

سید الشہداء



مؤسسه آموزش عالی انرژی

دانشکده فنی و مهندسی

پایان نامه دوره کارشناسی ارشد

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

عنوان

**شناسایی و ارزیابی کیفی ریسک‌ها و مخاطرات
فرایندی اسکرابر ورودی و سیستم مخازن زهکشی خط
انتقال ۳۶ اینچی میعانات گازی پالایشگاه ستاره خلیج
فارس بر اساس روش HAZOP**

اساتید راهنما:

دکتر نصراله محمدی

دکتر مجتبی میرزایی

پژوهشگر:

شنو نازاری

زمستان ۱۳۹۷

تشکر و قدردانی

بسیار خرسندم که بار دیگر فرصت آموختن یافتم و توانستم گامی دیگر در راستای اعتلای دانش و آگاهی بردارم. فرصت غنیمت می‌شمارم و از این طریق تشکر و قدردانی خود را از تمامی اساتید بزرگواری که در این مقطع توفیق دانش آموزی در محضرشان را داشتم، اعلام می‌دارم.

از استاد راهنمای بسیار گرانقدرم جناب آقای دکتر نصراله محمدی که وجودشان در طول دوران تحصیل همیشه قوتی برای پیش بردن کارهایم بوده است و در انجام این پایان نامه از راهنمایی‌هایشان بسیار بهره‌مند شدم، نهایت سپاسگزاری را به عمل می‌آورم.

از جناب آقای دکتر مجتبی میرزایی که ایشان نیز راهنمایی این پروژه را بر عهده داشتند کمال تشکر را دارم.

سپاس بی پایان از جناب آقای مهندس فواد گل‌عزاری که در تمام مراحل کار با مشاوره و راهنمایی‌های بی‌دریغ خویش، در انجام این پروژه مرا یاری رساندند.

به پاس عاطفه‌ی سرشارشان

که در این برهوت بدگمانی و شک

چون شجرانگی می‌دخشد و روح را از تنهایی و نومیدی ربانی می‌دهد،

به پاس محبت بی‌دریغی که فروکش نمی‌کند

و انسانیتی که در نبرد با ظلمت از مادر نمی‌آید

تقدیم به مادر

و

پدرم

الصاق عكس

الزامی است.

بسمه تعالی
فرم چکیده پایان نامه

مشخصات دانشجو و پایان نامه

نام و نام خانوادگی: شنو نازاری	رشته کارشناسی و دانشگاه: مهندسی بهداشت محیط دانشگاه علوم پزشکی کرمانشاه
رشته و گرایش کارشناسی ارشد: مهندسی شیمی - HSE	معدل کارشناسی ارشد: ۱۸/۵۳
تاریخ دفاع:	استاد راهنمای پایان نامه: دکتر نصراله محمدی
استاد مشاور (راهنمای دوم) پایان نامه: دکتر مجتبی میرزایی	مشاور صنعتی پایان نامه:
عنوان پایان نامه: شناسایی و ارزیابی کیفی ریسک‌ها و مخاطرات فرایندی اسکرابر ورودی و سیستم مخازن زهکشی خط انتقال ۳۶ اینچی میعانات گازی پالایشگاه ستاره خلیج فارس بر اساس روش HAZOP	
کلید واژگان: HAZOP، ریسک، خط لوله، اسکرابر، استرینر و تانک تخلیه	

