
  - دیاگرام لوله کشی و ابزارها ID&P
  - مشخصات فنی و توضیحات مربوط به اجزای سیستم
  - خواص مواد فرآیند
  - روش‌های اجرایی و دستورالعمل‌های عملیاتی
  - چارت اینتر لاک‌ها
  - سیستم‌های حفاظت حریق و انفجار
  - ویژگی‌های فیزیکی و شیمیایی مواد مورد استفاده
  - سیستم‌های جلوگیری و پایش خوردگی
  - اصول، قوانین و مقررات داخلی کارخانه
  - گزارشات حوادث رخ داده در سیستم در حال مطالعه
- تمامی این نقشه‌ها توسط محقق که معمولاً به عنوان رهبر اجرایی محسوب خواهد شد و همچنین مسئول ایمنی صنعت مربوط که یکی از اجزای تیم تحقیقاتی است، مورد مطالعه و بررسی قرار خواهد گرفت.

## ۲-۵-۲ مرحله دوم: انتخاب تیم اجراکننده

انتخاب گروهی از مهندسين با تجربه و با تخصص‌های مختلف به عنوان اعضای تیم تحقیقات می‌باشد.

### ۲-۵-۲-۱ رهبر تیم HAZOP و اعضای گروه

رهبر تیم باید درک عمیق و تجربه شایانی در مطالعه HAZOP داشته باشد و در واقع تیم مطالعه HAZOP زمانی به درستی کار می‌کند که هدایای درست در اثر تجربه رهبر تیم وجود داشته باشد.

مهارت‌ها و وظایف رهبر تیم می‌تواند شامل موارد زیر شود:

۱. داشتن تجربه و آموزش کافی در زمینه هدایت مطالعه HAZOP
۲. مسئول ارتباط بین مدیر پروژه و تیم HAZOP
۳. مسئول ارائه طرح مطالعه
۴. پیشنهاد دادن کلمات راهنما و تفسیر آنها جهت استفاده در مطالعه



## ۵. هدایت مطالعه HAZOP

### ۶. مستند سازی نتایج

اعضای تشکیل دهنده تیم HAZOP ممکن است بر طبق ماهیت فرآیند و مشکلات آن تغییر نماید. به نظر می رسد حداقل بین نفر ۸-۵ نفر به منظور اجرای موفقیت آمیز HAZOP نیاز است. تیم ممکن است به اعضای تکمیلی جهت تقویت و کمک به اعضای تیم اصلی نیز نیاز داشته باشند.

کارشناسانی که در فرآیند تجزیه و تحلیل خطرات می توانند بکار گرفته شوند شامل مواردی می باشد که در جدول ۲-۱۴ مشخص شده است.

جدول ۲-۱۴ مشخصات تیم مطالعه هازوپ

اعضای تیم	نقش و وظیفه آنها
طراح (مهندس فرایند، مهندس کنترل، مهندس مکانیک و ...)	طرح و عملکرد سیستم را بر روی نقشه و نمودار شرح دهد و اینکه سیستم نسبت به انحرافات احتمالی چه واکنشی نشان می دهد.
مهندس پروژه	شخصی که مصلحت پروژه را در قالب پیشرفت و هزینه ها شرح می دهد. این شخص باید مفهوم اعمال پیشنهادی را به خوبی بفهمد.
مدیر تولید	بافت عملیاتی در بخش های مورد مطالعه شرح دهد
نماینده تعمیرات	به این شخص زمانی احتیاج است که تعمیرات در واحد پیچیده یا خطرناک است.
مهندس دستگاه	نظرات تاکتیکی و کاربردی خود را در مورد کنترل سیستمی که به عنوان بخشی از تجهیزات فرایند می باشد را بیان می کند.
کارشناس HSE	شخصی که مصلحت ایمنی، بهداشت و محیط زیست را بیان می کند.
متخصصین دیگر	رهبر تیم تصمیم می گیرد که به چه کارشناسانی مرتبط با سیستم مورد مطالعه نیاز است که می تواند شامل موارد زیر باشد: <ul style="list-style-type: none"> <li>• مهندس برق</li> <li>• مهندس شیمی</li> <li>• مهندس آلودگی محیط</li> <li>• مهندس حفاری</li> <li>• مهندس خوردگی</li> </ul>
پیمانکار	اگر پروژه بوسیله یک پیمانکار انجام می شود، هم پیمانکار و هم کار فرما باید در جلسه حضور داشته باشند.

## ۲-۵-۳ مرحله سوم: ساختار

رهبر تیم به همراه مسئول ایمنی اقدام به شناسایی و لیست کردن گره هایی می نماید که جهت مطالعه انجام خواهد شد. البته این گره ها در طول مطالعه اصلاح گشته اما اساس مطالعه بر اساس همین لیست قرار دارد. در این مرحله محل مورد بررسی به واحدها با قسمت های کوچک تقسیم می شود سپس جریان فرآیند در سیستم تحت مطالعه دنبال شده و در نهایت زیر سیستم ها به اجزای اصلی که به یک هدف می رسند (مثلاً افزایش فشار) ختم می کردند که این اجزای اصلی همان گره ها می باشند.

تعریف گره: گره ها بخش های ویژه ای از سیستم هستند که در آنها انحراف طراحی یا سیستماتیک محاسبه می شود. از دیدگاه انجمن مهندسی شیمی آمریکا هر دستگاه به همراه ابزار دقیق و تجهیزات اطراف آن حداقل یک گره می باشد.

- برای سیستم هایی که پیچیده هستند یا احتمال خطر در آنها بالاست می توان قسمت های کوچکتری را به عنوان گره انتخاب کرد.
  - برای سیستم هایی که ساده هستند یا احتمال خطر در آنها پایین است می توان قسمت های بزرگتری را به عنوان گره انتخاب کرد.
- انتخاب درست گره ها از اهمیت خاصی برخوردار است زیرا هر بخش مدت زمانی را برای بررسی می گیرد و بر روی عمق مطالعه تأثیر می گذارد.
- بخش های کوچکتر روند مطالعه را کند می کنند و اینکه در بخش های کوچک به رابطه بین اجرا به درستی در آن اشاره نمی شود.
  - در بخش های بزرگتر مطالعه HAZOP را سریعتر می کند و کمک می کند تا به رابطه بین اجرا پی ببرد اما در بخش های بزرگ ممکن است به جزئیات مهم اجرا پرداخته نشود.

بهترین نقطه برای مطالعه HAZOP هر چند که در اثر تجربه و دانش بدست می آید اما بوسیله مفهوم "تفسیر تغییر میسر"<sup>۱</sup> نیز می توان این گره را مشخص کرد. یک گره می تواند یکی از شرایط زیر را داشته باشد؛

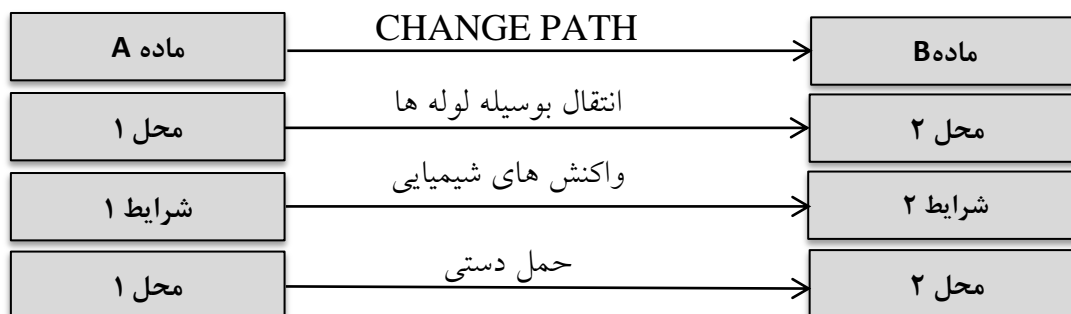
۱. وارد شدن ماده ای از یک منبع

۲. انجام عملیاتی بر روی مواد

۳. محصولی به سمت مقصد خارج شود

---

<sup>۱</sup>. Change Path



شکل ۹-۲ مراحل تفسیر تغییر مسیر

حرکت قیری کی از A به B یا تغییر شرایط از یک ماده به ماده دیگر به عنوان تغییر شناخته می شود و عملیاتی که باعث بوجود آمدن آن تغییر می شود (CHANGE PATH) گویند و در این جا به جایی ها و تغییرات است که انحراف از هدف طراحی ممکن است رخ دهد.

## ۲-۵-۴ مرحله چهارم: تعیین حدود طراحی

در این مرحله حدود طراحی بخش مورد تجزیه و تحلیل مشخص می گردد. با انجام این کار، چگونگی عملکرد بخش در آینده پیش بینی می شود. در این مرحله شرح کاملی از فرآیندها از طریق افرادی که آشنایی کاملی با فرآیند دارند بدست می آید.

## ۲-۵-۵ مرحله پنجم: شناسایی انحرافات

روش HAZOP بر این اساس استوار است که سیستم زمانی ایمن است که تمام پارامترهای عملیاتی نظیر میزان جریان، فشار، دمت، پیشگویانه، PH، ترکیب و غیره در حالت طبیعی و قابل قبول باشند. به منظور شناسایی انحرافات قابل تصور از حدود طراحی از کلمات راهنما استفاده می شود.

جدول ۲-۱۵ کلمات راهنما در مطالعه HAZOP

کلمات راهنما	مفهوم	مثال
هیچ	وجود نداشتن	فراین فیزیکی انجام نمی شود مثلاً جریانی وجود ندارد
بیش از	افزایش کمی	خصوصیات فیزیکی مربوطه بیش از حدی است که باید باشد مثلاً فشار جریان بیشتر از حد نرمال است.
کمتر از	کاهش کمی	خصوصیات فیزیکی مربوطه کمتر از حدی است که باید باشد مثلاً درجه حرارت کمتر از حد نرمال است
بخشی از	کاهش کیفی	ترکیب فرایند متفاوت از ترکیبی است که باید باشد مثلاً بخشی از ترکیب گاز بزرگتر از ۲۰۰ میکرون می باشد.
بعلاوه	افزایش کیفی	مواد دیگری به جز مواد تعریف شده وجود دارد مثلاً جریان گاز حاوی قطرات مایع است.
برعکس	تضاد منطقی	فرایند عکس حالت تعریف شده اتفاق می افتد مثلاً جریان سیال معکوس می گردد.
بجای اینکه	جایگزینی کامل	بعضی اوقات عملیات غیرطبیعی رخ می دهد مثلاً به جای اینکه سرعت کمتر شود افزایش می یابد.
زودتر	کاهش کمی	عملیات زودتر از زمان مقرر انجام می شود مثلاً پمپی زودتر از موعد مقرر به کار می افتد
دیرتر	افزایش کمی	عملیات دیرتر از زمان مقرر انجام می شود مثلاً پمپی دیرتر از موعد مقرر بکار می افتد

تعیین پارامترهای فرآیند از مهمترین نکات می باشد که از دستورالعمل های اجرایی بدست می آید.

در زیر لیستی از پارامترهای فرآیند و انحرافات ممکن جهت بررسی در مطالعه HAZOP آورده شده است.

جدول ۲-۱۶ پارامترهای فرایندی مطالعه Hazop

پارامترهای فرایند	انحراف
جریان	نبود جریان، جریان معکوس، جریان بیشتر، جریان بیش از حد، جریان کمتر
درجه حرارت	درجه حرارت بیشتر، درجه حرارت کمتر
فشار	فشار بیشتر، فشار کمتر
حجم	میزان تغییر سریعتر از حد مورد انتظار
ترکیب	جز A بیشتر جز B بیشتر، تغییر در ترکیب
PH	PH بیشتر، PH کمتر، تغییر سریع PH
سطح	سطح بیشتر، سطح کمتر
ولتاژ	افزایش ولتاژ، کاهش ولتاژ

اجرای درست روش HAZOP مستلزم بکارگیری درست این کلمات کلیدی می‌باشد، بنابراین معنی و کاربرد آنها باید بدرستی بوسیله تیم فهمیده شود. لازم است که لیست کاملی از انحراف‌ها را همیشه به همراه داشته باشید.

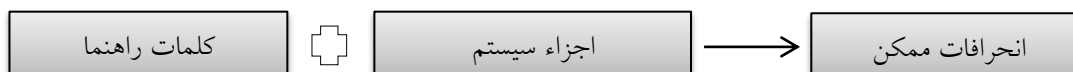
انحراف باید در ابتدا از نظر واقع‌بینانه بودن بررسی شود که آیا دلایل کافی وجود دارد که انحراف مورد نظر ممکن است اتفاق بیفتد. تیم تحقیق تصمیم می‌گیرد که کدام اتفاق احتمال رخداد پایینی دارد و اینکه در مقابل حوادثی با احتمال کم چه کاری باید انجام داد.

#### مشخص کردن اجرا:

هر جزئی از قسمت مورد بررسی که امکان تأثیرگذاری بر روی عملیات و ایمنی آن را دارد باید مورد بررسی قرار گیرد که می‌تواند شامل قطعات بکار رفته، فعالیت‌های انجام شده و حتی مواد بکار رفته در واحد مورد بررسی باشد.

تیم مطالعه HAZOP این وظیفه را بر عهده دارد که تصمیم بگیرد که چه اجرایی در بخش مورد مطالعه کاربرد دارند و چه فعالیت‌هایی باید مورد بررسی قرار بگیرند. ضروری است که اعضای تیم بر روی اهداف اولیه طراحی دقیق شوند تا بفهمند که این اجرا چگونه کار می‌کند چه چیزی ممکن است باعث بوجود آمدن انحراف در آنها شود.

از اقدام کلمات راهنما و اجزای سیستم یک جدول بوجود می‌آید که ممکن است تعدادی از آنها معقول و منطقی نباشند.



کلمات کلیدی											ترکیب پارامترها و اجزا
کندتر	تندتر	دیرتر	زودتر	بجای اینکه	برعکس	بعلاوه	بخشی از	کمتر از	بیش از	هیچ	

در این مرحله تیم تحقیق لیست خامی از انحرافات ممکن برای بخش‌های خاص از فرایند را بدست می‌آورد. رهبر تیم وظیفه دارد که برای هر یک از انحرافات مجموعه سوالات زیر را بپرسد سپس این اطلاعات را در جدول زیر قرار دهد.

جدول ۲-۱۷ سوالات فرآیندی برای یافتن انحرافات

بخش:	جزء:	پارامتر:
کلمه راهنما:		
ایا امکان پذیر است؟		
علت / علت ها		
پیامد ها		
سطح ریسک		
حفاظت های ایمنی		
چه اقداماتی باید انجام شود؟		

## ۲-۵-۶ مرحله ششم: بررسی علت ها

برای هر انحراف مهم از طریق فکر و بحث و تلاش می‌گردد تا زمینه دلایل ممکن، وقوع علت‌ها نظرات مختلفی ارائه گردد سپس همه‌ی سناریوهای انحراف از مقصود اصلی طراحی محاسبه می‌گردد.

در اینجا به سه نوع علل انحراف اشاره می کنیم:

۱. خطای انسانی: که ممکن است در اثر خطای اپراتور، طراح و یا افرادی که در محل کار می کنند اتفاق بیفتد.
۲. نقص تجهیزات: که ممکن است به صورت مکانیکی یا ساختاری باشد.
۳. عوامل بیرونی: عواملی که از بیرون از واحد بر روی عملیات تأثیر می گذارد و امکان بوجود آوردن خطر در واحد می شود مانند سیل، زلزله و عملیات خرابکاری و دزدی.

## ۲-۵-۷ مرحله هفتم: بررسی پیامدها

در این مرحله ابتدا همه پیامدهای احتمالی مربوط به هر علت بدون توجه به حفاظهای ایمنی شناسایی می گردد و شدت و وخامت پیامدهای ناشی از انحراف نیز تعیین خواهد شد. اهداف اولیه هروا این است که سناریویی را مشخص می کند که ممکن است به بروز حوادث و در نتیجه آن خسارت به دستگاهها و آسیب به نفرات شود. انجام چنین کاری نیازمند این است که در حقیقت تمام عواقب حاصله از عوامل آسیب رسان معقول و منطقی، بوسیله گروه مشخص شود که این امر دو هدف عمده را دنبال می کند:

۱. کمک به تراز ریسک
۲. کمک به اینکه آیا مشکل موجود در فرآیند ممکن است باعث بوجود آمدن خطر شود یا خیر

## تعیین شدت و وخامت ناشی از انحراف

برای رتبه بندی احتمال وقوع و میزان تاثیر رویدادهای بالقوه مخاطره آمیز و انجام اقدامات کنترلی در این مرحله خطرات شناسایی و طبقه بندی شدند. برای انجام این مرحله، ۲ پارامتر مشخص شد:

۱. احتمال وقوع یک حادثه
  ۲. شدت پیامد آن
- ماتریس مناسبی باید تهیه و هر رویداد از این دو جنبه با عباراتی مانند "کم"، "زیاد" و "متوسط" ارزیابی می شود. رویدادهایی با احتمال وقوع بالا و تأثیر زیاد در اولویت خاص قرار گرفته و نسبت به آنها مدیریت ویژه ای اعمال می گردد.

جدول ۱۸-۲ احتمال وقوع ریسک

احتمال وقوع	سطح ریسک	توصیف ریسک
مکرر $x > 10^{-1}$	A	به طور مکرر رخ می دهد.
محتمل $10^{-2} < X < 10^{-1}$	B	در طول عمر یک سیستم چندین بار رخ می دهد.
گاه به گاه $10^{-3} < X < 10^{-2}$	C	گاهگاهی در طول عمر سیستم رخ می دهد
خیلی کم $10^{-4} < X < 10^{-3}$	D	احتمال وقوع آن در طول عمر سیستم خیلی کم است.
بعید $10^{-4} < X$	E	احتمال وقوع آن در طول عمر سیستم انقدر پایین است که می توان آنرا صفر در نظر گرفت

جدول ۱۹-۲ رتبه بندی شدت پیامد ریسک

نوع ریسک	طبقه	تعریف
فاجعه بار	۱	مرگ و میر یا از بین رفتن سیستم
بحرانی	۲	جراحات، بیماری های شغلی و آسیب های وارده به سیستم شدید است.
مرزی	۳	جراحات، بیماری های شغلی و آسیب های وارده به سیستم کوچک است.
جزئی	۴	جراحات، بیماری های شغلی و آسیب های وارده به سیستم خیلی کوچک است.

در اثر ادغام دو جدول احتمال ریسک و شدت پیامد ریسک جدول زیر بدست می آید:

جدول ۲۰-۲ ساختار ماتریس ریسک

شدت ریسک / احتمال وقوع	فاجعه بار	بحرانی	مرزی	جزئی
	۱	۲	۳	۴
A (مکرر)	۱A	۲A	۳A	۴A
B (محتمل)	۱B	۲B	۳B	۴B
C (گاه به گاه)	۱C	۲C	۳C	۴C
D (خیلی کم)	۱D	۲D	۳D	۴D
E (بعید)	۱E	۲E	۳E	۴E

با توجه به جدول بالا میزان قابل قبول بودن یا غیر قابل بودن ریسک را می توان در جدولی نشان داد.



جدول ۲-۲۱ معیار تصمیم گیری در خصوص قابل قبول بودن یا غیر قابل قبول بودن ریسک

فرصت اصلاح	طبقه بندی ریسک	معیار ریسک
حداکثر ۶ ماه مهلت داریم تا میزان ریسک را به مرتبه قابل قبول کاهش دهیم	۱A, ۱B, ۱C, ۲A, ۲B, ۳A	غیر قابل قبول
حداکثر ۱۲ ماه مهلت داریم تا میزان ریسک به مرتبه قابل قبول کاهش دهیم	۱D, ۲C, ۲D, ۳B, ۳C	نامطلوب
روش های کنترل کارخانه باید تصحیح گردد	۱E, ۲E, ۳D, ۳E, ۴A, ۴B	قابل قبول ولی نیاز به تجدید نظر
نیازی به کاهش ریسک وجود ندارد	۴C, ۴D, ۴E	قابل قبول

## ۲-۵-۸ مرحله هشتم: ارائه روش های کنترلی

برای انحرافات که ممکن است پیامدهای خطرناکی داشته باشند، تلاش می شود تا روش های کنترلی مناسبی پیشنهاد شود. در ارائه روش های کنترلی از ایده های مختلف از قبیل موارد زیر استفاده می شود:

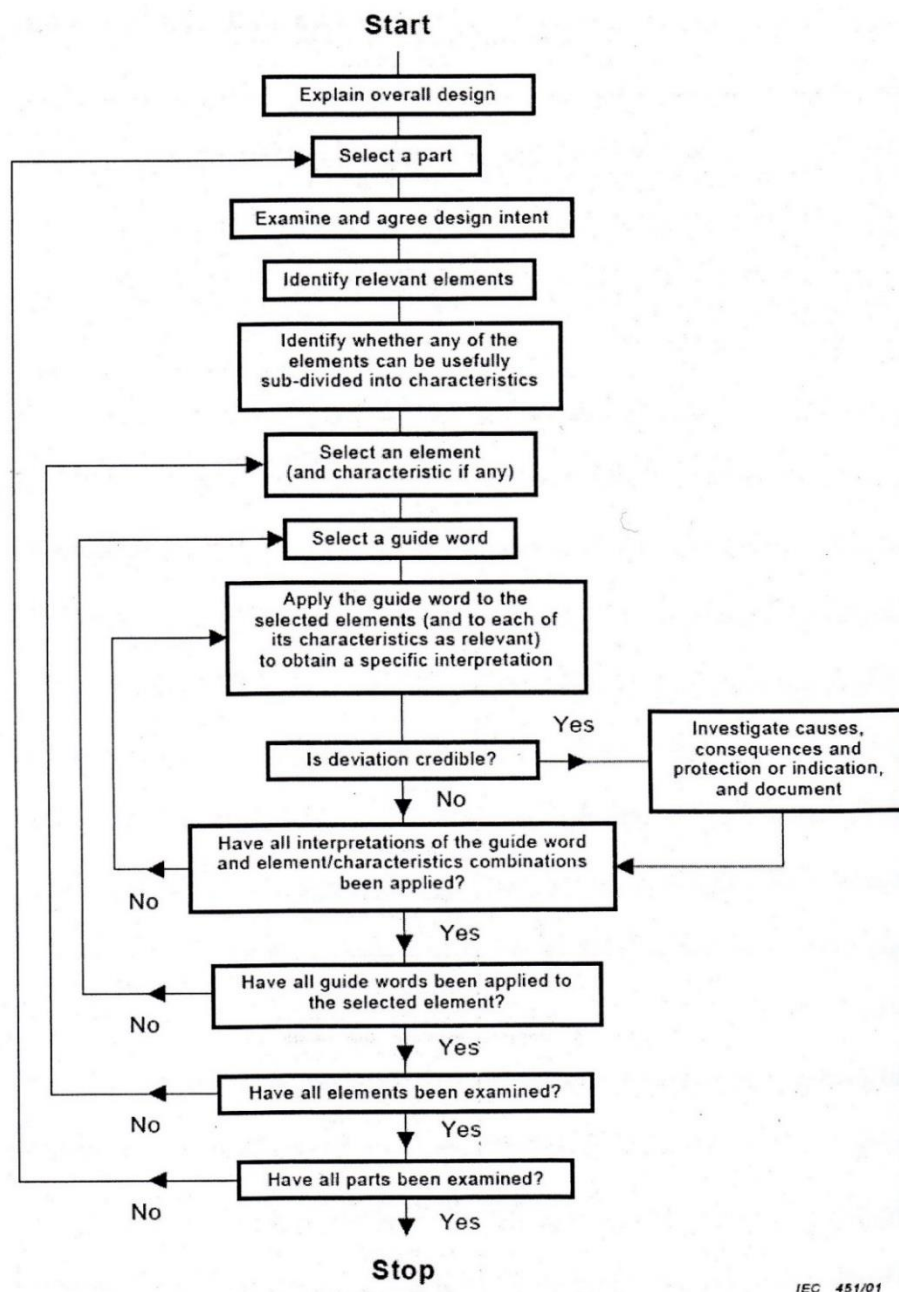
- تغییر فرآیند (مواد خام، ترکیب، آماده سازی و...)
- تغییر پارامترهای فرآیندی (درجه حرارت، فشار، میزان جریان و...)
- تغییر در طراحی محیط قیری کی (محوطه ساختمان و...)
- تغییر در امور عادی و روزمره

حفاظت های ایمنی را می توان بر اساس معیارهای زیر تعیین کرد:

۱. سیستم های ایمنی که به صورت مهندسی تهیه شده اند که از خروج مواد خطرناک و آتشگیر جلوگیری می کنند.
۲. سیستم های ایمنی که به صورت مهندسی تهیه شده اند که وجود مواد خطرناک و یا شعله را ردیابی و اعلام خطر می نمایند.
۳. سیستم های ایمنی که به صورت مهندسی تهیه شده اند که باعث تخفیف در اثرات حادثه می شوند.