چکیده پایان نامه

پالایشگاه میعانات گازی ستاره خلیج فارس واقع در ۲۵ کیلومتری ضلع غربی بندر عباس، به عنوان نخستین پالایشگاه طراحی شده بر اساس خوراک میعانات گازی با ظرفیت ۳۶۰ هزار بشکه در روز می‌باشد. خوراک مورد نیاز این پالایشگاه از طریق یک خط لوله به طول ۳۸۸ کیلومتر از پالایشگاه‌های گاز پارس جنوبی تأمین خواهد شد. پژوهش حاضر با هدف کلی، شناسایی و ارزیابی کیفی ریسک‌ها و مخاطرات سیستم مخازن زهکشی و اسکرابر ورودی و استرینرهای ترمینال در انتهای مسیر پروژه خطوط انتقال ۳۶ اینچی میعانات گازی به پالایشگاه ستاره خلیج فارس در بندرعباس و ارائه راهکارهایی جهت کنترل بهینه آن‌ها صورت گرفت. به دلیل ساختاربندی بالا و همچنین پرکاربرد بودن روش مطالعه مخاطرات و راهبری (HAZOP) در صنعت نفت، از این روش در انجام این پژوهش استفاده شد. برای تسریع بخشیدن در روند برگزاری جلسات و تهیه گزارش نهایی مطالعه HAZOP از نرم افزار PHA-pro که یکی از پرکاربردترین نرم افزارها در این زمینه می‌باشد، استفاده شد. در جلسات ابتدایی نقشه‌های P&ID و PFD، روش اجرایی فرایند، اجزاء و تجهیزات مستقر در واحدهای مورد بررسی قرار گرفتند. در مرحله بعد این مطالعه به دو گره عملیاتی تقسیم بندی و پس از شناسایی پارامترهای مهم و تاثیرگذار بر روی این دو گره عملیاتی، کلمات کلیدی مرتبط جهت تعیین انحرافات احتمالی و علل بروز آن‌ها و پیامدهایشان ثبت شدند. در این پژوهش تعداد ۸ انحراف در گره عملیاتی ۱ و تعداد ۴ انحراف در گره عملیاتی ۲ شناسایی شد. باتوجه به این‌که تجهیزات به کار رفته در واحدهای مورد ارزیابی، شامل استرینر سبدار، پیگ لانچر یا اسکرابر، تانک تخلیه بودند مهمترین پارامترهای عملیاتی مؤثر در عملکرد تجهیزات نامبرده عبارت بودند از فشار، جریان و سطح. به‌طور کلی یافته‌های حاصل شده در پایان مطالعات HAZOP برای انحراف‌های تعیین شده در دو گره عملیاتی شامل ۳۷ علت، ۴۵ پیامد و ۵۲ مورد حفاظ ایمنی یا هشداردهنده بود. در پایان جهت انحراف‌هایی که هیچ گونه حفاظ ایمنی برای آن‌ها در نظر گرفته نشده بود پیشنهاداتی در راستای بالا بردن کیفیت فرایند، افزایش سطح ایمنی و پایین آوردن احتمال بروز حوادث ارائه گردید.

فهرست مطالب

عنوان	صفحه
مقدمه	۱
فصل اول: کلیات پژوهش	
۱-۱- مقدمه	۴
۱-۲- بیان مساله	۴
۱-۳- اهمیت پژوهش	۵
۱-۴- فرضیات پژوهش	۶
۱-۵- اهداف	۷
۱-۵-۱- هدف کلی	۷
۱-۵-۲- اهداف جزئی	۷
۱-۶- سوالات پژوهش	۸
۱-۷- پیشینه پژوهش	۸
۱-۷-۱- مقدمه	۸
۱-۷-۲- پیشینه پژوهش در ایران	۹
۱-۷-۳- پیشینه تحقیق در جهان	۱۵
فصل دوم: مبانی نظری و توصیف فرایند	
۲-۱- مقدمه	۲۱
۲-۲- تعاریف و مفاهیم	۲۱
۲-۳- فرایند مدیریت ریسک	۲۶

۲۶ شناسایی خطرات ۱-۳-۲
۳۰ ارزیابی ریسک ۲-۳-۲
۳۲ روش ارزیابی کمی ریسک ۱-۲-۳-۲
۳۴ ارزیابی کیفی ریسک ۲-۲-۳-۲
۳۷ تحلیل یا ارزشیابی ریسک ۳-۳-۲
۳۷ کنترل ریسک ۴-۳-۲
۳۸ اجتناب یا حذف ریسک ۱-۴-۳-۲
۳۸ کاهش ریسک ۲-۴-۳-۲
۳۸ انتقال ریسک ۳-۴-۳-۲
۳۹ پذیرش ریسک ۴-۴-۳-۲
۴۰ پایش ریسک ۵-۳-۲
۴۰ بازنگری ارزیابی ریسک ۶-۳-۲
۴۰ نگاهی به حوادث صنعت نفت و گاز در ایران و جهان ۴-۲
۴۵ پروژه پالایشگاه ستاره خلیج فارس ۵-۲
۴۷ پروژه خط لوله ۳۶ اینچی انتقال میعانات گازی از منطقه ویژه عسلویه به بندرعباس ۶-۲
۴۷ کلیات پروژه ۱-۶-۲
۴۷ توصیف فرایند ۲-۶-۲
۴۷ هدف پروژه ۱-۲-۶-۲
۴۸ دامنه کار ۲-۲-۶-۲
۴۸ مشخصات خوراک ۳-۲-۶-۲
۴۹ عسلویه ۴-۲-۶-۲
۵۲ خطوط انتقال ۵-۲-۶-۲

۵۲ بندرعباس ۶-۲-۶-۲

فصل سوم: معرفی روش مطالعه مخاطرات و راهبری HAZOP

۵۵ مقدمه ۱-۳

۵۵ تاریخچه ۲-۳

۵۶ خصوصیات مهم روش مطالعه مخاطرات و راهبری ۳-۳

۵۷ مزایا و معایب روش HAZOP ۴-۳

۵۸ انواع HAZOP ۵-۳

۵۸ تعاریف و مفاهیم کاربرگ HAZOP ۶-۳

۵۹ گره مطالعاتی ۱-۶-۳

۵۹ پارامتر ۲-۶-۳

۵۹ کلمات راهنما ۳-۶-۳

۵۹ انحراف ۴-۶-۳

۶۰ دلایل انحرافات ۵-۶-۳

۶۰ پیامدها ۶-۶-۳

۶۱ تجهیزات حفاظتی ۷-۶-۳

۶۱ پیشنهادات ۸-۶-۳

۶۱ مراحل انجام مطالعات HAZOP ۷-۳

۶۱ تعریف اهداف، موضوعات و محدوده مطالعه ۱-۷-۳

۶۲ انتخاب اعضای تیم مطالعاتی ۲-۷-۳

۶۴ فراهم آوردن اطلاعات لازم ۳-۷-۳

۶۴ برنامه ریزی جلسات ۴-۷-۳

۶۵ انجام ارزیابی ۵-۷-۳

فصل چهارم: یافته ها و گزارش مطالعات HAZOP

۷۱	۱-۴- مقدمه
۷۱	۲-۴- معرفی نرم افزار PHA-pro
۷۲	۳-۴- تقسیم بندی گره های عملیاتی
۷۳	۳-۴-۱- گره یک: استرینرها و اسکراپر تراپ ورودی ترمینال بندرعباس
۷۳	۳-۴-۱-۱- نقشه ها
۷۴	۳-۴-۱-۲- تعریف گره ۱
۸۷	۳-۴-۲- گره دو: سیستم تانک تخلیه و زهکشی در ترمینال بندرعباس
۸۷	۳-۴-۱-۲-۱- نقشه ها
۸۸	۳-۴-۲-۲- تعریف گره ۲

فصل پنجم: نتیجه گیری و پیشنهادات

۹۷	۱-۵- نتایج پژوهش
۹۸	۲-۵- پیشنهادات
۱۰۱	فهرست منابع
۱۰۳	پیوست ها
۱۲۹	Abstract

فهرست جدول‌ها

صفحه	عنوان
۲۹.....	جدول ۱-۲ روش‌های تجزیه و تحلیل مخاطرات (کلیفتون و اریکسون).....
۴۲.....	جدول ۲-۲ آمار مهمترین حوادث صنایع نفت و گاز در جهان.....
۴۴.....	جدول ۳-۲ آمار مهمترین حوادث صنایع نفت و گاز در ایران.....
۴۸.....	جدول ۴-۲ ترکیبات میعانات گازی خوراک پالایشگاه ستاره خلیج فارس.....
۴۹.....	جدول ۵-۲ خصوصیات میعانات گازی خوراک پالایشگاه ستاره خلیج فارس.....
۶۵.....	جدول ۱-۳ پارامترهای عملیاتی مورد استفاده در HAZOP.....
۶۶.....	جدول ۲-۳ کلمات راهنمای HAZOP انسانی.....
۶۷.....	جدول ۳-۳ کلمات راهنمای HAZOP فرایندی.....
۶۷.....	جدول ۴-۳ کلمات راهنمای HAZOP رویه‌ای.....
۷۲.....	جدول ۱-۴ گره‌های عملیاتی مورد مطالعه.....
۷۳.....	جدول ۲-۴ تفکیک آیتم‌های مورد مطالعه بر اساس گره‌های عملیاتی.....
۷۶.....	جدول ۳-۴ انحراف‌های شناسایی شده در گره شماره ۱.....
۷۶.....	جدول ۴-۴ تفکیک بر اساس انحراف‌های شناسایی شده در گره شماره ۱.....
۸۹.....	جدول ۵-۴ انحراف‌های شناسایی شده در گره شماره ۲.....
۸۹.....	جدول ۶-۴ تفکیک بر اساس انحراف‌های شناسایی شده در گره شماره ۲.....