## ۲-۵-۹ مرحله نهم: تکرار روش

پس از تکمیل تجزیه و تحلیل یک گره، گره‌های بعدی نیز تجزیه و تحلیل می‌شوند و این عمل تا زمان تجزیه و تحلیل کل کارخانه ادامه می‌یابد.



شکل ۲-۱۰ روند مطالعه یک گره

## ۲-۵-۱۰ مرحله دهم: نتیجه گیری

تجزیه و تحلیل HAZOP با تهیه گزارش مطالعه خاتمه خواهد یافت. علاوه بر آن ممکن است پیگیری‌های بیشتری نیز نیاز باشد. این مرحله ممکن است شامل ارتباط با مسئولین دیگر به منظور ارائه روش‌های کنترلی یا بسط بیشتر پیشنهادات ارائه شده در زمینه بهبود ایمنی باشد. در پایان رهبر تیم نتیجه مطالعات انجام شده را در جداول وارد می‌کند یا با استفاده از نرم-افزارها و خروجی‌های مورد نظر گرفته می‌شود.

## ۲-۶-۲ مروری بر مطالعات HAZOP انجام شده

### ۲-۶-۱ مطالعات در ایران

علویان، قوانینی و ضیاء رزاز در مطالعه ای تحت عنوان "مهندسی ایمنی و روش های انجام آن در شرکت های طراحی، مهندسی و نصب" به بررسی اصول مهندسی ایمنی و نحوه اجرای آن در شرکت ها فعال در زمینه نفت، گاز و پتروشیمی پرداخته‌اند. در این بررسی متغیرهای فرآیندی مانند دمت، فشار، سطح مایع، میزان جریان و... انتخاب شده و انحراف آنها از آنچه در طراحی مدنظر بوده، بررسی شده است. علل این انحراف‌ها، پیامدهای آن، خطرناک بودن پیامدها، اطمینان از کافی بودن تمهیدات باز دارنده و در نظر گرفتن تمهیدات موثرتر، با دقت مورد بررسی قرار گرفته است. آنها به این نتیجه رسیدند که بررسی HAZOP به تعبیری بررسی رسمی مدرک Diagram Instrument and Piping (P & ID) است تا:

۱- طراحی را بررسی کرده و مشاهده شود که انحراف متغیرهای فرآیندی به دلیل از کار افتادن یا کارکرد اشتباه دستگاهی می تواند خطری برای افراد در حال کار در کارخانه، عموم مردم و یا دستگاهی باشد.

۲- بررسی این که تمهیدات در نظر گرفته شده برای به حداقل رساندن پیامدهای خطر و جلوگیری از آن مناسب و کافی است.

۳- نقاط تلافی سامانه ایمنی با سامانه های دیگر کارخانه در نظر گرفته شود

۴- اطمینان از اینکه کارخانه می تواند بصورت ایمن راه اندازی راهبری و متوقف گردد.

بررسی ها نشان داده اند که پیشنهادهای ناشی از HAZOP ۴۰٪ مربوط به ایمنی و زیست محیطی و ۶۰٪ مربوط به راهبری کارخانه است (۳۳)

محمدیان در مقاله "شناسایی خطاهای انسانی به روش HAZOP" به عملکرد انسان که در بر گیرنده اعمال و رفتار اوست و تحت تاثیر عوامل مختلفی قرار دارد (که در عمل به آنها فاکتور های شکل دهنده عملکرد گویند) پرداخته است. این ها همان عواملی هستند که انسان ها را بسوی خطا سوق می دهند و در سه دسته کلی قرار می گیرند:

فاکتورهای خارجی:

شامل کلیه وضعیت هایی هستند که فرد با آنها مواجهه می شود و عبارتند از:

- شرایط وضعیتی (نظیر برنامه شیفت های کاری)
  - خصوصیات وظیفه و تجهیزات (فاکتورهایی که تنها در ارتباط با تجهیزات و وسایل هستند)
  - آموزش های شغلی (فاکتورهایی که نحوه انجام کار فرد را تحت تاثیر قرار می دهند)
- (ب) فاکتورهای داخلی:

این فاکتور های در رابطه با آموزش ها و تجربیات قبلی فرد در نحوه انجام کار می باشند. فاکتورهای دیگر این طبقه شامل مهارت، شخصیت، انگیزش و حالت روحی فرد در زمان انجام کار و شرایط فیزیکی اوست.

(ج) فاکتورهای استرس زا:

این فاکتورها به سختی قابل درک هستند و همین خاطر اغلب مورد غلظت واقع می شوند. آنها عواملی هستند که نحوه واکنش فرد در شرایط مخاطره زا را تحت تاثیر قرار می دهند. دو دسته مهم فاکتورهای استرس زا، عوامل روانی و فیزیولوژیکی می باشند (۳۱).

قهرمانی و همکارانش با استفاده از تکنیک HAZOP خطرات فرآیندی بخش شیرین سازی واحد تصفیه گاز را در یک شرکت پالایش گاز مورد بررسی و شناسایی قرار داده و ریسک را محاسبه کردند. بطور کلی ۳۸ مورد خطر شناسایی و ریسک آنها محاسبه شد که در این میان بیشترین ریسک محاسبه شده برابر ۶۰ است که مربوط به کاهش میزان درجه حرارت گاز قبل از واحد تصفیه و نقص سیستم های خنک کننده در دی اتانول آمین در گره مطالعاتی DE می باشد. کمترین ریسک نیز برابر ۱۲ بوده و مربوط به نقص پمپ در گره مطالعاتی DE می باشد.

باتوجه به معیار پذیرش ریسک پالایشگاه که معادل ۲۰۰ بود، کلیه خطرات شناسایی شده دارای ریسک در حد پایین بوده و نیازی به پیشنهاد یا طرح های مناسب جهت کاهش نداشتند (۳۴).

محمد فام و کیانفر در مطالعه ای به ارزیابی خطرات ایمنی، بهداشتی و زیست محیطی با استفاده از روش هارو در انبار نفت شرکت ملی پخش فرآورده های نفتی منطقه همدان پرداخته اند. هدف از این مطالعه معرفی یک رویکرد پیشگیرانه برای شناسایی خطرات و ارزیابی و کنترل خطرات ایمنی، بهداشتی و زیست محیطی در واحد مورد مطالعه بیان شده است. روش هارو به دلیل ساختار بندی بالا و یادگیری آسان به عنوان یکی از پر کاربرترین تکنیک های تحلیل خطرات در صنایع نفت محسوب می شود. در پایان این مطالعه ۱۱۸۰ خطر شناسایی شد. از این میان ریسک ۳۸/۱۳۶٪ خطرات شناسایی شده غیر قابل قبول بود. نتایج پژوهش نشان داد می که علت ۳۱/۳۵٪ از خطرات، خطای انسانی بوده است.

نصب pressure switch و flow switch بر روی خطوط دریافت فرآورده و اجرای برنامه های منظم تحلیل ریسک های ایمنی، بهداشتی و زیست محیطی از پیشنهاد های ارائه شده برای کاهش سطح ریسک خطرات شناسایی شده بود.

علیرضا در مطالعه ای به مطالعه موردی در واحد پرشورتر پالایشگاه نفت پارس با استفاده از روش هارو پرداخته است.

میراج و همکارانش نیز در مطالعه خطرات واحد آمونیاک پتروشیمی خراسان از روش هارو استفاده کردند. در این مطالعه به عنوان مکمل و نیز برای مقایسه از روش تحلیل درخت خطا هم استفاده شده است و در پایان نتایج به صورت پیشنهاداتی در راستای افزایش ایمنی واحد و کاهش ریسک مخاطرات بیان گردیده است.

در مطالعه ای توسط کسائی با عنوان "هارو و ضرورت اجرای آن در صنایع فرآیندی مواد شیمیایی" دو مطالعه موردی را مورد بررسی قرار گرفته است.

مطالعه موردی ۱:

مخزنی در حال پر شدن بوسیله یک خط تغذیه از قسمت دیگری از واحد عملیاتی بود. پمپ که جهت خالی کردن این مخزن استفاده می شد، خارج از سیستم، ولی خط برگشتی باز بود، هنگامی که مخزن تقریباً پر شد پیغام افزایش سطح مواد باعث بسته شدن شیر خودکار گردید. جریان معکوس فرآیند از طریق خط برگشتی باعث افزایش فشار در نشانگر پمپ به میزان ۴۵ psi گردید و نهایتاً پمپ منفجر شد. ظرفیت نهایی تحمل فشار در نشانگر پمپ ۴۵ psi بود. در این واحد عملیاتی مطالعه HAZOP انجام شود نتیجه گرفتند با بررسی جریان معکوس در مطالعه HAZOP از طریق خط برگشتی این امکان وجود دارد که از بروز این قبیل حوادث جلوگیری بعمل آید.

## مطالعه موردی ۲:

در یک برنامه تعمیراتی عملیات جوشکاری در مجاورت مخزنی حاوی پساب مایعات نفتی انجام شد. بنابراین مخزن مورد نظر تخلیه شده و با آب شستشو شد. پس از شروع کار جوشکاری هنگامی که جرقه ای بداخل این مخزن افتاد، ناگهان انفجار و آتش سوزی رخ داد. بروز این حادثه باعث تعجب افراد شد، چرا که با اقدامات انجام گرفته از نظر افراد مشغول به کار، مخزن عاری از هرگونه مواد نفتی بود. اما بازدید از مخزن پس از حادثه نشان داد که مواد نفتی در قسمت U شکل تانک باقی مانده و از نظر پرسنل دور مانده بود. با انجام مطالعه HAZOP این قسمت از واحد عملیاتی توانستند که الزامات ایمنی مورد نیاز این مخزن را جهت انجام تعمیراتی و نگهداری و خطرات احتمالی آن شناسایی کنند (۳۲).

بیژن هنرور و همکارانش بررسی ایمنی و ارزیابی مخاطرات با روش هارو و را در خشک کن های ترکیبی با منبع حرارتی جابجایی و تشعشعی انجام دادن.

در این مطالعه خشک کن به صورت یک مرحله در نظر گرفته شد و تعداد ۱۶ انحراف شناسایی گردید که برای کاهش و کنترل آن راهکارهایی ارائه گردید.

نظری و رشتچیان ارزیابی مخاطرات واحدهای VCM , NF پتروشیمی بندر امام با استفاده از روش HAZOP و تحلیل حادثه در پتروشیمی اراک را انجام دادند.

در این مطالعه موردی ابتدا سوالات ذیل را مطرح کردند.

- ۱\_ آیا مواد سمی منجر و یا آتشگیری در واحد وجود دارد؟
- ۲\_ آیا این مواد توانایی ایجاد مخاطره را دارند؟
- ۳\_ کدام اشتباه منجر به وقوع حادثه می شوند؟
- ۴\_ اگر حادثه ای به وقوع بپیوندد نتایج این حادثه بر روی کارکنان و یا مردمی که در بیرون از واحد زندگی می کنند چه خواهد بود؟
- ۵\_ چگونه میتوانیم از نتایج این حادثه ناگوار بکاهیم؟

راه کامل و هیچ برای پاسخ گفتن به این سوالات ارزیابی و تحلیل مخاطرات می باشد با اینحال یکی از بهترین راهنمای کاهش نتایج ناگوار حاصل از حوادث مخاطره آمیز طرح خالت بحرانی است یعنی تشخیص و ارزیابی این که چه حوادثی ممکن است رخ بدهد و تحلیل نتایج حاصل از این حوادث و تصمیم گیری برای مراحل اقدام فوری جهت جلوگیری از تصمیم حادثه و نهایتا کاهش نتایج ناگوار آن هم در داخل و هم در خارج از واحد امکان دارد.

در نهایت به این نتیجه رسیدند که برای داشتن برنامه ای موفق و دقیق باید مخاطرات موجود در واحد را شناسایی نمود که در این تحقیق از روش مطالعه خطر و عملیات بنام HAZOP استفاده کردند و واحدهای VCM و NF پتروشیمی بندر امام را مورد ارزیابی قرار دادند (۳۵).

رشادی در مطالعه‌ای تعمیم روش FMEA با دیدگاه فرآیندی بعنوان جایگزین HAZOP در فرآیندهای پیچیده را بررسی کرد.

ایشان در این مطالعه به معرفی تحلیل خرابی و پیامدهای FMEA پرداخته و نیازمندی‌ها و توانایی‌های آن را از سه دیدگاه مختلف با HAZOP مقایسه می‌کند.

سپس از آن با تصمیم نگاه جزنگر FMEA به کل فرآیند به تحلیل کمی انتقادپذیری در قسمت بارگیری و اختلاط یک واحد بازیافت LPG پرداخته و اجرای حساس کلیدی این شبکه پیچیده را شناسایی می‌کند.

بررسی نتایج این مورد نشان می‌دهد که روش FMEA با نگاه فرآیندی جایگزین توانایی برای HAZOP در تحلیل چنین سیستم‌هایی است (۳۶).

سختوتی و همکاران وی ضمن انجام مطالعه HAZOP در واحدی EO/EG مجتمع پتروشیمی اراک به نتایج ارزشمندی رسیدند.

در این مطالعه مجتمع پتروشیمی به ۱۶ گره تقسیم شده و پس از مطالعه و بررسی خطرات و ارزیابی راهکارها، ۱۲۱ پیشنهاد برای کنترل و کاهش خطرات ارائه شده است (۳۷).

## ۲-۶-۲ مطالعات در خارج از کشور

اسون دووا و همکاران وی طی مطالعه ای در سال ۲۰۰۵ ارتباط بین ترم افزارهای اولیه طراحی شده برای مدل های ریاضی، شبیه سازی و بازرسی از راکتورهای شیمیایی و متدهای عمومی را برای شناسایی خطرات و مطالعه ایمنی و عملکرد واحدها، مورد بحث و تبادل نظر قرار دادند. آنها تلاش کردند این وسیله ها را با مطالعه HAZOP جفت و جور کنند. هدف اصلی ارائه یک روش جدید برای تحقیق ایمنی بود. در کارشان یک آنالیز چند پارامترهای از یک سیستم مدل با واکنش حرارت زا در دو راکتور تانک هم زن پیوسته (CSTR) در مجموعه با پوشش های خنک کننده مورد استفاده قرار دادند. در اولین قسمت یک مدل ریاضی را از دو CSTR (راکتور تانک هم زن پیوسته) در مجموعه تنظیم کردند. مرحله بعدی آنالیز ایمنی بود که شامل آنالیز تعداد حالت های دائم و پایداری آنها، مطالعه عملیات ایمن و شرایط و جایگاه

راکتورهای را از یک حالت دائم به حالت دائم پیگیری می توانستند جابجا کنند. سپس مطالعات پارامترهای خطاهای میزان جریان واکنش کننده ها (اکسید پروپیلن با آب) و خنک کننده ها انجام گرفت. در پایان نتایج آنالیز ایمنی دوباره انجام شد و آنها مجدداً تمام احتمالات موجود از نتایج این مطالعه HAZOP را مورد بررسی قرار دادند (۳۸).

انتقال جرم و حرارت در یک راکتور غشائی غیر ایزوترمال در یک واکنش گرمازا، تابع دمت، فشار، دلی، نسبت تغذیه و میزان جریان تغذیه هستند و عواملی می باشند که توسط کامپیوتر شبیه سازی می شوند.

چسانتا و همکارانش در سال ۲۰۰۶ آنالیز جنبه های ایمنی ذاتی راکتور غشائی در شرایط کاری مختلف با استفاده از تکنیک HAZOP را مورد مطالعه قرار دادند (۳۹).

هایزنبرگ و همکارانش در سال ۲۰۰۶ در مطالعه انجام شده اظهار داشتند که خطر و روش HAZOP متغیرهای کمی اثبات شده ای هستند و فرآیند را به دو بخش تقسیم کرده و مدل های دینامیکی را بخش مجزای سازماندهی محسوب نمودند. آن مدل ها را در چارچوب روش HAZOP جهت تعیین مقدار انحراف از شرایط کاری نرمال مورد استفاده قرار دادند که ممکن بود به حوادثی تلخ منجر شوند و سپس طراحی ها مورد آزمایش قرار گرفت، تا اصلاح شده و شرایط ایمن واحدها ایجاد گردد (۴۰).

کاربرد آن برنامه ها می تواند بطور قابل توجه ای سطوح ایمنی را جهت آزمایش سیستماتیک انحراف از فرآیند افزایش دهد. ضمناً اثبات کردند که است طراحی ها را می توان با شاخص های ایمنی توسعه داد.

برلوسکنی و همکارانش در سال ۲۰۰۷ مطالعه مدل HAZOP یک واحد MTBE را با مدلسازی و نگاهی جدید مورد بررسی قرار دادند. آنها انتگرال گیری به روش ریاضی را با آنالیز HAZOP انجام دادند. آنالیز ارائه شده بر پایه مدل ریاضی یک واحد فرآیندی بود که از دو حالت آنالیز دائمی و شبیه سازی دینامیکی تشکیل شده بود (۴۱).

مزیت اصلی این انتگرال گیری توانایی اجرای جزئیات آنالیز ایمنی برای یک فرآیند پیچیده نسبی می باشد. ضمناً در چنین روشی این امکان وجود دارد که به صورت نمایشی از چند کانون خطر چشم پوشی کرد. همچنین ارائه چنین روشی زمان لازم را برای شناسایی خطرات فرآیندی بشدت کاهش می دهد (۴۱).

مانتو و همکاران وی در سل ۲۰۰۲ در خصوص آنالیز ریسک در کارخانه های راه اندازی شده مطالعه کردند.



این بررسی به مسائل مربوط به مدیریت و آنالیز خطر در کارخانه‌هایی فرآیندی از طریق شرکت‌های ساها و مهندسی می‌پردازد، مخصوصاً یک روش تحلیلی و جدید که انواع خطرات را در کارخانه‌ها شناسایی و مدیریت می‌کند. این تحقیق قادر است که از روش مطالعه خطر و عملیات HAZOP نقاط خطرساز و بحرانی را در کارخانه‌های راه اندازی شده را کشف و کنترل نماید (۴۲).

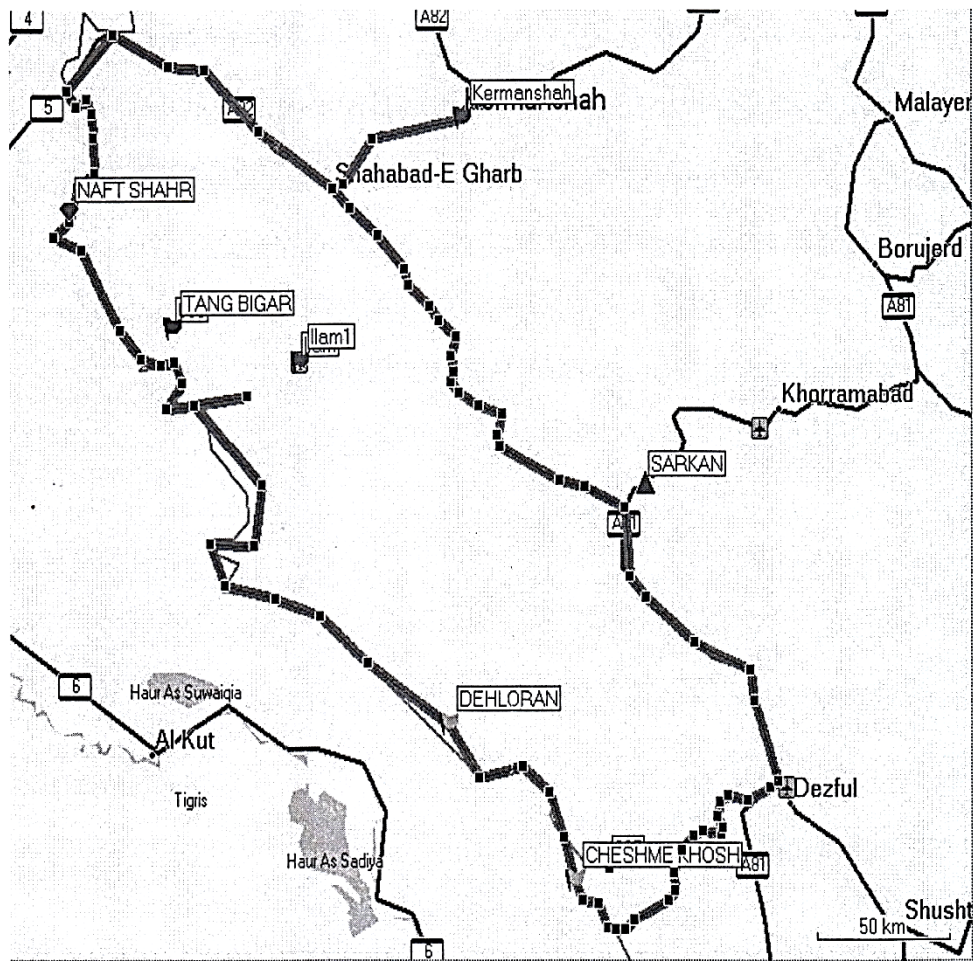
این مطالعه از هر دو HAZOP انسانی و فرآیندی شروع می‌شود و در ادامه یک تکنیک جدید HAZOP چند سطحی پیشنهاد می‌شود که این تکنیک خطرات پیشرفته‌بحرانی را شناسایی و نقاط خطر ساز را کنترل می‌کند. بعد از پیاده‌سازی HAZOP چند سطحی در یک کارخانه راه اندازی شده واقعی نسخه جدید تکنیک پیشنهاد می‌شود (۴۲).