فهرست شکل‌ها

عنوان	صفحه
شکل ۱-۲ مثلث خطر	۲۵
شکل ۲-۲ فرایند مدیریت ریسک	۲۶
شکل ۳-۲ مراحل ارزیابی ریسک	۳۱
شکل ۴-۲ ALARP	۳۲
شکل ۵-۲ مراحل ارزیابی کمی ریسک	۳۴
شکل ۶-۲ خطوط انتقال میعانات گازی پالایشگاه ستاره خلیج فارس	۴۶
شکل ۱-۳ ترکیبات ممکن بین کلمات راهنما و پارامترها فرایندی	۶۰
شکل ۲-۳ مراحل انجام مطالعات HAZOP	۶۳
شکل ۱-۴ شماتیک گره عملیاتی شماره ۱	۷۴
شکل ۲-۴ فرم کاربرگ HAZOP مربوط به گره ۱	۷۹
شکل ۳-۴ شماتیک گره عملیاتی شماره ۲	۸۷
شکل ۴-۴ فرم کاربرگ HAZOP مربوط به گره ۲	۹۱

علائم و اختصارات

HAZOP	Hazard & Operability Study
DIN	German Institute for Standardization
ASTM	American Society for Testing and Materials
ASME	American Society of Mechanical Engineering
BS	British Standards
API	American Petroleum Institute
PFD	Process Flow Diagram
P&ID	Piping & Instrumental Diagram
TPFD	Total Probability to Fail Demand
SIL	Safety Integrity Level
LOPA	Layer Of Protection Analysis
ETA	Event Tree Analysis
FTA	Fault Tree Analysis
ALARP	As Low As Reasonably Practicable
CCPS	Center for Chemical Process Safety
MV	Medium Voltage
LV	Low Voltage
PVC	Poly vinyl carbon
ESV	Emergency Shut off Valve
PLC	Programmable Logic Controller
HLL	High Liquid Level
STR	Strainer

TK	Tank
P	Pump
R	Receiving Scraper
PRV	Pressure Relief Valve
BPD	Barrel per Day
BPSD	Barrel per Stream Day
PCV	Pressure Control Valve
PI	Pressure Indicator
PDI	Pressure Differential Indicator
PAH	Pressure Alarm High
PAL	Pressure Alarm Low
I	Interlock
PG	Pressure Gauge
PT	Pressure Transmitter
FAH	Flow Alarm High
LIT	Level Indicated Transmitter
LAH	Level Alarm High
LAHH	Level Alarm High High
ESD	Emergency Shut Down
PSV	Pressure Safety Valve
PIC	Pressure Indicated Controller
MOV	Motor Operated Valve

مقدمه:

در دهه‌های گذشته نگرش انسان به ایمنی در صنایع یک نگاه واکنشی بود، یعنی در واقع مدیران و صاحبان صنایع زمانی به فکر مدیریت ایمنی و ریسک‌های ناشی از فعالیت صنعتی می‌اندیشیدند که حادثه‌ای رخ می‌داد. اما پس از گذشت چندین سال و بروز حوادث سنگین و جبران ناپذیر که خسارات فراوانی به انسان، محیط زیست و سرمایه‌های ملی وارد آوردند، همزمان با پیشرفت صنعت و تکنولوژی، علم ایمنی، نگرش‌ها، عملکردها و مدیریت صنعتی به صورت پیشگیرانه در آمد و در واقع با بردن مهندسی ایمنی بر روی میز طراحی و مراحل اولیه صنعت، گام مهمی در راستای پیشگیری از حوادث و در نتیجه خسارات ناشی از بروز آن‌ها برداشته شد. در تعیین اهداف توسعه پایدار در جوامع پیشرفته و روبه رشد به مقوله‌ی ایمنی و بهداشت انسان‌ها و حفاظت از منابع طبیعی و محیط زیست نگاهی جامع و چند بعدی اعمال شده است. امروزه پیاده‌سازی سیستم مدیریت ایمنی، شناسایی، ارزیابی و کنترل مخاطرات و پیشگیری از وقوع حوادث به سه دلیل اخلاقی، قانونی و و امور مالی و بیمه مورد توجه قرار گرفته است.

از صنعت نفت در ایران می‌توان به عنوان مهمترین و اثرگذارترین صنعت در اقتصاد کشور یاد کرد. نظر به اینکه ایران جزء سه کشور برتر دنیا در خصوص ذخایر نفتی است لذا پیاده‌سازی و راهبری یک سیستم مدیریتی کارآمد و به روز در خصوص ایمنی این صنعت می‌تواند هم از دیدگاه اقتصادی بسیار حائز اهمیت باشد هم از نظر سیاست داخلی و خارجی. با نگاهی به حوادث بزرگ در ایران و جهان در صنعت نفت و گاز می‌توان به سادگی به اهمیت این موضوع پی برد.

امروزه استفاده از خطوط لوله بی‌خطرترین و اقتصادی ترین روش برای انتقال گاز طبیعی، نفت و محصولات پالایش شده در حجم بزرگ و مسافت‌های طولانی می‌باشد. اما به ندرت خرابی‌هایی در خطوط لوله می‌تواند رخ دهد که موجب عواقب شدید بدی می‌شود. در بسیاری از موارد، آسیب‌های عمده می‌تواند زیست محیطی و یا تلفات جانی و مالی را به همراه داشته باشد. ارزیابی ریسک به عنوان یک ابزار بسیار ارزشمند برای بهبود ایمنی در عملیات خط لوله شناخته شده است. استفاده از ارزیابی ریسک اپراتورهای خط لوله را قادر می‌سازد بصورت عقلانی مدیریت بازرسی و اقدامات پیشگیرانه و مهم را انجام داده و منابع لازم را تخصیص دهند.

باتوجه به این مهم که شناسایی و ارزیابی ریسک‌ها و مخاطرات در هر صنعتی گام نخستین و اساسی در مدیریت ایمنی آن صنعت می‌باشد لذا پژوهش حاضر با هدف کلی، شناسایی و ارزیابی کیفی ریسک‌ها و مخاطرات سیستم مخازن زهکشی و اسکرابر ورودی ترمینال در انتهای مسیر پروژه خطوط انتقال ۳۶ اینچی میعانات گازی به طول ۳۸۸ کیلومتر از پارس جنوبی به پالایشگاه میعانات گازی ستاره خلیج فارس در بندرعباس و ارائه راهکارهایی جهت کنترل بهینه آن‌ها با روش مطالعه مخاطرات و راهبری (HAZOP) در سال ۱۳۹۷ به کمک نرم افزار PHA pro می‌باشد.

این پژوهش در پنج فصل مجزا تهیه و تدوین گردیده است که در فصل اول آن به بیان مساله، اهمیت موضوع، اهداف و فرضیات پژوهش و همچنین مروری بر ادبیات پیشینه پژوهش پرداخته شده است. فصل دوم شامل مبانی نظری اصول مدیریت ریسک، روش‌های شناسایی و ارزیابی ریسک‌ها، آمار حوادث در صنعت نفت و گاز در ایران و جهان، معرفی پالایشگاه ستاره خلیج فارس بصورت اجمالی و توصیف فرایند خطوط انتقال میعانات گازی می‌باشد. فصل سوم به تشریح شیوه انجام پژوهش و معرفی روش شناسایی مخاطرات و راهبری HAZOP بطور تفصیلی اختصاص داده شده است. یافته‌ها و گزارش مطالعات HAZOP که با استفاده از نرم‌افزار PHA-pro تهیه گردیده است، در فصل چهارم گنجانده شده و فصل پایانی یا همان فصل پنجم شامل نتیجه‌گیری و پیشنهادات می‌باشد.

فصل اول کلیات پژوهش

۱-۱- مقدمه

در این فصل به بیان مساله، اهمیت موضوع، اهداف کلی و جزئی، سوالات و فرضیات پژوهش و در نهایت ادبیات پیشینه تحقیق در دو بخش پیشینه در ایران و جهان پرداخته شده است. در این فصل سعی شده است که با بیان کامل مساله، طرح سوالات و فرضیات تحقیق، ابتدا به اهمیت موضوع در پیشگیری از بروز خطا با شناسایی دقیق مخاطرات و ریسک‌ها تا حد ممکن، اشاره نموده و سپس با تکیه بر امکانات موجود اهداف جزئی و قابل دستیابی پژوهش بیان شود.