مطالعه خودکار کردن تکنیک هارو و از طریق نرم‌افزار Expert Top توسط فسیل خان و همکارانش در سال ۲۰۰۰ مورد بررسی قرار گرفت. سیستم نرم افزار مذکور قادر به اجرای مطالعات HAZOP می‌باشد. این در حالی است که بطور چشمگیری هزینه‌ها را کاهش خواهد داد و به موازات آن دقت مطالعات خطر از حالت سنتی و قدیمی افزایش می‌یابد. از طریق تسهیلات خود پرداخت مطالعه HAZOP بسته نرم‌افزار TOP EXPRET بطور قابل ملاحظه‌ای می‌تواند ارزیابی ریسک مقدماتی صنایع فرآیندی و سایر صنایع را انجام دهد. بطور منظم موجب اصلاحات در کارایی تولید می‌شود و بطور معنی داری، خطرات صنایع را کاهش می‌دهد. آخرین دستاورد معنی دار این نرم افزار، به روز کردن است چرا که فراوانی حوادث صنعتی سالیان درازی موجب خسارات زیادی شده است که از طریق مطالعه عملیات و خطر HAZOP می‌توان جلوی این اتفاقات ناگوار را گرفت (۴۳).

## **۷-۲ واحد عملیاتی دهلران (مرکز بهره برداری دهلران)**

واحد عملیاتی دهلران، واحدهای تابعه شرکت بهره برداری نفت و گاز فری می باشد که این شرکت خود یکی از سه شرکت زیر مجموعه شرکت نفت مناطق مرکزی ایران در ساختار جدید شرکت ملی نفت ایران است و به صورت رسمی از ابتدای سال ۱۳۷۸ فعالیت خود را با تولید، فراورش و ارسال نفت و گاز به مبادی مصرف آغاز نمود. حوزه فعالیت این شرکت در حال حاضر در استان کرمانشاه، ایلام و لرستان می‌باشد، لیکن در آینده هر میدان نفت و کاری که در استان‌های غربی کشور به مرحله بهره برداری برسد در حیطه فعالیت این شرکت قرار خواهد گرفت. لازم به ذکر است ظرفیت تولید روزانه شرکت بهره‌برداری غرب در حال

حاضر ۱۶۵۰۰۰ شبکه نفت خام و ۷ میلیون متر مکعب گاز می باشد، همچنین چشم انداز تولید ۱۰ ساله شرکت ۴۴۰ هزار بشکه نفت و ۱۵ میلیون متر مکعب گاز می باشد.  
در نقشه زیر حوزه فعالیت این شرکت مشاهده می شود.



شکل ۲-۱۱ حوزه فعالیت شرکت بهره برداری نفت و گاز غرب

واحد بهره برداری دهلران در فاصله ۲۰ کیلومتری جنوب غرب شهرستان دهلران از واحد توابع استان ایلام قرار دارد، که با ظرفیت اسمی ۵۵ هزار بشکه در روز نفت تولیدی میدادیم دهلران و دانان را پس از فرآورش و شیرین سازی بوسیله یک خط لوله ۱۶ اینچ به طول ۵۲ کیلومتر به واحد نمک زدایی چشمه خوش پمپاژ و اریال می نماید.

## ۲-۷-۱ شرح فرآیند واحد عملیاتی دهلران

ورود نفت میدان دهلران به واحد (نقشه‌های شماره ۲۰۰۲-PI-PU-۰۰۰-CP-DH-۵۳-۲۸۷ SH ۱,۲)

نفت میدان دهلران وارد چند راهه ورودی دهلران می‌گردد و از آنجا به واحد بهره‌برداری هدایت می‌شود.

۴ اتصال نیز بر روی چند راهه ورودی جهت توسعه آینده در نظر گرفته شده است. بر روی کلیه مجریانی شیر قطع و وصل جریان وجود دارد که این شیرها با عمل نمودن کلید سطح بسیار بالای فشار و یا سطح بسیار بالای مایع در تفکیک‌گر مرحله اول (DH-PV-۲۰-۰۱) بسته شده و مانع از افزایش فشار در داخل واحد می‌گردد. بعلاوه فعال شدن کلید سطح بسیار بالای مایع واقع بر Production Tank (DH-TK-۲۰-۰۱) نیز باعث بسته شدن شیر ای قطع و وصل روی خطوط ورودی می‌شود. در صورت وجود هرگونه نشتی در سیستم، فشار خط کاهش می‌یابد و با عمل نمودن کلید سطح پایین فشار، شعرهای ورودی بسته می‌شوند. همچنین در صورت فعال شدن کلید سطح بالای فشار بر روی خطوط جریانی نیز فرمان بسته شدن شیرهای ورودی صادر خواهد شد.

بر روی هر یک از خطوط جریانی یک شیر کنترل جریان وجود داشته که میزان جریان ورودی به واحد را کنترل می‌نماید. نقطه تنظیم المان کنترلی جریان بوسیله المان کنترل سطح مخزن DH-TK-۲۰-۰۱ قابل تغییر می‌باشد.

اتصالات به گونه ای در نظر گرفته شده که نفت هر یک از ورودی‌ها برای آزمایش می‌تواند به صورت جداگانه به "DH-PV-۱۴-۰۱ جداکننده آزمایش" هدایت گردد.

تفکیک‌گر مرحله اول دهلران (نقشه شماره ۲۰۰۳-PI-PU-۰۰۰-CP-DH-۵۳-۲۸۷)

نفت خروجی از چند راهه واحد دهلران توسط یک خط لوله ۱۶ اینچ وارد تفکیک‌گر مرحله اول به شماره می‌گردد.

به منظور جداسازی بهتر آب از نفت به خط ورودی جدا کننده مرحله اول. ماده شیمیایی دمولسیفایر و جهت کنترل خوردگی ماده شیمیایی ضد خوردگی و همچنین ماده شیمیایی باز دارنده تشکیل واکس آسفالت تزریق می‌شود این ظرف جهت جداسازی و نفت دارای تیغه (baffle) بوده و فشار عملیاتی آن ۲۱ barg می‌باشد.

در این تفکیک‌گر گاز همراه نفت، آب آزاد و نفت از یکدیگر جدا می‌گردند.

پس از راه اندازی واحد تقویت فشار گاز خروجی از (DH-PV-۲۰-۰۱) جهت جمع‌آوری به واحد فشار افزایش ارسال می‌گردد ولیکن تا قبل از احداث و راه اندازی واحد فشار افزایشی، گاز تولیدی به سیستم مشعل سوز ارسال می‌گردد.

فشار این ظرف توسط شیر کنترل فشار DH-PV-۲۰۰۳B که روی خط خروجی گاز نصب شده، کنترل می‌گردد.

در ضمن بر روی جدا کننده یک عدد PT قبل از PV-۲۰۰۳۰B نصب شده که در صورتیکه گاز نتواند به واحد فشار افزایش وارد گردد و فشار این خط و جدا کننده بالاتر از مقدار مشخص شده (سطح H) برسد. توسط شیر کنترل فشار DH-PV-۲۰۰۳۰A به مشعل هدایت گردد.

همچنین روی این جدا کننده DH-PV-۲۰-۰۱ یک کلید سطح بسیار بالای مایع (DH-LSHH-۲۰۰۳۰A) وجود دارد که هنگامیکه سطح مایع در ظرف به نقطه تنظیم کلی DH-LSHH-۲۰۰۳۰ برسد ضمن فعال شدن آلارم مربوطه در اتاق کنترل، فرمان ESD صادر شه و شیرهای ورودی به چند راهه دهلران بسته می‌شوند.

هنگامیکه فشار داخل ظرف به نقطه تنظیم کلید بسیار بالای فشار (DH-LSHH-۲۰۰۳۰) برسد ضمن فعال شدن آلارم مربوطه، فرمان ESD صادر شده و شیرهای ورودی به چند راهه دهلران بسته می‌شوند.

جهت حفاظت جداکننده مرحله اول (DH-PV-۲۰-۰۱) در برابر فشار دو عدد شیر ایمنی به شماره های DH-PSV-۲۰۰۳۰ و DH-PSV-۲۰۰۳۱ که یکی از آنها در سرویس و دیگری یدک می باشد، بر روی جدا کننده تعبیه شده. یک عدد تعیین کننده اختلاف فشار به شماره DH-PDT-۲۰۰۳۱ جهت نشان دادن افت فشار Demister Pad بالای ظرف بکار رفته است.

جهت جداسازی نفت از آب تصفیه (baffler) استفاده شده و نفت سرریز شده از تیغه (ffleBa)، در سمت دیگر ظرف جمع‌آوری و توسط یک خط لوله ۱۰" به تفکیک گر مرحله دوم فرستاده می‌شود.

سطح نفت در بخش مربوط به جداسازی نفت توسط نمایش دهنده سطح DH-LIC-۲۰۰۳۱ و شیر کنترل سطح شماره DH-LV-۲۰۰۳۱ کنترل می‌شود. در صورت کاهش سطح نفت، کلید سطح بسیار پایین شماره DH-LSLL-۲۰۰۳۰ عمل نموده و ضمن فعال شدن آلارم

مربوطه در اتاق کنترل، فرمان ESD صادر و شیر قطع و وصل شماره DH-ESDV-۲۰۰۳۰ جهت جلوگیری از ورود گاز به خط لوله نفت بسته می شود.

همچنین سطح مشترک آب و نفت در سما دیگ Baffle توسط نمایش دهنده سطح شماره DH-LIC-۲۰۰۳۲ کنترل می گردد و هنگامی که سطح مشترک آب و نفت به نقطه تنظیم کلید سطح بسیار پایین مایع (DH-LSLL-۲۰۰۳۱) برسد ضمن فعال نمودن آلارم مربوطه، شیر کنترل سولونئیددار شماره DH-LV-۲۰۰۳۲ جهت جلوگیری از خروج نفت بسته می شود.

آب جدا شده از نفت، تحت کنترل شیر شماره DH-LV-۲۰۰۳۲ به هدر جمع آوری آب های آلوده فرستاده می شود.

در صورت توقف اضطراری واحد و نیاز به تخلیه فشار کل واحد یک شیر تخلیه اضطراری (DH-BDV-۲۰۰۳۱) جهت تخلیه گاز به مشعل در نظر گرفته شده است. جهت کنترل خوردگی Corrosion probe و Corrosion coupon بر روی خط ورودی نفت به تفکیک گر و نفت خروجی از تفکیک گر نصب می شود.

#### تفکیک گر دانان (نقشه شماره ۰۰۴-PU-PI-۰۰۰-DH-CP-۰۵۳-۲۸۷)

نفت تولیدی میدان دانان توسط یک خط لوله ۸ اینچ وارد تفکیک گر مرحله دانان به شماره (DH-PV-۲۰۰۰۴) می گردد. دFی نفت ورودی از دانان توسط (DH-FIC-۲۰۰۰۴) و (DH-FV-۲۰۰۰۴) کنترل می شود. به منظور جداسازی بهتر آب از نفت به خط ورودی به ظرف (DH-PV-۲۰۰۰۴) ماده شیمیایی دمولسیفایر و جهت کنترل خوردگی ماده شیمیایی ضد خوردگی و همچنین ماده شیمیایی باز دارنده تشکیل واکس و آسفالت تزریق می شود این ظرف جهت جداسازی آب و نفت دارای تیغه (Baffle) بوده و فشار عملیاتی آن barg می باشد. در این تفکیک گر گاز همراه نفت آب آزاد و نفت از یکدیگر جدا می گردند.

پس از راه اندازی واحد تقویا فشار گاز خروجی از (DH-PV-۲۰۰۰۴) جهت جمع آوری به واحد فشار افزایی ارسال می گردد که در این سایت فشار این ظرف توسط شیر کنترل فشار DH-PV-۲۰۰۴۳B که روی خط خروجی گاز نصب شده کنترل می گردد. در ضمن بر روی جدا کننده یک عدد PT قبل از DH-PV-۲۰۰۴۳B نصب شده که در صورتیکه گاز نتواند به واحد فشار افزایش وارد گردد، توسط شیر کنترل فشار DH-PV-۲۰۰۴۳A به مشعل هدایت گردد.

همچنین روی این جدا کننده (DH-PV-۲۰-۰۰۴) یک کلید سطح بسیار بالای مایع (DH-۲۰۰۴۰-LSHH) وجود دارد که هنگامیکه سطح مایع در ظرف به نقطه تنظیم کلید DH-۲۰۰۴۰-LSHH برسد ضمن فعال شدن آلامر مربوط در اتاق کنترل، فرمان ESD صادر شده و شیر ورودی به چند راهه بسته می شوند.

هنگامی که فشار داخل ظرف به نقطه تنظیم کلید بسیار بالای فشار (DH-PSHH-۲۰۰۴۰) برسد ضمن فعال شدن آلامر مربوطه، فرمان ESD صادر شده و شیرهای ورودی به چند راهه بسته می شوند.

جهت حفاظت جدا کننده DH-PV-۲۰-۰۰۴ در برابر فشار دو عدد شیر ایمنی به شماره های DH-PSV-۲۰۰۴۱ و DH-PSV-۲۰۰۴۰ که یکی از آنها در سرویس و دیگری یدک می-باشد، بر روی جداکننده تعبیه شده است. یک عدد تعیین کننده اختلاف فشار به شماره DH-PDT-۲۰۰۴۱ جهت نشان دادن افت فشار Demister Pad بالای ظرف بکار رفته است. جهت جداسازی نفت از آب از تصفیه baffler استفاده شده و نفت سر ریز شده از تیغه (Baffle)، در سمت دیگر ظرف جمع آوری و توسط یک خط لوله ۶" به تفکیک گر مرحله دوم فرستاده می شود.

سطح نفت در بخش مربوط به جداسازی نفت توسط نمایش دهنده سطح DH-LIC-۲۰۰۴۱ و شیر کنترل سطح شماره DH-LV-۲۰۰۴۱ کنترل می شود. در صورت کاهش سطح نفت، کلید سطح بسیار پایین شماره DH-LSLL-۲۰۰۴۱ عمل نموده و ضمن فعال شدن آلامر مربوط در اتاق کنترل، فرمان ESD صادر و شیر قطع و وصل شماره DH-ESDV-۲۰۰۴۱ جهت جلوگیری از ورود گاز به خط لوله نفت بسته می شود.

همچنین سطح مشترک آب و نفت به نقطه تنظیم کلید سطح بسیار پایین مایع (DH-LSLL-۲۰۰۴۰) برسد ضمن فعال نمودن آلامر مربوطه، شیر کنترل سولونئیددار شماره DH-LV-۲۰۰۴۲ جهت جلوگیری از خروج نفت بسته می شود.

آب جدا شده از نفت، تحت کنترل شیر شماره DH-LV-۲۰۰۴۲ به هدر جمع آوری آب های آلوده فرستاده می شود.

جهت کنترل خوردگی Corrosion probe و Corrosion coupon بر روی خط ورودی نفت به تفکیک گر و نفت خروجی از تفکیک گر نصب می شود.

## تفکیک گر مرحله دوم (نقشه شماره ۲۸۷-۵۳-DH-CP-۰۰۰-PU-PI-۰۰۵)

نفت خروجی از تفکیک گر مرحله اول دهلران وارد تفکیک گر مرحله دوم (DH-PV-۲۰-۰۲) می گردد. فشار عملیاتی این ظرف ۹barg می باشد و جهت جداسازی آب و نفت از تیغه (Baffle) استفاده شده است.

در این تفکیک گر نیز گاز همراه نفت، آب آزاد و نفت از یکدیگر جدا می گردند. گاز خروجی از DH-PV-۲۰-۰۲ پس از راه اندازی واحد فشار افزایش جهت جمع آوری به واحد فشار افزایش ارسال می گردد ولی تا قبل از راه اندازی این واحد گاز خروجی به سمت مشعل سوز ارسال می گردد.

فشار این ظرف توسط شیر کنترل فشار DH-PV-۲۰۰۵۲B که روی خط خروجی گاز نصب شده، کنترل می گردد.

در ضمن روی جداکننده و قبل از DH-PV-۲۰۰۵۰ یک عدد PT نصب شده که در صورتیکه گاز خروجی از ظرف نتواند به واحد فشار افزایش وارد گردد، توسط شیر کنترل فشار DH-PV-۲۰۰۵۲A به مشعل هدایت شود.

همچنین بر روی DH-PV-۲۰-۰۲ یک کلید سطح بسیار بالای مایع (DH-LSHH-۲۰۰۵۰) وجود دارد که هنگامیکه سطح مایع در ظرف به نقطه تنظیم آن برسد ضمن فعال نمودن آلارم مربوطه در اتاق کنترل، فرمان ESD صادر نموده و شیر قطع و وصل DH-E-۲۰۰۱۷ بسته می گردد.

هنگامیکه فشار داخل ظرف به نقطه تنظیم کلید بسیار بالای فشار (DH-PSHH-۲۰۰۵۰) برسد ضمن فعال شدن آلارم مربوط در اتاق کنترل، فرمان ESD صادر شده و شیر DH-ESDV-۲۰۰۳۰ بسته می شود.

جهت حفاظت جدا کننده DH-PV-۲۰-۰۲ در برابر فشار دو عدد شیر ایمنی (DH-PSV-۲۰۰۵۰ و DH-PSV-۲۰۰۵) که یکی از آنها در سرویس و دیگری یدک می باشد، روی این ظرف تعبیه شده است. DH-PDT-۲۰۰۰۵۱ جهت نشان دادن افت فشار DemisterPad بالای جدا کننده بکار رفته است.

جهت جداسازی نفت از آب از تیغه (Baffle) استفاده شده و نفت سرریز شده از تیغه (flebafe) که در بخش مربوط به نفت جمع آوری شده، توسط یک خط لوله ۱۰" به تفکیک گر مرحله سوم هدایت می شود.

سطح نفت در این قسمت توسط نمایش دهنده سطح شماره ۲۰۰۵۱-DH-LIC و شیر کنترل شماره ۲۰۰۵۱-DH-LV کنترل می شود. در صورت کاهش سطح نفت، کلید سطح بسیار پایین مایع (۲۰۰۵۱-DH-LSSL) عمل نموده و ضمن فعال شدن آلارم مربوطه در اتاق کنترل، فرمان ESD صادر و شیر قطع و وصل شماره ۲۰۰۵۱-DH-ESDV جهت جلوگیری از ورود گاز به خط لوله نفت بسته می شود.

همچنین سطح مشترک آب و نفت در سما دیگ تیغه (Baffle) توسط نمایش دهنده سطح شماره ۲۰۰۵۰-DH-LIC و شیر کنترل ۲۰۰۵۰-DH-LV کنترل می گردد. هنگامیکه سطح مشترک آب و نفت به نقطه تنظیم کلید بسیار پایین مایع (۲۰۰۵۰-DH-LSSL) برسد ضمن فعال نمودن آلارم مربوطه، شیر کنترل ۲۰۰۵۰-DH-LV جهت جلوگیری از خروج نفت بسته می شود.

آب جدا شده از نفت، تحت کنترل شیر شماره ۲۰۰۵۰-DH-LV به هدر جمع آوری آب های آلوده فرستاده می شود. همچنین یک خط کنار گاز نیز برای این ظرف در نظر گرفته شده است.

نفت خروجی از تفکیک آزمایشی نیز به ورودی جدا کننده مرحله دوم (۲۰۰۰۲-DH-PV) ارسال می گردد. جهت کنترل خوردگی Corrosion Pobe و Corrosion coupon بر روی خط نفت خروجی از تفکیک گر مرحله دوم نصب می شود.

#### تفکیک گر مرحله سوم (نقشه شماره ۰۰۶-PU-PI-۰۰۰-DH-CP-۵۳-۲۸۷)

نفت خروجی از تفکیک گر مرحله دوم به همراه نفت تفکیک گردانان وارد تفکیک گر دو فازی مرحله سوم (۲۰۰۰۳-DH-PV) می گردد.

نفت به Spec نرسیده در تانک محصول نامرغوب (۲۰۰۰۲-DH-TK) جمع آوری می شود و توسط پمپ به ورودی این تفکیک گر جهت فرآورش مجدد ارسال می گردد. فشار عملیاتی این جداکننده ۳.۵ brag می باشد. در این تفکیک گر نفت و گاز همراه نفت از یکدیگر جدا می گردند.

گاز خروجی از جداکننده مرحله سوم (۲۰۰۰۳-DH-PV) به واحد فشار افزایش ارسال می گردد.

فشار این ظرف توسط شیر کنترل فشار شماره ۲۰۰۶۰B-DH-PV که روی خط خروجی گاز نصب شده است، کنترل می گردد.



در صورتیکه گاز نتواند به واحد فشار افزایش وارد گردد، از طریق شیر کنترل فشار شماره DH-PV-۲۰۰۶۰A به مشعل هدایت می‌گردد. این شیر کنترل از طریق ارسال سیگنال از طرف TP نصب شده روی جدا کننده، عمل می‌کند.

مایع خروجی از ظرف، توسط پمپهای DH-P-۲۰-۰۱A/B به مبدل حرارتی نفت هدایت می‌گردد.

جریان خروجی از پمپ، توسط شیر کنترل شماره DH-FV-۲۱۱۰ که در ورودی برج DH-PV-۲۱-۰۱ تعبیه شده کنترل می‌شود. شیر موردنظر از کنترل DH-FIC-۲۱۱۰ فرمان می‌گیرد. از سوی دیگر DH-LIC-۲۰۰۶۱ نصب شده بر روی جداکننده، ضمن کنترل سطح مایع، نقطه تنظیم DH-FIC-۲۱۱۱۰ را نیز تغییر می‌دهد.

کلید سطح بسیار پایین مایع (DH-LSLL-۲۰۰۶۱) واقع روی جداکننده، هنگامیکه سطح مایع به نقطه تنظیم آن برسد، ضمن صدور فرمان ESD، موجب خاموش شدن پمپهای DH-P-۲۰-۰۱A/B می‌شود. آلامر مربوطه نیز در اتاق کنترل فعال می‌گردد. به همین ترتیب کلید سطح بسیار بالای مایع DH-LSHH-۲۰۰۶۰ هنگامی که سطح مایع داخل ظرف از نقطه تنظیم آن بالاتر رود، ضمن فعال نمودن آلامر مربوطه در اتاق کنترل، فرمان ESD صادر نموده و موجب بسته شدن شیرهای قطع و وصل (DH-ESDV-۲۰۰۵۱) و (DH-ESDV-) (۲۰۰۴۱)، جهت جلوگیری از ورود نفت، می‌گردد.