۱-۲- بیان مساله:

بی‌گمان در دهه‌های اخیر پیشرفت سریع و روز افزون در صنایع و تکنولوژی، علی‌رغم منافع بسیار زیادی که برای انسان داشته است، باعث ایجاد مخاطرات و ریسک‌های پیچیده‌تر و تا حدودی ناشناخته‌تر در این صنایع و به تبع آن بروز حوادث آسیب‌رسان شده است. از این میان صنایع فرایندی، شیمیایی و نفت و گاز و سایر مشتقات آن به دلیل ماهیت ذاتی خود، دارای ریسک‌ها و مخاطراتی هستند که در صورت عدم شناسایی و کنترل‌شان می‌توانند زمینه ساز حوادث بزرگ و در نتیجه خسارات جانی، مالی و زیست محیطی جبران‌ناپذیری برای جامعه باشند. وقوع حوادث کوچک و بزرگ در صنایع ایران و سایر کشورهای جهان گواهی بر این مهم می‌باشند. از دیدگاه متخصصین ایمنی برای مهار اصولی ریسک‌ها و تدوین راهکارهایی به منظور پیشگیری از وقوع حوادث، اولین و اساسی‌ترین رکن مدیریت ریسک در تمامی صنایع، شناسایی مخاطرات و ریسک‌ها و ارزیابی آنها بر اساس یک روش مدون و سیستماتیک می‌باشد. شناسایی دقیق مخاطرات به عنوان قلب سیستم مدیریت ایمنی نه تنها امری کاملاً توصیه شده در استانداردهای جهانی می‌باشد، بلکه توسط سازمان‌های ناظر رسمی کشور نیز بر آن تاکید شده است. در همین راستا مطالعه حاضر به منظور شناسایی و ارزیابی کیفی ریسک‌های فرایندی و تدوین راهکارهایی جهت کاهش و کنترل آن‌ها و همچنین پیشگیری از بروز حوادث احتمالی در واحدهای سیستم مخازن زهکشی و اسکرابر ورودی ترمینال بندرعباس در انتهای مسیر پروژه خطوط انتقال ۳۶

اینجی میعانات گازی به پالایشگاه ستاره خلیج فارس صورت می‌گیرد. پالایشگاه ستاره خلیج فارس بزرگترین و اولین پالایشگاه میعانات گازی ایران می‌باشد که در صورت بهره برداری هر سه فاز آن ایران از نظر واردات بنزین به خودکفایی خواهد رسید. بر کسی پوشیده نیست که پس از احداث هر مجموعه صنعتی، اولین و مهمترین نیرو محرکه جهت راهاندازی آن، تامین خوراک مورد نیاز مجموعه خواهد بود. نظر به این که خوراک پالایشگاه ستاره خلیج فارس میعانات گازی می‌باشد این خوراک باید از ایستگاه پمپ پارس جنوبی عسلویه توسط خطوط ۳۶ اینجی به طول ۳۸۸ کیلومتر به ترمینال بندرعباس انتقال داده شود. پر واضح است انجام شناسایی مخاطرات و ارزیابی پروژه خطوط انتقال میعانات گازی (به عنوان خوراک) بزرگترین پالایشگاه کشور که منجر به خودکفایی در زمینه واردات بنزین می‌شود از نظر ایمنی، بهداشتی و زیست محیطی در کشور و حتی منطقه از اهمیت زیادی برخوردار است. باتوجه به این که روش مطالعه مخاطرات و راهبری عملیات^۱ HAZOP یکی از پرکاربردترین و موثرترین تکنیک‌های شناخته شده در صنایع فرایندی و نفت و گاز بوده و از طرف دیگر این تکنیک علاوه بر انحراف‌های درونی عملیات، به مخاطرات و ریسک‌های بیرونی تاثیر گذار بر فرایند نیز می‌پردازد، جهت شناسایی دقیق مخاطرات و ریسک‌های پروژه مذکور در این مطالعه، مورد استفاده قرار گرفته است.