با بالاتر رفتن فشار ظرف از فشار نقطه تنظیم آن، کلید بسیار بالای فشار (DH-PSHH-۲۰۰۶۰) ضمن فعال نمودن ESD، موجب بسته شدن جریانهای ورودی به ظرف (بسته شدن شیرهای DH-ESDV-۲۰۰۵۱ و DH-ESDV-۲۰۰۴۱) شده و آلامر مربوطه نیز در اتاق کنترل فعال می‌شود.

دو عدد شیر ایمنی (DH-PSV-۲۰۰۶۱ و DH-PSV-۲۰۰۶۰) که یکی از آنها در سرویس و دیگری یدک می‌باشد، برای ایمنی ظرف در برابر افزایش بیش از حد فشار در نظر گرفته شده است. DH-PDT-۲۰۰۶۱ جهت نشان دادن افت فشار Demister Pad بالای ظرف بکار رفته است.

جهت کنترل خوردگی Corrosion coupon و Corrosion Probe بر روی خط نفت خروجی از این تفکیک‌گر تعبیه می‌گردد.

### تفکیک گر آزمایشی (نقشه شماره ۰۰۷-PU-PI-۰۰۰-DH-CP-۵۳-۲۸۷)

نفت کلیه خطوط لوله ورودی به چند راهه می‌تواند، توسط تفکیک گر آزمایشی (DH-PV-۱۴-۰۱) مورد آزمایش قرار می‌گیرد. نفت ورودی توسط یک خط لوله ۸" وارد این تفکیک گر می‌گردد.

به منظور جدا سازی بهتر آب از نفت در داخل این تفکیک‌گر، به خط و ورودی به ظرف ماده شیمیایی دمولسیفایر و جهت کنترل خوردگی ماده شیمیایی ضدخوردگی و همچنین ماده باز دارنده تشکیل واکس و آسفالت تزریق می‌شود.

این ظرف جهت جداسازی آب و نفت دارای تیغه (Baffle) بوده و فشار عملیاتی آن ۲۱brag می‌باشد. در این تفکیک‌گر گاز همراه نفت، آب آزاد و نفت از یکدیگر می‌گردند. گاز خروجی از این کننده (DH-PV-۱۴-۰۱) به واحد فشار افزایش ارسال می‌گردد.

فشار این ظرف توسط شیر کنترل فشار DH-PV-۱۴۰۷۰B که روی خط خروجی گاز نصب شده، کنترل می‌شود.

در صورتیکه جریان گاز ارسالی به ایستگاه تقویت فشار کم یا قطع گردد، از طریق شیر کنترل فشار DH-PV-۱۴۰۷۰A که از PT نصب شده در مسیر خروجی از جدا کننده گاز فرمان می‌گیرد، کنترل انجام شده و گاز به مشعل هدایت می‌شود.

حداکثر سطح مایع، توسط کلیه سطح بسیار بالای مایع (DH-LSHH-۱۴۰۰۱) اندازه گیری شده و ضمن فعال شدن فرمان ESD که موجب بسته شدن شیر ورودی چاه مورد آزمایش می‌گردد، آلام آن نیز در اتاق کنترل فعال می‌گردد.

سطح نفت در سمت راست تیغه DH-LIC-۱۴۰۷۱ و شیر کنترل DH-LV-۱۴۰۷۱ کنترل می‌گردد. در صورت کاهش سطح نفت کلید سطح بسیار پایین DH-LSLL-۱۴۰۷۱ عمل نموده و ضمن فعال شدن آلام مربوطه در اتاق کنترل، فرمان ESD صادر شده و شیر قطع و وصل DH-ESDV-۱۴۰۷۱ جهت جلوگیری از ورود گاز به خط لوله‌ی نفت بسته می‌شود. سطح مشترک آب و نفت توسط DH-LIC-۱۴۰۷۳ و شیر کنترل DH-LV-۱۴۰۷۳، کنترل می‌شود.

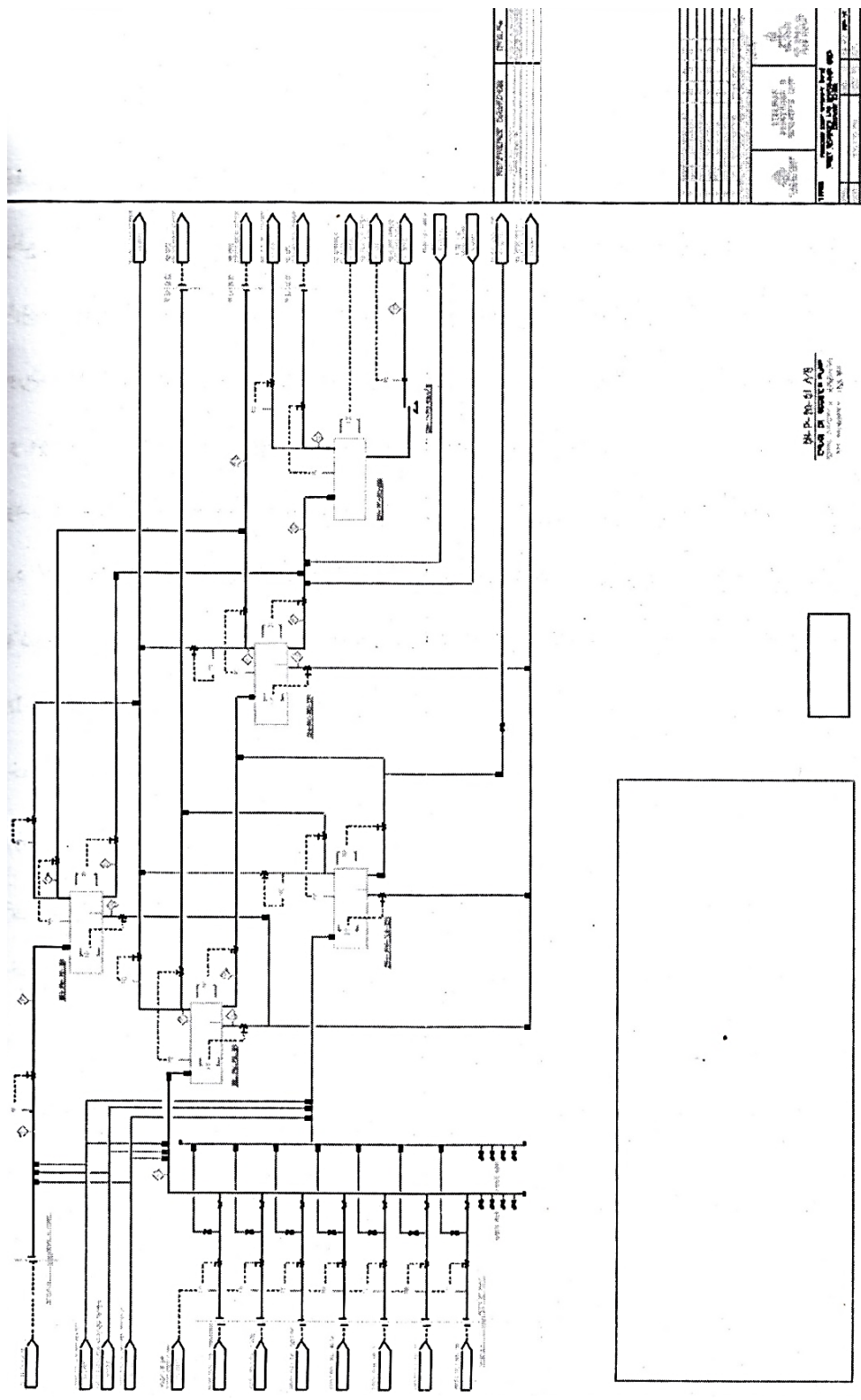
کلیدهای سطح بسیار پایین مایع (DH-LSLL-۱۴۰۷۱ و DH-LSLL-۱۴۰۷۰) در دو قسمت مایع در ظرف DH-PV-۱۴-۰۱، ضمن فعال کردن ESD به ترتیب موجب بسته شدن DH-ESDV-۱۴۰۷۱ و DH-LV-۱۴۰۷۳ می‌شوند. آلام مربوط به هر یک از کلیدهای مذکور نیز در اتاق کنترل فعال می‌شود.

در مواقع اضطراری و نیاز به تخلیه فشار، شیر تخلیه اضطراری DH-BDV-۱۴۰۷۲، فرمان ESD صادر شده و موجب بسته شدن شیر ورودی چاه مورد آزمایش می گردد. آلامر مربوطه نیز در اتاق کنترل فعال می شود.

دو عدد PSV (DH-PSV-۱۴۰۷۱ و DH-PSV-۱۴۰۷۰) جهت حفاظت ظرف در برابر افزایش فشار در نظر گرفته شده است که یکی از آنها در سرویس و دیگری یدک می باشد. DH-PDT-۱۴۰۷۰ جهت نشان دادن افت فشار Demister Pad بالای ظرف بکار رفته است.

روی خطوط جریان خروجی نفت و گاز و آب آزاد، وسیله اندازه گیری دبی نصب شده است تا شدت جریان هر یک مورد سنجش قرار گیرد. نفت خروجی از ظرف به ورودی مخزن DH-PV-۲۰-۰۲ هدایت می شود. آب خروجی نیز به شبکه جمع آوری آبهای آلوده ارسال می گردد.

روی خط لوله خروجی نفت یک مسیر برای انتقال نفت به تانک Off-Spec وجود دارد.



شکل ۲-۱۲ نقشه PFD مرکز بهره برداری دهلران

## **فصل سوم**

### **مواد و روش ها**

## ۳-۱ مواد و اطلاعات

در این مطالعه داده ها و اطلاعات خام مورد استفاده شامل نقشه ها می باشد که این نقشه ها پس از بررسی و انجام مطالعه هازوپ خروجی ارزیابی ریسک مورد نظر را برای ما خواهد داشت که در پایان نتایج حاصل در نرم افزار هازوپ ثبت شده و تحلیل می شود.

## ۳-۱-۱ نقشه ها

نقشه های مورد استفاده در این تحقیق شامل نقشه های جانمایی، نقشه موقعیت واحد بهره برداری دهلران و سایر نقشه های فرایندی از جمله نقشه های P&ID و PFD می باشد.

## ۳-۲ معرفی نرم افزارها

شناسایی مخاطرات یکی از مهم ترین مراحل در اجرای مدیریت ریسک می باشد. بنابراین به منظور شناسایی سریع و دقیق مخاطرات، استفاده از نرم افزارهای مرتبط در این زمینه توصیه می شود. از جمله این نرم افزارها می توان به موارد ذیل اشاره کرد:

PHA WORKERS

PHA-Pro

HAZOP+۲

Lihoutech

## ۳-۳ شرح کار نرم افزار PHA-Pro

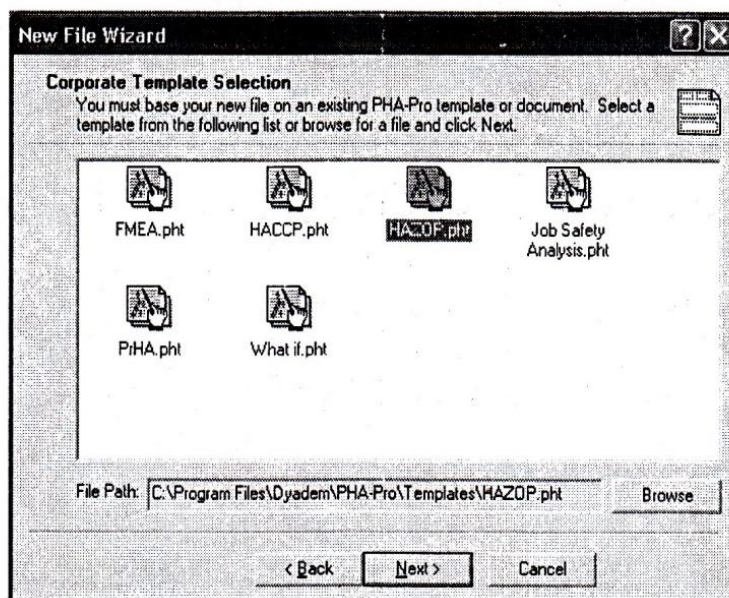
نرم افزار مورد استفاده در این بررسی نرم افزار PHA-Pro ویرایش ۶ است که این نرم افزار محصول شرکت کانادایی Dyadem است. هدف از شناسایی مخاطرات توسط نرم افزار PHA-Pro، دستیابی به محیز بی نظیر پرونده سازی کاربرگ ها همچنین استفاده از اطلاعات فنی و Safety engineering موجود در کتابخانه نرم افزار می باشد. در صورت عدم استفاده از چنین نرم افزاری، سرعت مطالعه کاهش یافته و دسترسی به اطلاعات و تجربیات فنی موجود در نرم افزار، میسر نخواهد بود. از دیگر نکات برجسته این نرم افزار امکان ذخیره سازی تجربیات سایر پروژه ها در کتابخانه آن می باشد.

### ۳-۳-۱ هدف گذاری

منظور از هدف گذاری، تعیین وضعیت شروع کار با نرم افزار می باشد که شامل وارد نمودن اطلاعات مجری، انتخاب روش شناسایی مخاطرات، تعیین افراد گروه در یک فایل جدید خواهد بود.

### ۳-۳-۲ انتخاب روش شناسایی مخاطرات

با فشردن دکمه Next در صفحه نمایش، وارد صفحه انتخاب روش شناسایی مخاطرات خواهیم شد. کاربر روش Hazop را انتخاب نموده و در این لحظه دکمه ی Next روشن خواهد شد. با فشردن دکمه وارد مرحله بعد خواهیم شد.



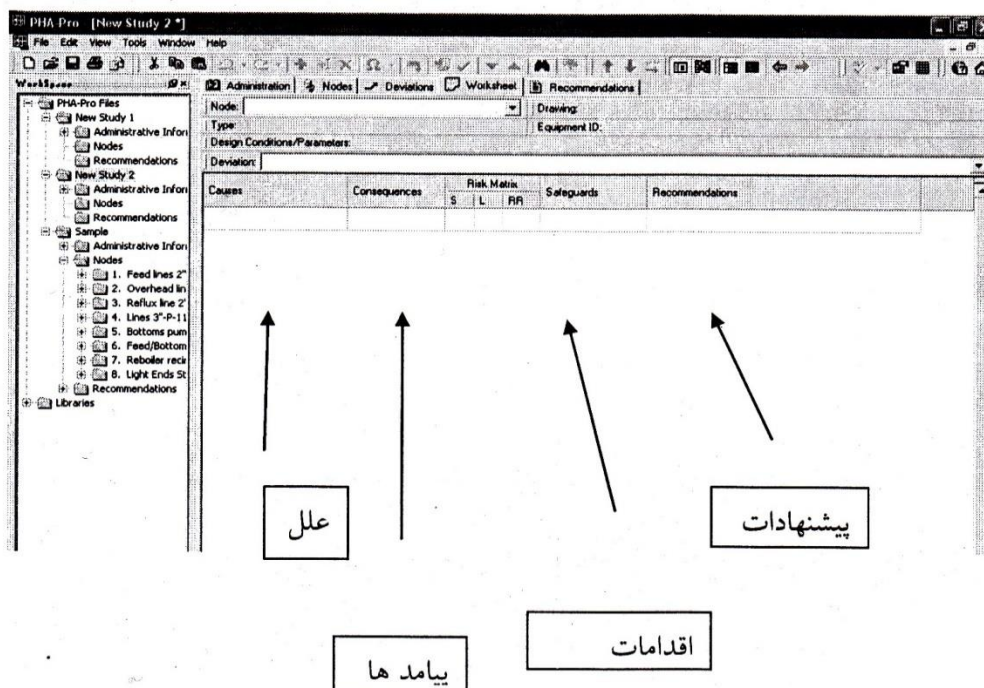
شکل ۳-۱ انتخاب روش شناسایی مخاطرات

### ۳-۳-۳ کتابخانه نرم افزار

یکی از مهم ترین بخش های نرم افزار PHA-Pro علاوه بر پرونده سازی مدون، وجود کتابخانه فنی و دقیق آن می باشد. در این راستا کاربر قادر خواهد بود تا علاوه بر بررسی نظرات نرم افزار از دید خوبی و سرعت مناسبی در اجرای روش Hazop برخوردار شود.

### ۳-۳-۴ پنجره کاربرگ ها

در این کاربرگ در ستون Causes با استفاده از کتابخانه نرم افزار یا با توجه به بررسی های تیم بررسی پروژه، مسبب های هر انحراف را وارد می نماییم (در صورتی که ایده یا دلیل در کتابخانه نرم افزار موجود نبود، آن را تایپ کرده و وارد میکنیم)

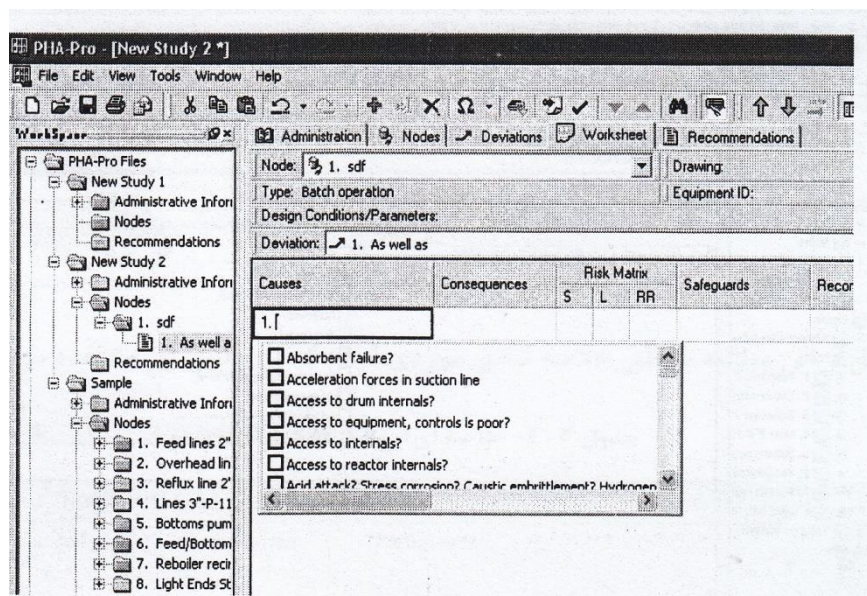


شکل ۳-۲ پنجره کاربرگ ها

### ۳-۳-۴-۱ پنجره علل انحرافات

در این کار برگ با کمک کتابخانه نرم افزار یا بررسی ها و مطالعات تیم مهندسی مسبب های هر انحراف را وارد می کنیم.

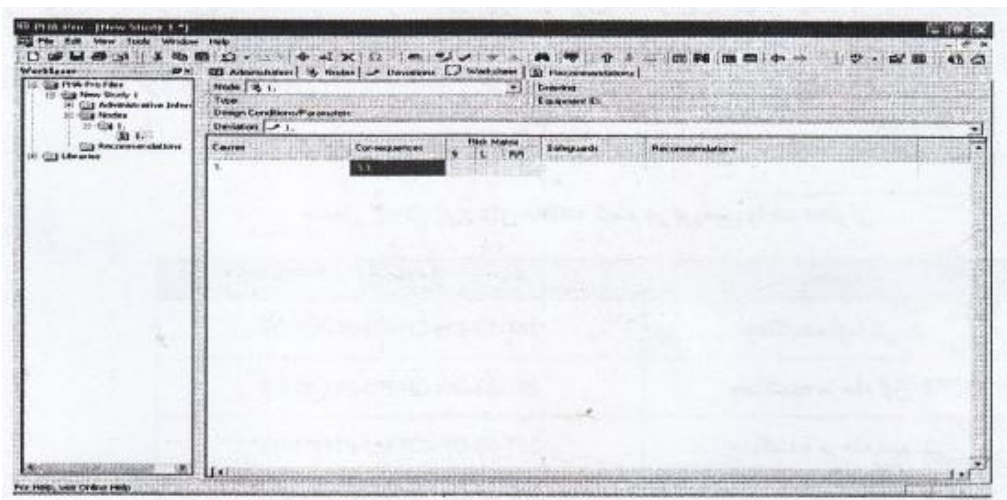




شکل ۳-۳ علل انحرافات

### ۳-۴-۲ پنجره پیامدها

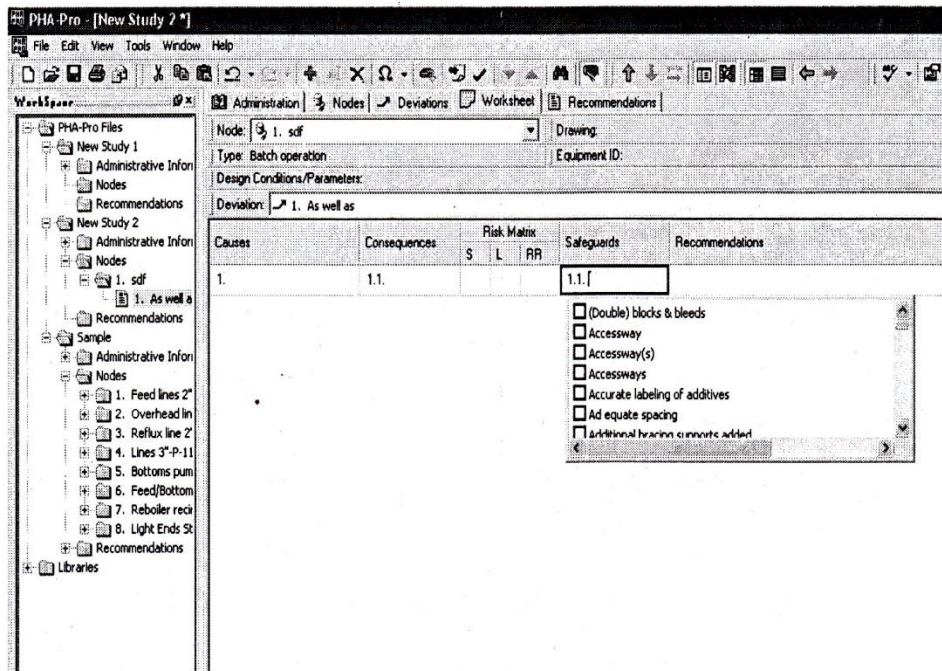
هر مسبب یا مجموع چند مسبب دارای یک یا چند پیامد خواهند بود که باید توسط کاربر تایپ شوند.



شکل ۳-۴ پیامدها

### ۳-۴-۳ پنجره اقدامات کنترلی

در این قسمت می توان اقدامات کنترلی را با توجه به ریسک مشخص شده وارد کرد.



شکل ۳-۵ اقدامات کنترلی

### ۳-۳-۵ تنظیمات نرم افزار

نرم افزار فوق توانایی انجام تنظیم زمینه پروژه، تنظیم فونت و رنگ، اصلاحی املاي متن و نماي کاربرگ را دارا مي باشد. در اين مطالعه واحد فرآیندی بهره برداری دهلران برای مطالعه به ۱۲ گروه تقسیم شد که اطلاعات این گره ها در جدول ۳-۱ مشاهده می شود.

جدول ۳-۱ گره های مطالعه شده در بررسی واحد دهلران

Nodes	Drawings
۱. جدا کننده آزمایش	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۰۷-DB
۲. جدا کننده مرحله اول	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۰۳-DB
۳. جدا کننده مرحله دوم	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۰۵-DB
۴. ستون جدا کننده نفت	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۱۱-D۱۰
۵. مخزن تولید	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۱۲-DB
۶. ناک اوت درام کم فشار فلر	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۱۶-۱
۷. ناک اوت درام فشار بالای فلر	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۱۶-۲
۸. مشعل	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۱۷-D۹-SH۲
۹. مجموعه تزریق امولسیون شکن	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۱۵-Page۱
۱۰. مجموعه بازدارنده خوردگی	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۱۸-Page۳
۱۱. گودال سوخت	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۱۸-D۶
۱۲. ناک اوت درام گاز سوختنی	۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۱۹-D۸

نتایج حاصل از این مطالعه بطور خلاصه شامل مواردی است که در جدول زیر مشاهده می شود:

جدول ۳-۲ خلاصه ای از نتایج مطالعه انجام شده

Number of Study Item				گره ها
Deviations انحرافات	Causes علت ها	Consequences نتایج	Safeguards حفاظ ها	
۱۰	۲۳	۲۷	۳۵	۱-جدا کننده آزمایش <sup>۱</sup>
۱۰	۲۴	۳۰	۴۰	۲- جدا کننده مرحله اول <sup>۲</sup>
۱۰	۲۳	۲۹	۲۹	۳- جدا کننده مرحله دوم <sup>۳</sup>
۸	۱۹	۲۴	۲۲	۴- ستون جدا کننده نفت <sup>۴</sup>
۶	۱۰	۱۱	۱۲	۵- مخزن تولید <sup>۵</sup>
۶	۸	۶	۴	۶- ناک اوت درام کم فشار فلر <sup>۶</sup>
۵	۸	۷	۳	۷- ناک اوت درام فشار بالا فلر <sup>۷</sup>

<sup>۱</sup>. Test separator

<sup>۲</sup>. First stage separator

<sup>۳</sup>. ۳<sup>nd</sup> stage separator

<sup>۴</sup>. Oil stripping column

<sup>۵</sup>. Production tank

<sup>۶</sup>. L.P. Flare K.O. Drum

<sup>۷</sup>. H.P. Flare K.O. Drum

ادامه جدول ۲-۳

Number of Study Item				
Deviations انحرافات	Causes علت ها	Consequences نتایج	Safeguards حفاظ ها	گره ها
۴	۶	۵	۴	۸- مشعل <sup>۱</sup>
۸	۱۱	۱۲	۱۳	۹- مجموعه تزریق امولسیون شکن <sup>۲</sup>
۸	۱۲	۱۲	۱۳	۱۰- مجموعه باز دارنده خوردگی <sup>۳</sup>
۱	۴	۴	۴	۱۱- گودال سوخت <sup>۴</sup>
۷	۱۲	۹	۱۱	۱۲- ناک اوت درام گاز سوختنی <sup>۵</sup>

مشخصات تیم مهندسی حاضر در مطالعات و جلسات این بررسی در جدول زیر آمده است:

جدول ۳-۳ مشخصات تیم مهندسی حاضر در مطالعات و جلسات پژوهش

سمت/مهارت	نام و نام خانوادگی
مهندسی شیمی	حیدر مرادی
رهبر تیم هازوپ مهندسی شیمی	محمد کسایی
مهندسی فرایند	پریناز علیمردانی
مهندسی شیمی	فرشاد ضمیری
مهندسی شیمی	امین بخشی
مهندسی فرایند	سارا کاظمی
مهندسی i&c	محمد مرادمند
مهندسی مکانیک	سهیل امیدیان
مهندسی مکانیک	امین حقیقی
مدیریت مهندسی	مهدی صالحی

<sup>۱</sup>. Flare

<sup>۲</sup>. Demulsifier injection package

<sup>۳</sup>. Corrosion inhibitor package

<sup>۴</sup>. Burn pit

<sup>۵</sup>. Fuel gas K.O.Drum

## فصل چہارم

### نتائج

## ۴-۱ خروجی از نرم افزار

جدول‌های کاربرگ هازوپ شامل اطلاعاتی در مورد مطالعه در بالای آن و همچنین ستون‌های علت، پیامدها، حفاظت و پیشنهادات برای هر انحراف در یک گره می باشد.

در جدول‌های زیر ستون‌ها به ترتیب از چپ شامل این اطلاعات می باشد:

شماره گره و شماره انحراف در بالای جدول آمده است.

ستون شماره ۱: در این ستون عللی که باعث ایجاد انحراف شده است، تعیین می گردد.

ستون شماره ۲: اثرات انحراف مورد نظر بر روی سیستم مشخص می گردد

ستون شماره ۳: این ستون نشان دهنده حفاظ‌های سخت افزاری، نرم افزاری و انسانی موجود در سیستم جهت کنترل انحراف مورد نظر می باشد

ستون شماره ۴: در این ستون پیشنهادات ارائه شده در راستای حذف یا به حداقل رساندن اثرات انحراف مورد نظر بر روی سیستم ارائه می شود.

کاربرگ‌های حاصل از این مطالعه در زیر برای گره‌های مختلف ارائه می شود:

جدول ۴-۱ کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۱

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. افزایش فشار لز بالا دست جریان به هر دلیلی مثلا گرفتگی، تغییرات دمایی، مشکلات شیرها و ....	۱.۱. افزایش فشار و سطح مایع در جدا کننده	۱. DH-PIC ۱۴۰۲۰	
	۲. خراب کردن جدا کننده	۲. DH-LIC ۱۴۰۷۳	
	۳. در موارد گرفتگی، ورود و تجمع مقدار زیادی لجن می تواند عملکرد دیگر تجهیزات را تحت تاثیر قرار داده و دچار مشکل کند.	۳. سیستم کنترل کننده فشار و سطح مانند DH-PSV ۱۴۰۷۰/۱۴۰۷۱	
		۴. عملکرد خروج بخار در هنگام تعمیرات	
۲. باز شدن زیادی خط سر چاهی به سمت جدا کننده بدلیل خطا	۱. افزایش فشار و سطح مایع در جدا کننده به انحراف مشابه برای یافتن حفاظ ها توجه کنید.	۱. مانند بالا	۱. تهیه یک دستور العمل بمنظور شفاف و واضح شدن ارتباط میان مسئولین شیرها و اپراتورهای واحد قبل از باز کردن تجهیزات سر چاهی.
			۲. پنل های کنترل هیدرولیک سرچاهی باید کامل شده و بزودی در سرویس قرار گرفته و بموقع چک شود.
۳. خرابی در شیر ورودی یا هر مشکل در سیستم کنترلی این شیر که ممکن است آن را بیش از اندازه باز نگه دارد	۱. مشابه بالا	شیر از نوع F C در نظر گرفته شده است.	۳. مطالعه مربوط به نصب و استفاده از یک کنترلگر مناسب در مسیر جریان جدا کننده مرحله اول به جدا کننده مرحله دوم
		شیر ورودی مناسب	

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۲. خرابی در شیر جریان ۱۴۰۷۴ (ویا دیگر جریان‌ها) یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که ممکن است بیش از حد آن را ببندد.	۱. افزایش فشار در بالادست شیر که منجر به تخریب و انفجار خطوط لوله خورده شده می‌شود.	۱. بازدید و بازرسی بموقع برنامه و دستورالعمل تعمیرات	۴. تنظیم دستورالعمل و برنامه مناسب برای چک کردن بموقع شیرهای ورودی
۳. بستن شیرهای دستی در هر هدر به دلیل خطا یا اشتباه	۱. مشابه بالا	۱. DH-PSV ۱۴۰۷۰ (شیر ایمنی فشار)	۵. شیرهای دستی بر روی خط لوله از سر چاه تا هر جدا کننده باید علامتگذاری شود تا براحتی قابل تشخیص باشد.
۴. شکست خط لوله	۱. احتمال وقوع آتش-سوزی و آثار شدید زیست محیطی	۱. DH-PIC ۱۴۰۷۰B (زنگ فشار فشار پایین)	۶. در نظر گرفتن و نصب یک سویچ فشار پایین روی هر خط ورودی به چند راهه

Node: ۱. جدا کننده آزمایش

Deviation: ۳. جهت جریان معکوس یا اشتباه

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. چک ولوهای در نظر گرفته شده	ایجاد جریان معکوس		عملکرد شیرها بموقع بررسی شود

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. کاهش در جریان بالا دستی به هر دلیل	۱. به انحراف مربوط به فشار یا سطح کم توجه کنید.	۱. اپراتور ممکن است در خط ورودی فشار سنج موجود را چک کند.	



Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. افزایش فشار یا جریان از بالا دست	۱. احتمال تخریب تجهیزات	۱. DH-PSV- ۱۴۰۷۰/۱۴۰۷۱	۷. تهیه یک دستورالعمل برای تعریف قفل‌های درونی بمنظور شیرهای مناسب روی خط جریان
		۲. PSHs (such as ۱۴۰۷۱) ESD که ممکن است آلام و را فعال کند.	
		۳. DH-PSHH که ESD۱ می کند	
		۴. DH-PSV ۱۴۰۷۰B	
DH-PIC در خط ۲. ۱۴۰۷۰B بمنظور تنظیم فشار با DH- PV- ۱۴۰۷۰A/۱۴۰۷۰B	۱. مشابه بالا	۱. DH-PSV ۱۴۰۷۰/۱۴۰۷۱	
	۲. کاهش جریان ورودی و کاهش سطح مایع که ممکن است باعث ورود حباب گاز به خط مایع شود	۲. DH-PSHH که ۱۴۰۷۰ ESD۱ را فعال می کند	
		۳. نشانگر موقعیت بر روی شیر	
۳. آتش یا انفجار	۱. احتمال تخریب تجهیزات BLEVE بعث	۱. DH-PSV ۱۴۷۰/۱۴۷۱	۵۹. تجهیزات اعلام و اطفای حریق باید همواره بروز و آماده باشند
۴. گرفتگی لوله در مواردی مثلاً تعمیرات دوره ای	۱. تخریب خط لوله	۱. DH-BDV ۱۴۰۷۲	

Node: ۱. جدا کننده آزمایش

Deviation: ۵. فشار پایین

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. کاهش جریان یا فشار از بالا دست. برای جزئیات به انحراف کاهش جریان یا نبود جریان مراجعه کنید	۱. کاهش تولید یا جریان گاز	۱. DH-LIC-۱۴۰۷۱	
۲. DH-PI ۱۴۰۷۰A خطا در DH-PV بمنظور تنظیم فشار با ۱۴۳۰۷۰/۱۴۰۷۰B که ممکن است شیر مربوطه را بیش از حد بسته و موجب افزایش فشار گردد.	۱. کاهش سطح و احتمال پدیده حمل مایع و ایجاد اختلال در عملکرد مشعل	۱. برای این بخش به انحراف سطح بالا توجه کنید	۹. برای پایش مشعل CCTV در نظر گرفته و نصب شود.

Deviation: ۶. سطح بالای نفت

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. افزایش جریان ورودی	۱. پدیده حمل مایع و ایجاد اختلال در عملکرد مشعل	۱. DH-LAH ۲۰۰۳۰.	۱۱. هشدار برای سطح بالای مایع در DH-FI ۲۳۰ در نظر گرفته شده است و یک نمودار واضح برای انتخاب سطح مرجع تعریف می شود. بمنظور جلوگیری از حمل مایع)
		۲. ناک اوت درام فلر	
		۳. DH-LSHH-۱۴۰۰۱	
۲. کاهش فشار در مخزن	۱. فشار در بالا	۱. DH-PV ۱۴۰۷۰A	
		۲. DH-PV ۱۴۰۷۰B	
۳. خرابی در شیر جریان DH-LV ۱۴۰۷۳ (ویا دیگر جریانها) یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که ممکن است بیش از حد آن را بندد.	۱. مشابه بالا	۱. DH-FI ۱۴۰۷۰	
	۲. افزایش فشار برای جزئیات به انحراف فشار بالا توجه کنید.	۲. نشانگر موقعیت بر روی شیر	

Node: ۱. جدا کننده آزمایش

Deviation: ۷. سطح پایین نفت

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. افزایش فشار در مخزن تجهیز	۱. ورود گاز به خط لوله	۱. DH-AL ۱۴۰۷۰	
	۲. افزایش فشار در جدا کننده مرحله دوم	۲. DH-ALL ۱۴۰۷۰ که می تواند قفل درونی و ESD۲ را فعال کند که شیر DH-LV ۱۴۰۷۳ را می بندد	
		۳. گرداب شکن در نظر گرفته شده	
		۴. لایه های حفاظتی فشار در پایین دست وسیله	
	۱. مشابه بالا	۱. DH-LAL-۱۴۰۷۰	۲. تعمیرات بموقع

Node: ۱. جداکننده آزمایش

Deviation: ۷. سطح پایین نفت

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱۴۰۷۳ یا هر عاملی در چرخه کنترلی شر که ممکن است بیش از حد آن را ببندد.		۲. DH-LALL ۱۴۰۷۰ که می تواند قفل درونی و ESD۲ را فعال کند که شیر DH-LV ۱۴۰۷۳ را می بندد.	۱۴۰۷۳ باید بموقع و بطور صحیح و کامل در بازه زمانی برنامه ریزی شده انجام گیرد.
۳. کاهش در جریان ورودی	۱. مشابه ۱,۱	۱. DH-LIC ۱۴۰۷۱	
		۲. DH-LV ۱۴۰۷۱	
		۳. DH-LSLL ۱۴۰۷۱	

جدا کننده آزمایش ۱: Node:

سطح تماس بالا ۸: Deviation:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
افزایش جریان ۱. آب ورودی خصوصاً بعد از عملیات پیگ رانی	ورود آب به خط لوله ۱. نفت که منجر به افطایش بار در جدا کننده های پایین دست می شود.	۱. اپراتور ممکن است نشانگر سطح تماس روی جدا کننده را چک کند.	
		۲. نتایج دوره ای اطلاعات چاه آزمایشی	

جدا کننده آزمایش ۱: Node:

خوردگی ۹: Deviation:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
کاهش یا از دادن ۱. بازدارنده خوردگی	تخریب تجهیزات و ۱. افزایش احتمال نشتی	۱. CP و cc در نظر گرفته شده است	۶۰. تمام پراب های خوردگی باید در اتاق کنترل نمایش داده شده و با سیستم مرکزی ارتباط داشته باشد. تمام پراب ها باید قبل از کار گذاشتن کالیبره شوند.
		۲. برنامه بازرسی بموقع	۶۱. محل دسترسی مناسب به کوپن های خوردگی در نظر گرفته شود.
			۱۵. مزالعه و بررسی لزوم تزریق بازدارنده خوردگی بعد از مشاهده پراب ها و کوپن های خوردگی

Node: جدا کننده آزمایش ۱۰

Deviation: خطرات تعمیرات ۱۰

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱۰. فعالیت های تعمیراتی	۱۰. صدمه و آسیب به اپراتورها		۶۳. در نظر گرفتن یک چک لیست واضح برای بخار خروجی از لجن یا مواد زاید جدا کننده آزمایش

جدول ۴-۲ کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۲

Dawing: ۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۰۷

Node: ۲۰: جدا کننده مرحله اول

Deviation: ۱۰: جریان ورودی بیشتر

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱۰. افزایش فشار از بالا دست جریان به هر دلیلی مثلاً گرفتگی، تغییرات دمایی، مشکلات شیرها و ...	۱.۱۰. افزایش فشار و سطح مایع در جدا کننده	۱. DH-LV ۲۰۰۳۱	
	۲۰. ایجاد مشکل در فرآیند جدا سازی	۱۰. سیستم کنترل سطح و فشار و دیگر لایه های حفاظتی	
	۳۰. در موارد گرفتگی، ورود و تجمع مقدار زیادی لجن می تواند عملکرد دیگر تجهیزات را تحت تاثیر قرار داده و دچار مشکل کند	۳۰. ممکن است لجن نفتی مستقیماً به گودال سوخت هدایت گردد.	
		۴۰. عملکرد خروج بخار در هنگام تعمیرات	
۲۰. باز شدن اضافی جریان سرچاهی به جدا کننده به علت خطا	۱۰. افشار فشار و سطح مایع در به انحرافات مشابه برای جدا کننده یافتن حفاظ ها توجه کنید	۱۰. سیستم کنترل سطح و فشار و دیگر لایه های حفاظتی	۱۰. تهیه یک دستورالعمل به منظور شفاف و واضح شدن ارتباط میان مسئولین شیرها و اپراتورهای واحد قبل از باز کردن تجهیزات سرچاهی.
			۲۰. مناطق تحت پوشش بیسیم مشخص شده و مناطقی که مشکل سیگنال وجود دارد تعیین گردیده و تحت پوشش قرار گیرند.
			۳۰. پنل های کنترل هیدرولیک سرچاهی باید کامل شده و بزودی در سرویس قرار گرفته و بموقع چک شوند

۳. خرابی در شیر ورودی یا هر مشکل در سیستم کنترلی این که ممکن است آن را بیش از اندازه باز نگه دارد	۱. افزایش فشار و سطح مایع در جدا کننده به انحرافات مشابه برای یافتن حفاظ ها توجه کنید	۱. شیر FC در نظر گرفته شده است	۴. مطالعه مربوط به نصب و استفاده از یک کنترلگر مناسب در مسیر جریان به جدا کننده مرحله اول و جدا کننده مرحله دوم
		۲. شیر مناسب برای ورودی در نظر گرفته شده است	

Drawing: ۲۸۷-۵۳-DH-CP-PU-PI-۰۰۷

Node: ۲. جدا کننده مرحله اول

Deviation: ۲. جریان ورودی کمتر

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. کاهش از بالادست به هر دلیلی	۱. کاهش تولید و جریان گاز	۱. FAL (Flow Alarm Low)	
	۲. به انحراف فشار کم سطح کم توجه کنید	۲. اپراتور ممکن است از نشانگر فشار روی خط ورودی را چک کند.	
۲. خرابی در شیر ورودی یا هر مشکل در سیستم کنترلی این شیر که ممکن است آن را بیش اندازه بسته نگه دارد.	۱. کاهش تولید و جریان گاز	۱. دستورالعمل بازرسی و تعمیرات مناسب	
	۲. افزایش فشار در بالادست شیر که منجر به تخریب و انفجار خطوط لوله خورده شده، می شود		
۳. بستن شیرای دستی بدلیل خطای فردی یا تصمیم گیری	۱. مشابه بالا	۱. FAL (Flow Alarm Low)	۵. شیرهای دستی بر روی خط لوله از سر چاه تا هر جدا کننده باید علامتگذاری شود تا براحتی قابل تشخیص باشد
		۲. PSV (Pressure Saty Valve)	
۴. تخریب خط لوله	۱. احتمال وقوع آتش سوزی و آثار شدید زیست محیطی	۱. FAL (Flow Alarm Low)	۶. در نظر گرفتن و نصب یک سویچ فشار پایین روی هر خط ورودی به چند راهه

جدا کننده مرحله اول ۲: Node

جهت جریان معکوس یا اشتباه ۳: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
چک ولوهای در ۱۰ نظر گرفته شده	ایجاد جریان معکوس و مشکل در فرایند جداسازی		بررسی شیرها و شرایط عملیاتی جدا کننده

جدا کننده مرحله اول ۲: Node

فشار بالا ۴: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
افزایش جریان یا ۱۰ فشار از بالا دست	۱. احتمال تخریب تجهیزات	۱. DH-PSV- ۲۰۰۳۰/۲۰۰۳۱	۷. تهیه یک دستور العمل برای تعریف
		۲. شیرهای ایمنی فشار بالا که آلارم را فعال کرده و موجب قطع اضطراری واحد می شوند.	قفل های درونی بمنظور شیرهای مناسب روی خط جریان
		۳. DH-PSHH-۲۰۰۳۰ که ۱ ESD را فعال می کند.	
		۴. PHH که قفل های داخلی را فعال می کند.	
		۵. DH-PV ۲۰۰۳۰A/۲۰۰۳۰B	
خرابی یا نقص ۲۰ در DH-PIC- ۲۰۰۳۰B که تنظیم کننده DH-PV ۲۰۰۳۰B به منظور باز و بسته کردن شیر است.	۱. مشابه بالا	۱. DH-PSV- ۲۰۰۳۰/۲۰۰۳۱	
	۲. کاهش جریان ورودی و کاهش سطح مایع که ممکن است باعث ورود حباب گاز به خط مایع شود.	۲. DH-PSHH ۲۰۰۳۰ که ESD۱ را فعال می کند.	
		۳. DH-FAL ۲۰۰۳۰	
		۴. نشانگر موقعیت بر روی شیر	
		۵. به انحراف سطح کم برای مشاهده لایه های حفاظتی توجه کنید	



تجهیزات اعلام و ۸. اطفای حریق باید همواره بروز و آماده باشند	۱. DH-PSV ۲۰۰۳۰/۲۰۰۳۱	احتمال تخریب ۱. تجهیزات بعث انفجار از نوع BLEVE	آتش و انفجار ۳.
دستورالعمل مناسب تعمیرات برای جلوگیری از این موارد		تخریب خط ۱. لوله	گرفتگی لوله در ۴. مواردی مثلاً تعمیرات دوره ای

جدا کننده مرحله اول ۲. Node:

فشار پایین ۵. Deviation:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
کاهش جریان یا فشار ۱. از بالادست برای جزئیات به انحراف کاهش جریان یا نبود جریان توجه کنید.	کاهش در تولید و ۱. جریان گاز	۱. DH-FAL ۲۰۰۳۰	توجه به دستورالعمل های مربوط به تعمیرات دوره ای و همچنین استفاده و تحلیل اطلاعات چاه آزمایشی
خرابی یا نقص در ۲. DH-PI-۲۰۰۳۰A که تنظیم کننده DH-PV ۲۰۰۳۰A/۲۰۰۳۰B بمنظور باز و بسته کردن شیر می باشد. در صورتی که شیر را بیش از اندازه باز کند.	کاهش سطح و ۱. احتمال پدیده حمل مایع و ایجاد اختلال در عملکرد مشعل	برای این بخش به ۱. انحراف سطح بالا توجه کنید.	نصب و راه اندازی ۹. CCTV برای پایش فلر پیشنهاد می گردد.

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. افزایش جریان ورودی	۱. پدیده حمل مایع و ایجاد اختلال در عملکرد مشعل	۱. DH-LAH ۲۰۰۳۰	۱۱. هشدار برای سطح بالای مایع در DH-FI ۲۰۰۳۰ در نظر گرفته شده و یک نمودار واضح برای انتخاب سطح مرجع تعریف شود (بمنظور جلوگیری از حمل مایع)
		۲. ناک اوت درام فلر	
		۳. DH-LSHH ۲۰۰۳۰A	
۲. کاهش فشار در مخزن تجهیز	۱. مشابه بالا		
۳. خرابی در شیر DH-LV ۲۰۰۳۱ (و یا دیگر جریان ها) یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که ممکن است بیش از حد آن را ببندد.	۱. مشابه بالا	۱. DH-LAH ۲۰۰۳۰.	نشانگر موقعیت بر روی شیر
	۲. افزایش فشار. برای جزئیات به انحراف فشار بالا توجه کنید	۲.	
۴. افزایش فشار در جدا کننده مرحله دوم	۱. مشابه بالا	۱. به انحراف فشار زیاد و لایه های حفاظتی آن برای جدا کننده مرحله دوم نگاه کنید.	

جدا کننده مرحله اول ۲: Node

سطح پایین نفت ۷: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. افزایش فشار در مخزن تجهیز	۱. ورود حباب گاز به خط مایع	۱. DH-LAL ۲۰۰۳۰	
		۲. DH-LAL ۲۰۰۳۰ که قفل داخلی یا ESD <sub>۲</sub> را فعال کرده که منجر به بستن می شود DH-LV ۲۰۰۳۰	
		۳. گرداب شکن در نظر گرفته شده	
		۴. لایه های حفاظتی فشار در تجهیزات جریان پایین دستی	
۲. خرابی در DH-LV ۲۰۰۳۰ یا هر عاملی در چرخه کنترلی آن که ممکن است بیش از حد آن را باز کند.	۱. مشابه بالا	۱. DH-LAL ۲۰۰۳۰	تعمیرات برای شیر DH-LV ۲۰۰۳۰ باید بموقع و به طور صحیح و کامل در بازه زمانی برنامه ریزی شده می گیرد.
		۲. DH-LSLL ۲۰۰۳۰	
		۲. DH-LALL ۲۰۰۳۰ که ESD <sub>۲</sub> قفل داخلی یا را فعال کرده که منجر به بستن می شود DH-LV ۲۰۰۳۰	
۳. کاهش در جریان ورودی	۱.۱ مشابه		

جدا کننده مرحله اول ۲: Node

سطح تماس بالا ۸: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. افزایش جریان آب ورودی خصوصاً بعد از عملیات پیگ رانی	۱. ورود آب به خط لوله نفت که منجر به افزایش بار در جدا کننده های پایین دست می شود.	۱. اپراتورها ممکن است نشانگر سطح تماس را در روی جدا کننده چک کنند.	
		۲. نتایج دوره ای اطلاعات چاه آزمایی	

Node: ۲. جدا کننده مرحله اول

Deviation: ۹. خوردگی

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. کاهش یا از دست دادن بازدارنده خوردگی	تخریب تجهیزات و ۱. افزایش احتمالی نشتی	۱. CP و CC در نظر گرفته شده است	۱۳. تمام پرآب های خوردگی باید در اتاق کنترل نمایش داده شده و با سیستم مرکزی ارتباط داشته باشد. تمام پرآب ها باید قبل از کار گذاشتن کالیبره شوند
		۲. برنامه بازرسی به موقع	۱۴. محل دسترسی مناسب به کوپن های خوردگی در نظر گرفته شود
			۱۵. مطالعه و بررسی لزوم تزریق بازدارنده خوردگی بعد از مشاهده پرآب ها و کوپن های خوردگی

Node: ۲. جدا کننده مرحله اول

Deviation: ۱۰ خطرات تعمیرات

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. فعالیت های تعمیراتی	۱. آسیب به اپراتورها		۱۶. در نظر گرفتن یک چک لیست واضح برای بخار خروجی از لجن نفتی یا مواد زاید جدا کننده آزمایش مرحله اول

جدول ۴-۳ کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۳

جداکننده مرحله دوم ۳: Node

جریان ورودی بیشتر ۱: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
افزایش فشار از ۱۰ بالادست جریان ب هر دلیلی مثلا گرفتگی، تغییرات دمایی، مشکلات شیرها و ...	افزایش فشار و سطح ۱۰ مایع در به انحراف مشابه برای یافتن حفاظ ها توجه کنید	۱. FAH (Flow Alarm High)	
	ایجاد مشکل در فرایند ۲۰ جدا سازی که موجب اختلال در عملکرد فلر می شود.	سیستم کنترل سطح و ۲۰ فشار	
	در موارد گرفتگی، ۳۰ ورود و تجمع مقدار زیادی لجن می تواند عملکرد دیگر تجهیزات را تحت تاثیر قرار دهد	تجهیزات خروج ۳۰ بخارات در عملیات تعمیرات	
باز کردن زیاد خط ۲۰ سرچاهی به جدا کننده	افزایش فشار و سطح ۱۰ مایع در به انحرافات مشابه برای جدا کننده یافتن حفاظ ها توجه کنید	سیستم کنترل و فشار ۱۰	تهیه یک دستورالعمل ۱۷۰ بمنظور شفاف و واضح شدن ارتباط میان مسئولین و اپراتورهای واحد قبل از باز کردن تجهیزات سرچاهی
			مناطق تحت پوشش ۱۸۰ بیسیم مشخص شده و مناطقی که مشکل سیگنال وجود دارد تعیین گردیده و تحت پوشش قرار گیرند.
افزایش جریان از ۳۰ جدا کننده مرحله اول	مشابه بالا ۱۰	سیستم کنترل سطح و ۱۰ فشار	

جداکننده مرحله دوم ۳: Node

بدون جریان یا جریان ورودی کمتر ۲: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
کاهش در جریان ۱. بالا دستی به هر دلیل	کاهش تولید و جریان ۱. گاز	۱. اپراتورها ممکن است نشانگرهای فشار را روی خط ورودی چک کنند.	
	به انحراف فشار کم و ۲. سطح کم توجه کنید		
بستن شیرهای ۲. دستی بدلیل خطای فردی یا اتفاقی	مشابه بالا ۱.	۱. FAL (Flow Alarm Low)	شیرهای دستی بر روی ۱۹. خط لوله از سر چاه تا هر جدا کننده باید علامتگذاری شود تا براحتی قابل تشخیص باشد
کاهش جریان از ۳. جدا کننده مرحله اول	مشابه ۱، ۱، ۱		

جدا کننده مرحله دوم ۳: Node

جهت جریان معکوس یا اشتباه ۳: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
چک ولوهای در ۱. نظر گرفته شده			

جدا کننده مرحله دوم ۳: Node

فشار بالا ۴: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
افزایش فشار یا جریان از ۱۰ بالا دست	۱. احتمال تخریب تجهیزات	۱. DH-PSV ۲۰۰۵۰/۲۰۰۵۱	
	۲. افزایش سطح در جدا کننده مرحله اول	۲. DH-PAH ۲۰۰۵۱/۲۰۰۵۰B	
	۳. احتمال تشکیل سیال دوفازی در گرمکن و افزایش دمای تیوب ها	۳. DH-PSHH ۲۰۰۵۰ ۱ ESD که را فعال می کند.	
		۴. DH-PV ۲۰۰۵۲B	
خرابی یا نقص در DH-PIC ۲۰۰۵۰B که تنظیم کننده و در ارتباط با DH-PV ۲۰۰۵۲AB	۱. مشابه بالا	۱. به انحراف سطح کم برای مشاهده لایه های حفظتی توجه کنید...	

جدا کننده مرحله دوم ۳: Node

فشار بالا ۴: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
به منظور باز و بسته کردن شیر می باشد	۲. کاهش جریان ورودی و کاهش سطح مایع که ممکن است باعث ورود حباب گاز به خط مایع گردد.	۲. نشانگر موقعیت بر روی شیر	
۳. آتش و انفجار	احتمال تخریب تجهیزات بعث انفجار. BLEVE	۱. DH-PSV ۲۰۰۵۰/۲۰۰۵۱	۲۰. تجهیزات اعلام و اطفای حریق باید همواره مطابق استانداردهای سازمان آتش نشانی- کشورهای پیشرفته جهان بروز و آماده باشند
۴. گرفتگی لوله در مواردی مثلا تعمیرات دوره ای	۱. تخریب خط لوله	۱. DH-PV ۲۰۰۵۲B.	
۵. تغییر در ترکیب درصد و خصوصیات نفت خام از جریان بالا دستی	۱. زمانی ه تغییر خواص با برنامه و اطلاع صورت گیرد، نتایج شدیدی بر فرآیند نخواهد شد.	۱. DH-PV ۲۰۰۵۲B	

جدا کننده مرحله دوم ۳: Node

فشار کم ۵: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
کاهش جریان یا فشار از جریان ۱۰ بالا دستی انحراف جریان کم یا بدون جریان را برای جزئیات بیشتر ببینید.	کاهش تولید و ۱۰ جریان گاز	۱. DH-FAL ۲۰۰۵۱	
خرابی یا نقص در ۲۰ DH-PIC ۲۰۰۵۲B که تنظیم کننده و در ارتباط DH-PV ۲۰۰۵۲A/۲۰۰۵۰B بمنظور باز و بسته کردن شیر می باشد	کاهش سطح و ۱۰ احتمال پدیده حمل مایع و ایجاد اختلال در عملکرد مشعل	برای این بخش به ۱۰ انحراف سطح بالا توجه کنید	

جدا کننده مرحله دوم ۳: Node

سطح بالای نفت ۶: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
افزایش جریان ۱۰ ورودی	پدیده حمل مایع و ۱۰ ایجاد اختلال در عملکرد مشعل.	۱. DH-LAH ۲۰۰۵۱	در نظر گرفتن آلام روی DH-FI ۲۰۰۵۱ و برنامه مشخص برای انتخاب نقاط تنظیم بمنظور جلوگیری از پدیده حمل مایع
		۲. DH-LSHH ۲۰۰۵۰	
		۳. ناک اوت درام فلر ۳۰	۲۲. تهیه یک دستورلعمل برای تعریف قفل های درونی بمنظور شیرهای مناسب روی خط جریان
کاهش فشار در ۲۰ مخزن تجهیز	۱. مشابه بالا	۱. مشابه بالا	۲۳. نشانگر موقعیت بر روی شیر
افزایش فشار در ۳۰ دفع کننده	۱. مشابه بالا	۱. مشابه بالا	



Node: ۳. جداکننده مرحله دوم

Deviation: ۷. سطح پایین نفت

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. افزایش فشار در مخزن تجهیز	۱. ورود حباب گاز به خط مایع و افزایش دمای گرمکن	۱. گرداب شکن در نظر گرفته شده	
	۲. افزایش فشار در ستون دفع کننده مرحله سوم	۲. DH-LAL ۲۰۰۵۱	
		۳. لایه های حفاظتی فشار در مسیر جریان به تجهیزات	
۲. کاهش در جریان ورودی	۱. مشابه بالا		

Node: ۳. جدا کننده مرحله دوم

Deviation: ۸. سطح تماس بالا

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. DH- LV خرابی در ۲۰۰۵۱ یا هر عاملی در چرخه کنترلی آن که ممکن است تنظیم شیرها را بهم بزند. (معمولا در این جداکننده عملیات جداسازی آب نداریم)	۱. ورود آب به خط نفت که می تواند منجر به افزایش خوردگی شود.	۱. پایش خوردگی در پایین دست استریپر	
		۲. DH-LAH ۲۰۰۵۰	
۲. افزایش جریان آب ورودی خصوصا بعد از عملیات پیگ رانی	۱. مشابه بالا	۱. مشابه بالا	
		۲. نتایج دوره ای اطلاعات چاه آزمایی	

جدا کننده مرحله دوم ۳: Node

سطح تماس پایین ۹: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
خرابی دی شیر DH- ۲۰۰۵۱ LV یا هر عاملی در چرخه کنترلی آن که ممکن است آن را بیشتر از اندازه مورد نیاز ببندد معمولا در این جدا کننده عملیات جدا سازی آب نداریم	ورود نفت به سیستم ۱۰ تصفیه پساپ و ایجاد مشکلات در فرآیند تصفیه پساپ	۱. DH-LAL ۲۰۰۵۰	
		DH- LSL ۲۰۰۵۰/۲۰۰۵۱ که قفل داخلی یا ESD۲ را فعال کرده که منجر به بستن DH- ۲۰۰۵۰ LV می شود.	
		۳. DH-LV ۲۰۰۵۰	

جدا کننده مرحله دوم ۳: Node

خوردگی ۱۰: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
کاهش یا از دست ۱۰ دادن بازدارنده خوردگی	تخریب تجهیزات ۱۰ و افزایش احتمال نشتی	۱. CP و CC در نظر گرفته شده	۲۴. تمام پراب های خوردگی باید در اتاق کنترل نمایش داده شده و با سیستم مرکزی ارتباط داشته باشد. تمام پراب ها باید قبل از کار گذاشتن کالیبره شوند
		۲. برنامه بازرسی بموقع	۲۵. محل دسترسی مناسب به کوپن های خوردگی در نظر گرفته شود
			۲۶. مطالعه و بررسی لزوم تزریق بازدارنده خوردگی بعد از مشاهده پراب ها و کوپن های خوردگی
			۲۷. در نظر گرفتن چندین پمپ تزریق بازدارنده خوردگی به منظور تزریق در نقاط مختلف بر روی ورودی از هدر ها.

جدول ۴-۴ کاربرد هازوپ برای گره شماره ۴

Node: ۴. ستون جدا کننده نفت

Deviation: ۱. افزایش جریان خام

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. افزایش جریان از بالا دست	۱. افزایش سطح	۱. برای این بخش به انحراف سطح بالا توجه کنید	استفاده از شیرهای مناسب در مسیر و در صورت لزوم طراحی مخزن ذخیره
	۲. کاهش بازدهی ستون جدا کننده	۲. DH-FAH ۲۱۱۱۰	
		۳. نمونه برداری و انجام تست	

Node: ۴. ستون جدا کننده نفت

Deviation: ۲. کاهش جریان خام یا بدون جریان

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. کاهش جریان از بالادست	۱. کاهش نرخ تولید	۱. DH-FAL ۲۱۱۱۰	
	۲. احتمال حمل گاز و ورود به خط	۲. به انحراف سطح کم مراجعه کنید.	
۲. گرفتگی در توزیع کننده مایع	۱. مشابه بالا		توزیع کننده TW-۳۰C باید بموقع و طبق برنامه بمنظور کاهش احتمال گرفتگی چک شود.

Node: ۵. ستون جدا کننده نفت

Deviation: ۳. جهت جریان معکوس یا اشتباه

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
به هر دلیل یا مشکل فرایندی	کاهش بازدهی برج		۲۹. در نزدیکی برج بر روی خط ورودی چک ولو در نظر گرفته شود.
			۳۰. بر روی خط لوله نفت از ستون دفع کننده به تانک نیز چک ولو در نظر گرفته شود.

Node: ۴. ستون جدا کننده نفت

Deviation: ۴. فشار بالا

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
<p>۱. خرابی در شیر ورودی یا هر مشکل در سیستم کنترلی این شیر که ممکن است آن را بیش از اندازه باز نگه دارد</p>	<p>۱. پدیده طغیان در برج و کاهش بازدهی</p>	<p>۱. DH-PAH ۲۱۱۱۰B</p>	
	<p>۲. احتمال تخریب تجهیزات و یا ادوات داخلی</p>	<p>۲. DH-PAHH ۲۱۱۱۰A که قفل داخلی یا را فعال کرده ESD<sup>۲</sup> و منجر به بستن ورودی به بنک می شود</p>	
<p>۲. خرابی یا نقص در DH-PIC ۲۱۱۱۰B که تنظیم کننده و در ارتباط با DH-PV ۲۱۱۱۰A/۲۱۱۱B میمنظور باز و بسته کردن شیر می باشد</p>	<p>۱. مشابه بالا</p>	<p>۱. مشابه بالا</p>	
		<p>۲. نشانگر موقعیت بر روی شیر</p>	
		<p>۳. DH-FAL ۲۱۱۱۱</p>	
<p>۳. گرفتگی در شبکه مه گیر در خروجی</p>	<p>۱. احتمال تخریب تجهیزات</p>	<p>۱. DH-PAH ۲۱۱۱۰B</p>	
<p>۴. گرفتگی در سینی ها یا شیرهای آن</p>	<p>۱. احتمال تخریب تجهیزات یا ادوات داخلی</p>	<p>۱. نمونه برداری و انجام تست</p>	
	<p>۲. کاهش بازدهی استریپر</p>		
<p>۵. موارد آتش یا انفجار</p>	<p>۱. احتمال تخریب تجهیزات به علت انفجار BLEVE</p>	<p>۱. DH-PSV ۲۱۱۱۲.</p>	<p>۳۱. مطالعه و بررسی ضد حریق کردن خطوط و پایه های نگه دارنده این ستون</p>

Node: ۴. ستون جدا کننده نفت

Deviation: ۵. فشار پایین

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
کاهش گاز از منبع ۱.	کاهش دفع و تولید ۱. محصولات متفاوت با حد انتظار	نمونه برداری و ۱. انجام آزمون	یک الارم یا هشدار دهنده DH-FRC ۲۱۱۱۰ در نظر گرفته شود.
خرابی در شیر جریان DH-FV ۲۱۱۱۰ یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که ممکن است بیش از حد آن را ببندد	مشابه بالا ۱.		
خرابی یا نقص در DH-PIC ۲۱۱۱۰B که تنظیم کننده و در ارتباط با DH- PV ۲۱۱۱۰B بوده و ممکن است باعث باز شدن شیر بیش از نیاز شود.	مشابه بالا ۱.		
خرابی یا نقص در DH-PIC ۲۱۱۱۰B که تنظیم کننده با DH-PV ۲۱۱۱۰A بوده و ممکن است باعث باز شدن شیر بیش از نیاز شود.	افزایش دبی ۱. جریان به مشعل		

Node: ۴. ستون جدا کننده نفت

Deviation: ۶. سطح بالا

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
افزایش جریان ورودی ۱.	۱. احتمال تخریب تجهیزات و یا ادوات داخلی	۱. DH-LAH ۲۱۱۱۳B	
	۲. کاهش بازده نفع و جداسازی	۲۱۱۱۰ DH-LAHH که قفل داخلی یا ESD۲ را فعال کرده و باعث بستن DH-LV ۲۰۰۳ می شود	
خرابی در شیر جریان DH-LV ۲۱۱۱۳ (و یا دیگر جریانها) با هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که ممکن است بیش از حد آن را ببندد	مشابه بالا ۱.	۱. DH-LAH ۲۱۱۱۳B (dependent)	
		۲. نشانگر موقعیت بر روی شیر	
		۳. DH-AHH ۲۱۱۱۰ که قفل داخلی یا را فعال کرده و منجر ESD۲ می شود DH-LV ۲۰۰۳ به بستن	

Node: ۴: ستون جدا کننده نفت

Deviation: ۷: سطح پایین

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. کاهش جریان از بالادست	۱. ورود گاز به تانک تولید و احتمال ایجاد تخریب یا مشکل	۱. DH-LAL ۲۱۱۱۳B.	
۲. خرابی در شیر جریان DH-LV ۲۱۱۱۳ یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که ممکن است بیش از حد آن را ببندد.	۱. مشابه بالا	۱. DH-LAL ۲۱۱۱۳B (dependent) ۲. DH-LAHH ۲۱۱۱۰ که قفل داخلی یا ESD۲ را فعال کرده و منجر به بستن می DH-LV ۲۱۱۱۳ شود	
۳. افزایش فشار داخل ستون	۱. به انحراف فشار بالا توجه کنید		

Node: ۴: ستون جدا کننده نفت

Deviation: ۸: خوردگی

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. تجمع آب در برج	ایجاد خوردگی و آسیب به برج و ایجاد مشکلات فرآیندی در تجهیزات بعدی		بررسی وجود آب و تخلیه بموقع و استاده از بازدارنده خوردگی مناسب

جدول ۴-۵ کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۵

Node: ۵. مخزن تولید

Deviation: ۲. بدون جریان یا جریان ورودی کمتر

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. افزایش جریان از بالا دست به هر دلیل مثلاً تغییرات در تولید و برداشت از چاه	۱. برای جزییات بیشتر به انحراف فشار بالا و سطح بالا مراجعه کنید.		

Node: ۵. مخزن تولید

Deviation: ۲. بدون جریان یا جریان ورودی کمتر

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. کاهش جریان ورودی یا قطع یکی از جریانها	۱. کاهش در نرخ تولید ۲. برای جزییات بیشتر انحراف سطح کم را ببینید.		

Node: ۵. مخزن تولید

Deviation: ۳. فشار بالا

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. مشکل و نقص در DH-PCV ۲۰۱۲۱ که بیشتر از نیاز باز شود	۱. تخریب مخزن و مشکل فرایندی	۱. DH-PIC ۲۰۱۲۱	
		۲. DH-PSV ۲۰۱۲۰	
		۳. DH-PSV ۲۰۱۲۲	
۲. خرابی در شیر جریان DH-PV ۲۰۱۲۱ یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که باز و بسته شدنش را دچار خطا کند.	۱. مشابه بالا	۱. DH-PSV ۲۰۱۲۱	

موارد آتش و ۳. انفجار	مشابه بالا ۱.	در نظر گرفتن اسپری ۱. آب و سیستم های اطفاء بمنظور سرد کردن تانک تولید و مخزن آزمایش	
-----------------------	---------------	---	--

مخزن تولید ۵: Node

فشار پایین ۴: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. مشکل و نقص در ۲۰۱۲۱ DH-PCV که بیشتر از نیاز بسته شود.	آسیب به تانک به ۱. علت مکش	۱. DH-PSV ۲۰۱۲۰	
		۲. DH-PSV ۲۰۱۲۲	
۲. خرابی در شیر جریان ۲۰۱۲۱ DH-PV یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که آن را بیشتر از نیاز باز نگه دارد.	کاهش جریان گاز ۱. به سمت مشعل		

مخزن تولید ۵: Node

سطح زیاد ۵: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. هر مشکلی در ۱. سیستم پمپاژ مخزن که موجب متوقف شدن در یافت نفت از مخزن شود.	آسیب رساندن به تانک ۱.	۱. خاکریز ساخته شده	در نظر گرفتن یک SDV بر روی مسیر جریان ورودی به مخزن
		۲. DH-LAH ۲۰۱۲۰	
		۳. DH-LAHH ۲۰۱۲۰ که قفل داخلی یا ESD۱ را فعال کرده که منجر به بستن DH-LV ۲۰۰۳۰ می شود.	



Node: ۵. مخزن تولید

Deviation: ۶. سطح پایین

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. کاهش جریان ورودی	۱. احتمال ورود حباب گاز به پمپ و ایجاد آسیب همچنین پدیده قفل شدن گاز	۱. DH-LALL ۲۱۱۲۰ که قفل های داخلی و ESD۲ را فعال می کند.	
		۲. DH-LAL ۲۰۱۲۰	
۲. افزایش جریان به واحد نمکزدایی به هر دلیل.	۱. مشابه بالا		

جدول ۶-۴ کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۶

جریان ورودی بیشتر ۱۰: Deviation ناک اوت درام کم فشار فلز ۶: Node

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
افزایش جریان از ۱۰ بالا دست به هر دلیل فرآیندی یا مشکل عملیاتی	افزایش فشار، به ۱۰ انحراف فشار بالا توجه کنید.		بعد از راه اندازی ۳۷. ایستگاه کمپرسور، خط گاز از جدا کننده مرحله لول باید با طراحی جدید سازگار گردد.

بدون جریان یا جریان ورودی کمتر ۲۰: Deviation ناک اوت کم فشار فلز ۶: Node

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
کاهش یا قطع ۱۰ جریان از بالا دست	قطع عملیات واحد ۱۰ دهلران	اپراتورها می توانند ۱۰ گاز را از بنک دیگری دریافت کنند.	

فشار بالا ۳۰: Deviation ناک اوت درام کم فشار فلز ۶: Node

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
کاهش جریان در ۱۰ پایین دست به هر دلیل مثلا انسداد خط لوله و ...	اگر این فشار در ۱۰ طراحی در نظر گرفته شده باشد عواقب شدیدی نخواهد داشت.		یک PAH برای ناک درام در نظر گرفته شود.
موارد آتش و انفجار ۲۰	احتمال تخریب ۱۰ تجهیزات به علت انفجار BLEVE		

Node: ۶. ناک اوت درام کم فشار فلر

Deviation: ۴. فشار پایین

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. انحراف کاهش جریان یا فاقد جریان را بررسی کنید.			

Node: ۶. ناک اوت درام کم فشار فلر

Deviation: ۵. سطح بالا

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. خرابی در شیر جریان DH-XV ۴۲۱۶۰ یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که آن همچنان بسته نگه دارد.	همواره روی مایع و افزایش افت فشار برای خط گاز واحد	۱. تجهیزات پیگ رانی ۲. نشانگر موقعیت بر روی شیر ۳. DH-LAH ۴۲۱۶۱	۳۹. قرار دادن یک بال ولو روی خط ۲ اینچ تخلیه ناک اوت درام.

Node: ۶. ناک اوت درام کم فشار فلر

Deviation: ۶. سطح پایین

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. خرابی در شیر جریان DH- XV ۴۲۱۶۰ یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که آن همچنان باز نگه دارد.	۱. احتمال همراه رفتن گاز به جدا کننده مرحله دوم و کاهش فشار که مشکل شدیدی ایجاد نخواهد کرد.		

جدول ۷-۴ کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۷

Node: ۷. ناک اوت درام فشار بالای فلر      Deviation: ۱. جریان زیاد / نبودن جریان / کاهش جریان

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
نگرانی وجود نخواهد داشت ۱.			

Node: ۷. فشار بالا / پایین ۲. ناک اوت درام فشار بالای فلر

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
نگرانی وجود نخواهد داشت ۱.			

Node: ۷. ناک و ت درام فشار بالای فلر      Deviation: ۳. سطح بالا

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
۱. پمپ ناک اوت درام فلر وارد سرویس نشود، بدلیل خطا در خود پمپ یا LIC ها	همراه روی مایع به سمت مشعل و احتمال گسترش شعله به پایین و تخریب دودکش		در نظر گرفتن هشدار LAH برای این ناک اوت درام فشار بالا و شروع کار پمپ تخلیه دوم.
	۲. ها PSV فشار معکوس در و ایجاد مشکل برای سیستم کنترل فشار.		

Node: ۷. ناک اوت فشار بالای فلر      Deviation: ۴. سطح پایین

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendation
تخلیه بیش از ۱. اندازه توسط پمپ به علت خطا یا نقض	آسیب به پمپ ۱.		در نظر گرفتن هشدار LAL برای این ناک اوت درام فشار بالا و توقف کار پمپ های تخلیه.
کاهش گاز ۱. فرآیندی به پیلوت	احتمال ایجاد آتش ۱. ناگهانی و آسیب به فلر	در TE's دودکش فلز	
مشکل در سیستم ۲.	تاخیر در عملیات ۱.	اپراتورها ممکن ۱.	

جرقه زنی	راه اندازی واحد	است از تفنگ برای روشن کردن مشعل استفاده کنند.	
راه اندازی مشعل ۳. بعد از یک خاموشی کلی در واحد	۱۰. ورود هوا به مشعل و دودکش و در صورت وجود سوخت زیاد احتمال ایجاد انفجار در هنگام راه اندازی واحد.	۱۰. عایق نسبت به هوا و نشست گیری در نظر گرفته شده است.	

ناک اوت درام فشار بالای فلر ۷: Node

مشکل عملیاتی و فرآیندی ۵: Deviation

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
تولید دود زیاد ۴.	آلودگی محیط زیست ۱۰.		بر روی TG در نظر گرفتن دودکش فشار از بالا
			بازرسی استفاده از پکیج تولید بخار برای دودکش های مشعل

جدول ۴-۸ کاربرگ هازوپ برای گره شماره ۸

مشعل ۸: Node

Deviation: ۱. جریان کم یا فاقد جریان

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. کاهش یا قطع جریان گاز به هر دلیل در بالادست	۱. هوا وارد دودکش فلر شده و احتمال انفجار در راه اندازی وجود خواهد داشت.	۱. عایق نسبت به هوا و نشئت گیری در نظر گرفته شده	PCV در خط پیلوت از فلر واحد مکزدایی باید بموقع چک شود تا شکل تنظیم و عملکرد نداشته باشد.
	۲. قطع احتراق در فلر		

مشعل ۸: Node

Deviation: ۲. جریان بیشتر

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. نگرانی ندارد			

مشعل ۸: Node

Deviation: ۳. فشار زیاد یا کم

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. نگرانی ندارد			

مشعل ۸: Node

Deviation: ۴. عمل نکردن

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. کاهش گاز فرآیندی به پیلوت	۱. احتمال ایجاد آتش ناگهانی و آسیب به فلر	ها در دودکش TE's فلر	
۲. مشکل در سیستم جرقه زنی	۱. تاخیر در عملیات راه اندازی واحد	۱. اپراتورها ممکن است از تفنگ برای روشن کردن مشعل استفاده کنند.	
۳. راه اندازی مشعل بعد از یک خاموشی کلی در واحد	۱. ورود هوا به مشعل و دودکش و در صورت وجود سوخت زیاد احتمال ایجاد انفجار در هنگام راه اندازی واحد.	۱. عایق نسبت به هوا و نشئت گیری در نظر گرفته شده	

جدول ۴-۹ کاربرد هازوپ برای گره شماره ۹

نمود یا کاهش جریان تزریق امولسیون شکن ۱. Deviation: مجموعه تزریق امولسیون شکن ۹. Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
خرابی یا بد کار کردن پمپ تزریق	۱. تزریق نشدن امولسیون شکن و ایجاد مشکل برای نمکزداها و محصول خروجی با کیفیت دور از انتظار	۱. نشانگر وضعیت پمپ	
		۲. وجود پمپ جایگزین در سرویس	
تنظیم یا انتخاب ۲. اشتباه میزان تزریق برای پمپ	۱. مشابه بالا	۱. اپراتورها ممکن است نشانگرهای جریان را در مسیر چک کنند.	
گرفتگی در خط ۳. لوله	۱. مشابه بالا	۱. اندازه گیری توسط مخزن عایق مکش انجام می شود.	

افزایش جریان تزریق امولسیون شکن ۲. Deviation: مجموعه تزریق امولسیون شکن ۹. Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
تنظیم اشتباه پمپ ۱. یا خطای دستگاه	۱. اصراف مواد شیمیایی	۱. اپراتورها ممکن است نشانگرهای جریان را در مسیر چک کنند.	
	۲. وجود مواد اضافی در نمکزداها	۲. اندازه گیری توسط مخزن عایق مکش انجام می شود.	

جهت جریان معکوس یا اشتباه ۳. Deviation: مجموعه تزریق امولسیون شکن ۹. Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
به هر دلیل فرایندی ۱. یا مشکل دستگاهی			۵۳. بررسی دقیق برای انتخاب محل مناسب و نصب چک ولو

فشار بالا ۴. Deviation: مجموعه تزریق امولسیون شکن ۹. Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
--------	--------------	------------	-----------------

بستن هریک از ۱. شیرهای در مسیر خروجی از پمپ تزریق	تخریب خط لوله و ۱. پمپ	در نظر گرفته Psv شده	
گرفتگی در لوله ۲.	مشابه بالا ۱.		

فشار پایین ۵: Deviation      مجموعه تزریق امولسیون شکن ۹: Node

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
گرفتگی در بخش ۱. مکش پمپ	آسیب به پمپ ۱.		تنظیم دستورالعمل و ۵۴. برنامه برای چک کردن بموقع شیرهای ورودی

سطح بالا ۶: Deviation      مجموعه تزریق امولسیون شکن ۹: Node

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
اشتباه اپراتور ۱. ممکن است مخزن امولسیون را بیش از حد پر کند	از دست دادن و ۱. اصراف مواد و ایجاد آلودگی و خطرات سلامتی و بهداشتی	دستورالعمل مناسب برای ۱. پر کردن مخازن شیمیایی و لزوم حضور اپراتور در محل	
		۱. LG اپراتور ممکن است محلی را چک کند.	
		۳. PPE	
		۴. سینی سرریز در نظر گرفته شده	

سطح پایین ۷: Deviation      مجموعه تزریق امولسیون شکن ۹: Node

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
کم بودن ماده ۱. امولسیون شکن	آسیب به پمپ و ۱. همزن	برای DH-LAL متوقف کردن	بررسی بموقع مخازن و توجه به



Node: ۹. شكن ۸. Deviation: مجموعه تزریق امولسیون شكن ۹. نبود یا کاهش جریان تزریق امولسیون شكن

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
در مخزن به دلیل مصرف و پر نکردن بموقع	انجام نشدن تزریق و ۲۰ ایجاد مشکل در عملکرد واحد نمکزدایی	کار پمپ و همزن	دستورالعمل های موجود توسط اپراتورها

Node: ۹. شكن ۹. Deviation: تغییر در ترکیب درصد ۹. مجموعه تزریق امولسیون شكن

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
خرابی یا بد کار ۱۰ کردن همزن	تاخیر در آماده سازی ۱۰ امولسیون شكن و همچنین احتمال ایجاد مشکل برای واحد نمکزدایی	نشانگر وضعیت ۱۰ همزن	

جدول ۴-۱۰ کاربرد هازوپ برای گره شماره ۱۰

کاهش یا نبود جریان تزریق ۱. Deviation: مجموعه بازدارنده خوردگی ۱۰. Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. خرابی یا بد کار کردن پمپ تزریق	از دست دادن تزریق و افزایش شدت خوردگی	۱. نشانگر وضعیت پمپ	
		۲. پمپ های جایگزین در سرویس	
۲. تنظیم یا انتخاب اشتباه میزان تزریق برای پمپ	مشابه بالا ۱.	۱. اپراتورها ممکن است نشانگرهای جریان را در مسیر چک کنند.	
۳. تزریق همزمان به دو نقطه با فشار متفاوت	مشابه بالا ۱.		
۴. تخریب خط لوله	مشابه بالا ۱.	۱. DH-PI ۰۳A	
		۲. DH-PSV ۰۳B	

افزایش جریان ۲. Deviation: مجموعه بازدارنده خوردگی ۱۰. Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. تنظیم اشتباه یا خطای دستگاه	از دست دادن مواد ۱.		۱. اپراتورها بهتر است نشانگرهای جریان را در مسیر چک کنند.

جهت جریان معکوس یا اشتباه ۳. Deviation: مجموعه بازدارنده خوردگی ۱۰. Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. احتمال جریان معکوس در این قسمت وجود ندارد.			

Node: ۱۰: مجموعه بازدارنده خوردگی Deviation: ۴ فشار بالا

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
بسته شدن شیرها ۱۰ در مسیر تزریق در خروجی پمپ	تخریب خط لوله و ۱۰ پمپ	۱.PSV	
گرفتگی لوله ۲۰	مشابه بالا ۱۰		

Node: ۱۰: مجموعه بازدارنده خوردگی Deviation: ۵: تغییر در ترکیب درصد

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
گرفتگی در قسمت مکش ۱۰ پمپ	تخریب خط لوله و پمپ ۱۰		

Node: ۱۰: مجموعه بازدارنده خوردگی Deviation: ۶: کاهش یا نبودن جریان تزریق

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
خطای اپراتور ۱۰ ممکن است باعث شود مخزن نگهداری مواد سرریز کند.	از دست رفتن مواد، ۱۰ خطرات بهداشتی و آلودگی محیط زیست	دستورالعمل مناسب ۱۰ برای پر کردن مخازن شیمیایی و لزوم حضور اپراتور در محل	
		اپراتور ممکن است محلی را چک کند LG	
		۳.PPE	
		سینی سرریز در نظر ۴۰ گرفته شده شست و شوی چشم و دوش های اضطراری	
		خط جریان اضافی ۵۰ در نظر گرفته شده است	

سطح پایین ۷. Deviation: مجموعه بازدارنده خوردگی ۱۰. Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
کم بودن ماده ۱۰. امولسیون شکن در مخزن بدلیل مصرف و پر نکردن بموقع	آسیب به پمپ ۱۰.	برای هشدار LSL-۰۳ و متوقف کردن پمپ در نظر گرفته شده است	
	انجام نشدن تزریق و ۲۰. ایجاد مشکل خوردگی بیشتر در واحد		

تغییرات ترکیب درصد ۸. Deviation: مجموعه بازدارنده خوردگی ۱۰. Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
ترکیب درصد ۱۰. اشتباه بعلت خطای اپراتور	افزایش خوردگی در ۱۰. اثر کم یا اصراف مواد در اثر ترکیب درصد زیادی	دستورالعمل های ۱۰. مناسب جهت آماده سازی مواد شیمیایی	در نظر گرفتن همزن در ۴۲۰. مخزن مواد بازدارنده خوردگی

جدول ۴-۱۱ کاربرد هازوپ برای گره شماره ۱۱

Node: گودال سوخت ۱۱ Deviation: عمل نکردن ۱

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. کاهش گاز سوختی یا سوخت مایع به واحد	۱. تاخیر در راه اندازی واحد	۱. FAL	
		۲. PAL	
		۳. TAL	
۲. مشکل در سیستم جرقه زنی	۱. تاخیر در راه اندازی عملکرد سیستم	۱. اپراتورها ممکن است از روش های دستی برای روشن کردن استفاده کنند	
۳. نبود سطح مایع در گودال سوخت	آلودگی محیط زیست ۱.		۱. در نظر گرفتن دستورالعمل مناسب و دقیق بمنظور انجام تعمیرات همچنین ثابت نگهداشتن سطح آب
			۲. ساختار گودال سوخت مناسب و لوله و بر طبق استانداردها طراحی شود
۴. سر ریز آب از گودال سوخت	مشابه بالا ۱.		۱. پمپ سطحی برای آب ر نظر گرفته شود.

جدول ۴-۱۲ کاربرد هازوپ برای گره شماره ۱۲

جریان ورودی بیشتر ۱: Deviation: ناک اوت درام گاز سوختنی ۱۲: Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
انحراف فشار را ۱۰ ببینید			

عمل نکردن ۲: Deviation: گودال سوخت ۱۲: Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
کاهش یا قطع ۱۰ جریان به دلیل مشکلات تجهیزات یا فرآیند.	ایجاد اختلال در واحد ۱۰ نمکزدایی که ممکن است منجر به قطع عملکرد کل واحد شود.	۱۰. اپراتورها ممکن است از حالت عملکرد بویلر، هیترها و ... متوجه شوند. ۲. DH-PAL ۴۴۱۹۱B	
۲. DH-PV ۴۴۱۹۱ نتواند به اندازه بسته یا باز شود.	مشابه بالا ۱۰.		
۳۰. خرابی در شیر جریان DH-ESDV ۴۴۱۹۲ یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که آن همچنان بسته نگه دارد.	مشابه بالا ۱۰.	۱۰. نشانگر موقعیت بر روی شیر ۲. DH-PAL ۴۴۱۹۱B ۳۰. اپراتورها ممکن است از حالت عملکرد بویلرها، هیترها و ... متوجه شوند.	

جریان ورودی بیشتر ۳: Deviation: ناک اوت درام گاز سوختنی ۱۲: Node:

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۴۰. خرابی در شیر جریان DH- ۴۴۱۹۰ XV یا هر عاملی در چرخه کنترلی شیر که آن را همچنان باز نگه دارد.	گاز سوختنی به فلز ۱۰ قطع شده و فلز خاموش خواهد شد.		

Node: ۱۲. ناک اوت درام گاز سوختنی

Deviation: ۴. جهت جریان معکوس یا اشتباه

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. نگرانی ندارد.			

Node: ۱۲. ناک اوت درام گاز سوختنی

Deviation: ۵. فشار بالا

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. کاهش جریان به پایین دست به هر دلیل مانند گرفتگی در خط یا مشکل شیرها در مسیر	۱. احتمال تخریب خط لوله و تجهیزات دیگر	۱. DH-PAH ۴۴۱۹۱B	
۲. گرفتگی در صفحه مه گیر	۱. کاهش فشار در پایین دست		
۳. موارد آتش گیر یا انفجار	۱. احتمال تخریب تجهیزات	۱. DH-PSV ۴۴۱۹۰/۴۴۱۹۱	

Node: ۱۲. ناک اوت درام گاز سوختنی

Deviation: ۶. فشار پایین

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۱. انحراف جریان کم یا فاقد جریان را ببینید			

Node: ۱۲. ناک اوت درام گاز سوختنی

Deviation: ۷. سطح بالا

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
		۱. DH-LAH ۴۴۱۹۲	

Node: ۱۲. ناک اوت درام گاز سوختنی

Deviation: ۸. جریان ورودی بیشتر

Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۴۴۱۹۰ یا هر عاملی در چرخه کنترل شیر که آن همچنان بسته نگه دارد.	گاز	نشانگر موقعیت بر ۲۰ روی شیر	

Node: ۱۲. ناک اوت درام گاز سوختنی

Deviation: ۹. سطح پایین

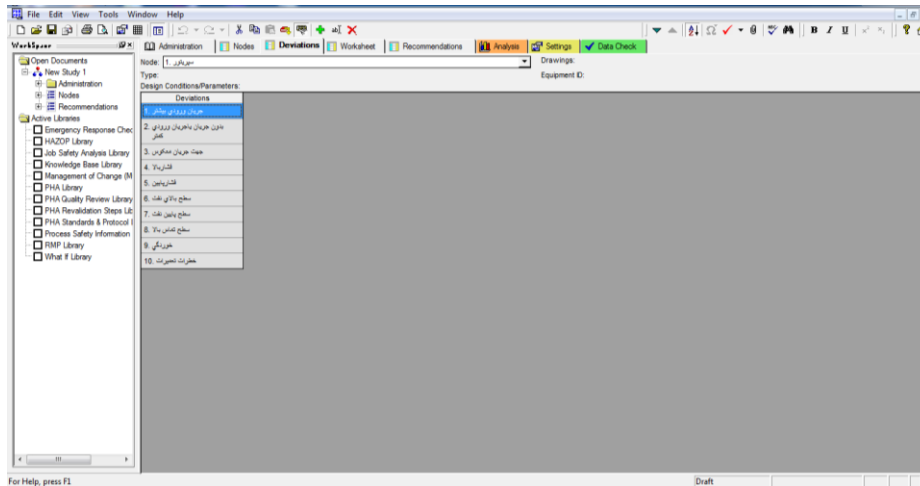
Causes	Consequences	Safeguards	Recommendations
۲. خرابی در شیر جریان ۴۴۱۹۰ DH-XV یا هر عاملی در چرخه کنترل شیر که آن را همچنان باز نگه دارد.	احتمال همراه رفتن گاز با جریان مایع	۴۴۱۹۳ DH-LAL ۱.	
		نشانگر موقعیت ۲۰ بر روی شیر	



## **فصل پنجم**

### **بحث و نتیجه گیری**

## ۵-۱ نتیجه گیری و پیشنهادات



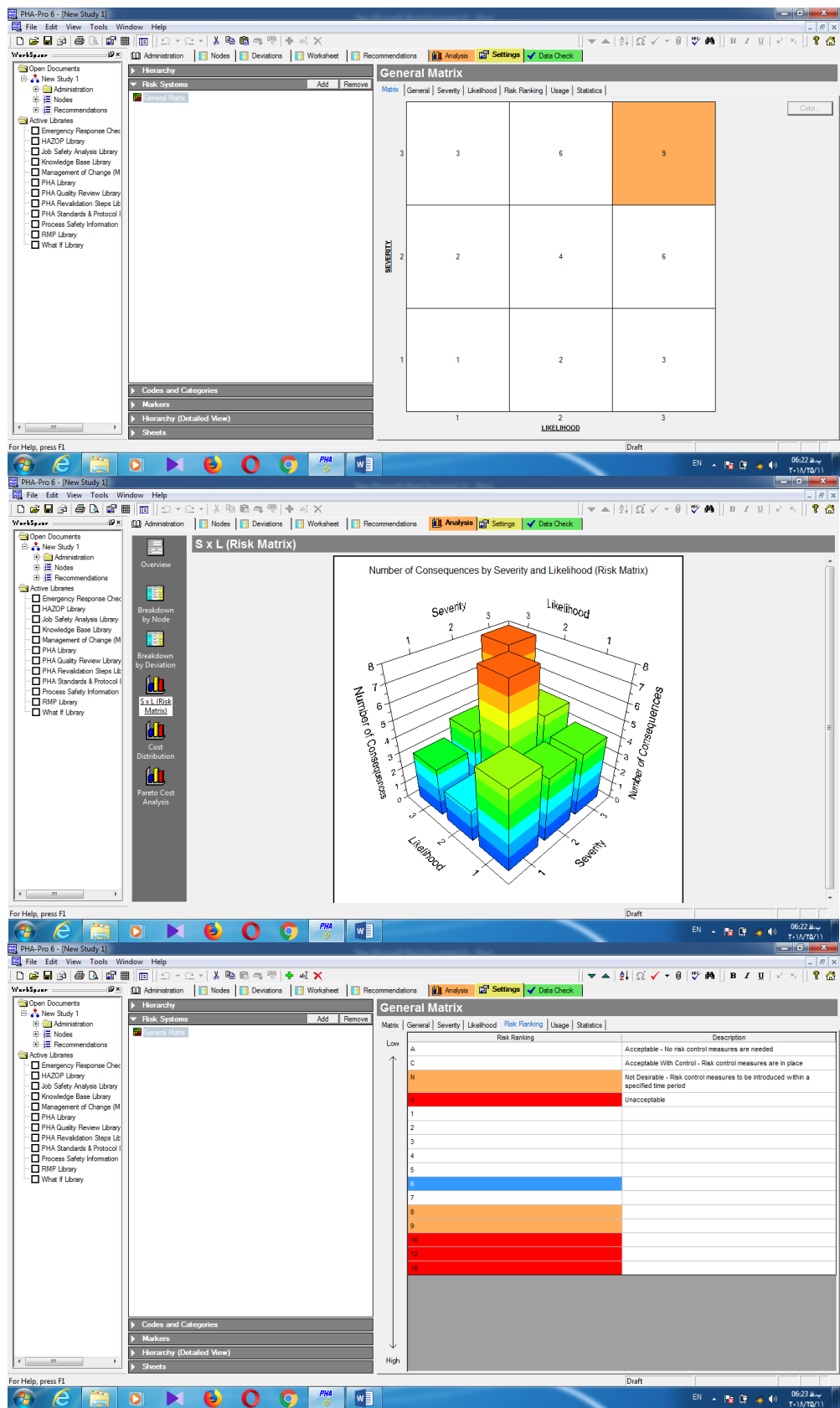
Node: 1. جریان ورودی مایع

Type: Design Conditions/Parameters

Deviations: 1. جریان ورودی مایع

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. افزایش دمای جریان ورودی مایع	1. افزایش دمای جریان ورودی مایع	2	3	6	1. DH-PC رنگ خنک کننده	1. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث
2. خرابی جریان ورودی مایع	2. خرابی جریان ورودی مایع	3	3	9	2. DH-LC رینگ خنک کننده	2. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث
3. افزایش دمای جریان ورودی مایع	3. افزایش دمای جریان ورودی مایع	3	2	6	3. DH-PCV رینگ خنک کننده	3. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث
4. افزایش دمای جریان ورودی مایع	4. افزایش دمای جریان ورودی مایع	3	2	6	4. DH-PCV رینگ خنک کننده	4. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث
5. افزایش دمای جریان ورودی مایع	5. افزایش دمای جریان ورودی مایع	3	2	6	5. DH-PCV رینگ خنک کننده	5. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث
6. افزایش دمای جریان ورودی مایع	6. افزایش دمای جریان ورودی مایع	3	2	6	6. DH-PCV رینگ خنک کننده	6. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث
7. افزایش دمای جریان ورودی مایع	7. افزایش دمای جریان ورودی مایع	3	2	6	7. DH-PCV رینگ خنک کننده	7. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث
8. افزایش دمای جریان ورودی مایع	8. افزایش دمای جریان ورودی مایع	3	2	6	8. DH-PCV رینگ خنک کننده	8. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث
9. افزایش دمای جریان ورودی مایع	9. افزایش دمای جریان ورودی مایع	3	2	6	9. DH-PCV رینگ خنک کننده	9. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث
10. افزایش دمای جریان ورودی مایع	10. افزایش دمای جریان ورودی مایع	3	2	6	10. DH-PCV رینگ خنک کننده	10. تهیه یک دستورالعمل به منظور حذف ریسک این اتفاق در زمان وقوع حوادث

Breakdown by Deviation						
Node	Deviation	Number of Study Items				
		Causes	Consequences	Safeguards		
1. سرچشمه	1. جریان دروازه ای معکوس	3	5	6		
	2. بدون جریان با جریان دروازه ای معکوس	4	4	4		
	3. جهت جریان معکوس	1	1	0		
	4. فشار بالا	4	5	9		
	5. فشار پایین	2	2	2		
	6. سطح بالای نفت	3	4	7		
	7. سطح پایین نفت	3	4	8		
	8. سطح تماس بالا	1	1	2		
	9. خوردگی	1	1	2		
	10. خطرات تصویبات	1	1	0		
2. معادن اولیه	1. جریان دروازه ای معکوس	1	1	0		
	2. بدون جریان با جریان دروازه ای معکوس	1	2	0		
	3. فشار بالا	3	3	5		
	4. فشار پایین	2	2	0		
	5. سطح زیاد	1	1	3		
	6. سطح پایین	2	2	2		
3. گردان سبک	1. تکان نکردن	4	4	4		



PHA-Pro 6 - [استدریس]

File Edit View Tools Window Help

Administration Nodes Deviations Worksheet Recommendations Analysis Settings Data Check

Open Documents

- Administration
  - Nodes
  - Recommendations
- Active Libraries
  - Emergency Response Check
  - HAZOP Library
  - Job Safety Analysis Library
  - Knowledge Base Library
  - Management of Change (M)
  - PHA Library
  - PHA Quality Review Library
  - PHA Revalidation Steps Lib
  - PHA Standards & Protocol I
  - Process Safety Information
  - RMP Library
  - What If Library

Hierarchy

Risk Systems

Codes and Categories

Markers

Hierarchy (Detailed View)

Sheets

General Matrix

Matrix | General | Severity | Likelihood | Risk Ranking | Usage | Statistics

	1	2	3	4
4	4	8	12	16
3	3	6	9	12
2	2	4	6	8
1	1	2	3	4
	1	2	3	4

SEVERITY

LIKELIHOOD

Draft

For Help, press F1

PHA-Pro 6 - [تجزیه و تحلیل خطر]

File Edit View Tools Window Help

Administration Nodes Deviations Worksheet Recommendations Analysis Settings Data Check

19 tests enabled

Add/Remove Tests...

Administration

- General
  - Facility Information
    - Company is blank
    - Location is blank
  - No Team Members
  - No Sessions
  - No Drawings
- Node: 1: محصوره با بارزنده خورنگی
  - Cause: 3: توزیع همزمان به منطقه با فشار متفاوت
  - No Safeguards
- Deviation: 1: توزیع همزمان به منطقه با فشار متفاوت
- Cause: 1: تنظیم اشتباه به با احتیاط دستگاه
- No Safeguards

- Deviation: 3: جهت جریان معکوس
- Cause: 1: احتداد جریان معکوس در این قسمت وجود ندارد
- Consequence: 1:
- No Safeguards
- Deviation: 4: فشار بالا
- Cause: 2: گرفتگی بوبه
- No Safeguards
- Deviation: 5: فشار پایین
- Cause: 1: گرفتگی در قسمت بکتر به ب
- No Safeguards

Draft

For Help, press F1

PHA-Pro 6 - [New Study 1]

File Edit View Tools Window Help

Administration Nodes Deviations Worksheet Recommendations Analysis Settings Data Check

Nodes

Nodes	Type	Design Conditions/Parameters	Drawings	Equipment ID	Comment	Date	Rev. #	Revision Date
1. سولفاتور								
2. مخزن فرایه								
3. گران سبت								

Draft

For Help, press F1

در جدول‌های مربوط به کاربرگ‌های مطالعه هازوپ، بحث‌های فرآیندی و نتیجه‌گیری‌های مورد نیاز و همچنین پیشنهادات جهت بهبود فرآیند ارائه شده است. در هر قسمت متناسب با مشکل فرآیندی خاص پیشنهادی جهت رفع آن مشکل ارائه شده که در جداول قابل بررسی می‌باشد. باتوجه به این پیشنهادها و اجرای آنها می‌توان سطح ریسک واحد فرآیندی را کاهش داد و احتمال وقوع حوادثی در آینده را کم کرد.

البته برخی از پیشنهادات کلی جهت افزایش ایمنی سیستم‌های فرآیندی و کاهش خسارت ناشی از حوادث را می‌توان به شرح زیر ارائه داد:

بروز بودن دستورالعمل‌ها و آموزش این دستورالعمل‌ها به اپراتورهای واحدهای فرآیندی عمل کردن و نظارت بر اجرای دستورالعمل‌ها خصوصاً در عملیات تعمیرات اساسی که سهم عمده‌ای در ایجاد حوادث دارد

مدیریت صحیح و جلوگیری از تصمیمات شتاب زده و تغییرات سریع در تولید فرآیند یا توقف تولید

تشکیل تیم مدیریت تغییر و بررسی‌های دقیق هنگام تغییرات فرآیندی برگزاری دوره‌های عمومی آموزش ایمنی فرآیند و افزایش سطح اطلاعات کلیه کارکنان در بخش‌های مختلف

انجام بموقع بازرسی‌های واحدها، تعویض بموقع قطعات در معرض آسیب و ... انجام مطالعات دقیق ارزیابی ریسک به روش‌های مختلف و با استفاده از تیم‌های با افراد با تجربه تر که آگاه به فرآیند می‌باشند.

همچنین برگه‌های کاری (Worksheets) تنظیم شده از طریق تکنیک HAZOP نشان می‌دهد چنانچه تجهیزات ایمنی و آتش‌نشانی در محوطه‌های فرآیندی زیر کامل باشد، کمترین خسارات و هزینه‌ها را به انسان، صنعت و محیط زیست وارد می‌شود این سیستم‌ها شامل:

۱. برای مبارزه با آتش‌های حاصله در کلیه قسمت‌های کارخانه، شبکه آب آتش‌نشانی با لوله‌های استاندارد و با قطر مناسب که بر روی آنها شیرهای هایدرانت (HYDRANT) نصب، می‌شود، احداث گردد.

۲. کلیه انشعابات فرعی شبکه آب آتش‌نشانی بایستی مجهز به شیر جدا کننده (Valve Isolating) باشد.

۳. مانیتورهای آبپاش شبکه آب به صورت Jet/Fog قابل تنظیم باشد

۴. نصب پمپ های شبکه آب آتش نشانی Pump Fire
  ۵. نصب اشکارسازهای گاز های قابل اشتعال
  ۶. نصب آشکارسازهای گازهای سمی Detector Gas Toxic
  ۷. شعله یاب Detector Flame
  ۸. نصب شاسی های دستی اعلام خطر در محوطه فرآیندی و ساختمانها Manual Point Call
  ۹. نصب اشکارسازهای هیدروژن Detector Hydrogen
  ۱۰. نصب سوت خطر Siron
  ۱۱. حرارت یاب Detector Heat
  ۱۲. دود یاب Detector Smoke
  ۱۳. نصب سیستم اطفاء حریق اتوماتیک بوسیله گاز  $2Co$  در اتاق های برق ولتاژ بالا و پایین System flooding Total  $2Co$  Matic Auto
  ۱۴. نصب هشدار دهنده های صوتی Horns در محوطه های باز و ساختمان های اداری.
  ۱۵. نصب هشدار دهنده های نوری Flasher در مکان هایی که صدا زیاد باشد
  ۱۶. نصب دستگاه های تنفسی در مواقع اضطراری
  ۱۷. نصب سایبان های آتش نشانی Sheelter Fire در محوطه فرآیندی با فواصل معین و طبق استانداردهای رایج، که در زیر هر کدام از آنها تجهیزات زیر بایستی قرار گیرد.
    - دستگاه های خاموش کننده چرخدار پودر شیمیایی ۷۵ کیلوگرمی.
    - دستگاه های خاموش کننده چرخدار گاز Co
    - دستگاه های خاموش کننده چرخدار کف ۱۰۰ لیتری
    - شیلنگهای آب آتش نشانی ۲۵ متری
    - دستگاه های کف ساز
- علاوه بر موارد بالا همچنین پیشنهاد می شود برای افزایش ایمنی واحد بهره برداری دهلران، در کارهای آینده و پژوهش های بعدی با روش های دیگر ارزیابی ریسک فرایندی، نظیر روش های کمی ارزیابی انجام شده و با روش هازوپ مقایسه گردد.
- می توان مطالعات ارزیابی پیامد را انجام داد و مدلسازی حوادث با نرم افزارهای کاربردی را بررسی کرد.
- برای تجهیزات فرایندی به طور جداگانه از روش های کمی ارزیابی ریسک استفاده شود.

مروری بر حوادث گذشته صورت گرفته و ارزیابی حوادث نیز انجام گیرد، همچنین حوادث در واحد های مشابه در شرکت های نفتی سطح اول دنیا بررسی شده و مورد مطالعه قرار گیرد تا با پیاده کردن راه های کاهش، از خسارات مشابه جلوگیری بعمل آید.



## منابع

- (۱) حبیبی، احسان ....، ۱۳۸۴، ایمنی کاربردی و شاخص های عملکرد در صنعت، همدان: انتشارات فن آوران.
- (۲) ستاره هاشم و همکاران، ۱۳۸۴، ارزیابی ریسک حریق، انتشارات، فن آوران، چاپ اول.
- (۳) محمد فام، ایرج، ۱۳۸۴، تکنیک های ایمنی، مطالعه عملیات و خطر HAZOP، همدان: انتشارات فن آوران.
- (۴) نیکلا، ژ. باهر، ترجمه رضاده حجت ....، ۱۳۸۳، مهندسی ایمنی سیستم و ارزیابی ریسک، انتشارات دانشگاه صنعتی امیر کبیر، چاپ اول.
- (۵) سخاوتی، مهدی و همکاران ۱۳۸۴، انجام مطالعه HAZOP واحد Eo/EG مجتمع پتروشیمی اراک و نتایج ارزشمند آن، اولین همایش ملی مهندسی ایمنی و مدیریت HSE، تهران: دانشگاه صنعتی شریف.
- (۶) Haimes, Yacov Y. Risk Modeling, Assessment, and Management, ۳rd Edition. Wiley January ۲۰۰۹.
- (۷) D.K.Y. Wong, D.E. Pitfield, R.E. Caves, A.J. Appleyard. "Quantifying and haracterising aviation accident risk factors" Journal of Air Transport Management, ۲۰۰۶: ۳۵۲-۳۵۷.
- (۸) G.L.L. Reniers, W. Dullaert, B.J.M. Ale, K. Soudan. "Developing an external domino accident prevention." Journal of Loss Prevention in the Process Industries, ۲۰۰۵: ۱۲۷-۱۳۸.
- (۹) محمد فام، ایرج، ۱۳۸۴، تکنیک های ایمنی، آنالیز ایمنی شغلی JSA، همدان: انتشارات فن آوران.
- (۱۰) Niels Peter Hoj, Wolfgang Kroger. "Risk analyses of transportation on road and railway from a European Perspective" Safety Science, ۲۰۰۲: ۳۳۷-۳۵۷.
- (۱۱) Erik Hollnagel. " Analysis and Prediction of Failurcs in Complex Systems: Models & Methods", ۲۰۰۴
- (۱۲) P.K. Marhavidas, D.E. Koulouriotis. "The Deterministic and Stochastic Risk Assessment Techniques in the Work Sites" Risk Management for the Future - Theory and Cases, ۲۰۱۲:۵۱
- (۱۳) Doytchin E. Doytchev, Gerd Szwillus. "Combining task analysis and fault trcc analysis for accident and incident analysis: A case study from Bulgaria" Accident Analysis and Prevention, ۲۰۰۹: ۱۱۷۲-۱۱۷۹.

- (14) Kurt Landau, Walter Rohmert, Regina Brauchler. "Task analysis: Part I - Guidelines for the practitioner" *International Journal of Industrial Ergonomics*, 1998: 3-11.
- (15) Tom Kontogiannis, Vrassidas Leopoulos, Nikos Marmaras. "A comparison of accident analysis techniques for safety-critical Man-machine systems" *International Journal of Industrial Ergonomics*, 2000: 327-347.
- (16) Shuang-Hua Yang, Lili Yang. "Automatic safety analysis of control systems" *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2005: 178-185.
- (17) Melissa T. Baysari, Andrew S. McIntosh, John R. Wilson. "Understanding the human factors contribution to railway accidents and incidents in Australia" *Accident Analysis and Prevention*, 2008: 1750-1757.
- (18) Pan. K. Marhavilas D.E. Koulouriotis. "A risk-estimation methodological framework using quantitative assessment techniques and real accidents' data: Application in an aluminum extrusion industry" *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2008: 596-603.
- (19) Fred Henselwood, Gerry Phillips. "A matrix-based risk assessment approach for addressing linear hazards such as pipelines" *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2006: 433-441.
- (20) M.M. van der Voort, A.J.J. Klein, M. de Maaijer, A.C. van den Berg, J.R. van Deursen, N.H.A. Versloot. "A quantitative risk assessment tool for the external safety of industrial plants with a dust explosion hazard" *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2007: 375-386.
- (21) Valerio Cozzani, Giacomo Antonioni, Gigliola Spadoni. "Quantitative assessment of domino scenarios by a GIS-based software tool" *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2006: 463-477.
- (22) Paolo Trucco, Michela Cavallin. "A quantitative approach to clinical risk assessment: The CREA method" *Safety Science*, 2006: 491-513.
- (23) Egidijus R. Vaidogas. "First step towards preventing losses due to mechanical damage from abnormal actions: Knowledge-based forecasting the actions" *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2006: 375-385.
- (24) Shahid Suddle. "The weighted risk analysis" *Safety Science*, 2009: 668-679.
- (25) Daryl Attwood, Faisal Khan, Brian Veitch. "Occupational accident models—where have we been and where are we going?" *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2006: 664-682.
- (26) Tom Kontogiannis, Stathis Malakis. "A proactive approach to human error detection and identification in aviation and air traffic control" *Safety Science*, 2009: 693-706.

(۲۷) Dong Yuhua, Yu Datao." Estimation of failure probability of oil and gas transmission pipelines by fuzzy fault tree analysis" Journal of Loss Prevention in the Process Industries, ۲۰۰۵: ۸۳-۸۸.

(۲۸) محمد فامف ایرج، ۱۳۸۴، تکنیک های ایمنی آنالیز درخت خطا FTA، همدان: انتشارات فن آوران. ص ۵ الی ۱۱.

(۲۹) Eun-Soo Hong, In-Mo Lee, Hee-Soon Shin, Seok-Woo Nam, Jung-Sik Kong." Quantitative risk evaluation based on event tree analysis technique: Application to the design of shield TBM" Tunnelling and Underground Space Technology, ۲۰۰۹: ۲۶۹-۲۷۷.

(۳۰) Faisal I. Khan, Mahmoud M. Haddara." Risk-based maintenance (RBM): a quantitative approach for maintenance/inspection scheduling and planning" Journal of Loss Prevention in the Process Industries, ۲۰۰۳: ۵۶۱-۵۷۳

(۳۱) محمد فام، ایرج، پاییز ۸۳، شناسایی خطاهای انسانی به روش HAZOP، مجله پیام ایمنی، سال دوم، شماره ۷، ص ۱۶

(۳۲) کسای، علی، پاییز ۸۲، HAZOP و ضرورت اجرای آن در صنایع فرایندی و مواد شیمیایی، مجله پیام ایمنی، سال اول، شماره ۳، ص ۱۰.

(۳۳) علویان، قوانینی محمد عماد و رزاز محمد ضیاء، ۱۳۸۴. مهندسی ایمنی و روش های انجام آن در شرکت های طراحی، دهمندسی و نصب. اولین همایش مای مهندسی ایمنی و مدیریت HSE، تهران دانشگاه صنعتی شریف.

(۳۴) قهرمانی، ابوالفضل و همکاران، ۱۳۸۴، استفاده از HAZOP در ارزیابی ریسک یک فرایند شیمیایی، اولین همایش ملی ایمنی و مدیریت HSE، تهران: دانشگاه صنعتی شریف.

(۳۵) نظری، شهاب و رشتچیان داوود، ایمنی و طرح حالت بحرانی به همراه مطالعات موردی ارزیابی مخاطرات واحدهای VCM و NF پتروشیمی بندر امام از روش HAZOP و تحلیل حادثه اخیر رویداده در پتروشیمی اراک، سومین گنگره ملی مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی شریف.

(۳۶) رشادی، نفیسه و همکاران، ۱۳۸۴، تعمیم روش FMEA با دیدگاه فرایندی بعنوان جایگزین HAZOP در فرایندهای پیچیده، اولین همایش ملی مهندسی ایمنی و مدیریت HSE، تهران: دانشگاه صنعتی شریف.

(۳۷) سخاوتی، مهدی و همکاران، ۱۳۸۴، انجام مطالعه HAZOP واحد EO/EG مجتمع پتروشیمی اراک و نتایج ارزشمندی آن، اولین همایش ملی مهندسی ایمنی و مدیریت HSE، تهران: دانشگاه صنعتی شریف.

(۳۸) Svandova, Z, and et al, ۲۰۰۵," Steady States Analysis And Dynamic Simulation as A Complement in the HAZOP Study of Chemical Reactors" ICHEM, ۸۳ (B۵): ۴۶۳-۴۷۱

- (٣٩) Chiappetta, G. and et al , ٢٠٠٦ , "Analysis of Safety Aspects in A Membrane Reactor" DESALINATION ١٩٣ (٢٠٠٦) ٢٦٧-٢٧٩.
- (٤٠) Eizenberg , Shimon .and et al , ٢٠٠٦ , " Combining HAZOP with Dynamic Simulation - Applicatoons for Safety Education " LOSS PREVENTION in the PROCESS INDUSTRIES, ١٩(٢٠٠٦) ٧٥٤-٧٦١. SAU.
- (٤١) Labovsky. Juraj, and et al, ٢٠٠٧, "Model-Based HAZOP study of Real MTBE Plant" LOSS PREVENTION in the PROCESS INDUSTRIES, ٢٠ (٢٠٠٧) ٢٣٠-٢٣٧.
- (٤٢) Canno. E, and et al, ٢٠٠٢, "Risk Analysis in Plant Commissoning the Multilevel HAZOP" RELIABILITY ENGINEERING & SYSTEM SAFETY, ٧٧ (٢٠٠٢) ٣٠٩-٣٢٣ ١
- (٤٣) Faisal L.Khan and et al, ٢٠٠٠, " Towards Automation of HAZOP with a New Tool FyDCP TOPF ENVIRONMENTAL MODELLING & SOFTWARE, ١٥ (٢٠٠٠) ٦٧-٧٧.

**Abstract**

Oil and gas exploitation sub-unit DEHLORAN Iran Central Oil Fields Company. This unit capacity of approximately 55,000 barrels per day is considered. The unit is 18 kilometers north of West Ahvaz and 5 kilometers of operation is a good source. The unit includes equipment and facilities, such as other operating units, including spacers for first, second and third heat exchangers, pumps, wastewater treatment systems, equipment and systems unified air, drinking water systems, chemical injection systems, system gas and oil burners and oil water separators and more. Cheshmeh Khosh oil produced in this section will be sent to unit operation. The aim of this study was to evaluate Hazop design and functional units and equipment which is used to explore areas of potential risk or likelihood of operational problems and the process will be. A list of actions required and suggestions for improving the process will be. If you implement to decrease potential risks and thereby reduce future incidents of that process.

**Key Words:** Risk Assessment, Hazop Study, Operation Unit, Dehloran.



Energy Institute For Higher Education  
Faculty Of Engineering  
Department Of Chemical Engineering- HSE  
Thesis For  
Degree Of Master Of Science (M.Sc)

Title:

# Risk assessment by Hazop method at West Oil & Gas Exploitation Company of Cheshmeh Khosh Branch

Supervisor:

Dr. Mojtaba Mirzaei

By:

Haidar Moradi

Autumn, ۲۰۱۸