۱-۳- اهمیت پژوهش:

صنعت نفت و گاز و پالایش فراورده‌های نفتی را اگر نخواهیم به عنوان تنها قطب اقتصادی و نقطه قوت اقتصاد ایران از آن یاد کنیم، بی‌گمان می‌توان آن را مهمترین صنعت در کشور دانست. صنعت نفت و گاز همواره برای ایران دارای اهمیت ویژه بوده و یکی از مهمترین و اصلی‌ترین پایه‌های اقتصادی کشور محسوب شده است. نظر به اینکه ایران جزء سه کشور برتر دنیا در خصوص ذخایر نفتی است لذا پیاده‌سازی و راهبری یک سیستم مدیریتی کارآمد و به روز در خصوص ایمنی این صنعت می‌تواند هم از دیدگاه اقتصادی بسیار حائز اهمیت باشد هم از نظر سیاست داخلی و خارجی. چرا که ناکارآمد بود سیستم مدیریت ایمنی در صنایع نفت و گاز و پالایش فراورده‌های نفتی می‌تواند تاثیر بسزایی در اعتبار داخلی و خارجی کشور و همچنین مهارت‌ها و بروز حوادث جانی، آسیب‌های زیست‌محیطی و خسارات مالی جبران ناپذیر و در نهایت خدشه به اعتبار و آبروی کشور داشته باشد. با نگاهی به حوادث بزرگ در ایران و جهان در

^۱ Hazard & Operability Study

صنعت نفت و گاز می‌توان به سادگی به اهمیت این موضوع پی برد. پالایشگاه میعانات گازی ستاره خلیج فارس به عنوان نخستین پالایشگاه طراحی شده بر اساس خوراک میعانات گازی با ظرفیت ۳۶۰ هزار بشکه در روز شامل واحدهای تقطیر، تصفیه گاز مایع، تبدیل کاتالیستی، تصفیه نفتا، ایزومریزاسیون، تصفیه نفت سفید و نفت گاز با هدف تولید بنزین، گازوئیل، گاز مایع و سوخت جت در کنار پالایشگاه فعلی بندرعباس می‌باشد که در حال حاضر دو فاز آن به بهره‌برداری رسیده و فاز سوم آن در حال ساخت است. با بهره‌برداری از پالایشگاه ستاره خلیج فارس، ایران از نظر تولید بنزین و گازوئیل خودکفا می‌شود. میانگین روزانه مصرف بنزین کشور در حدود ۶۳ میلیون لیتر و گازوئیل در حدود ۱۰۲ میلیون لیتر می‌باشد. تولید روزانه بنزین در پالایشگاه‌های ایران هم اکنون ۴۳ میلیون لیتر و گازوئیل بیش از ۹۱ میلیون لیتر است که با بهره‌برداری از پالایشگاه ستاره خلیج فارس، تولید روزانه بنزین به ۷۸ میلیون لیتر و تولید روزانه گازوئیل به ۱۰۵ میلیون لیتر در روز می‌رسد. در این راستا پروژه خطوط انتقال ۳۶ اینچی میعانات گازی از پارس جنوبی عسلویه به بندر عباس به طول ۳۸۸ کیلومتر به عنوان تامین کننده خوراک پالایشگاه، یکی از پروژه‌های مهم مربوط به Off-site این پالایشگاه می‌باشد. با توجه به توضیحات فوق اهمیت موضوع مشخص شده و بدون شک انتخاب و پیاده‌سازی یک سیستم مدیریت ریسک مناسب و کارآمد می‌تواند ضامن پیشگیری از بروز هرگونه حادثه جبران‌ناپذیر و به تبع آن تحمیل آسیب‌های جانی، خسارت مالی و مشکلات زیست محیطی به صنعت نفت و سرمایه‌هایی ملی کشور باشد. پژوهش حاضر در همین راستا به شناسایی و ارزیابی کیفی ریسک‌ها و مخاطرات سیستم مخازن زهکشی و اسکرپر ورودی ترمینال در انتهای مسیر پروژه خطوط انتقال ۳۶ اینچی میعانات گازی به پالایشگاه ستاره خلیج فارس با روش مطالعه مخاطرات و راهبری HAZOP با کمک نرم‌افزار PHA pro در سال ۱۳۹۷، پرداخته است.

۴-۱- فرضیات پژوهش:

- بروز خطا و آسیب در تجهیزات و لوله‌های مستقر در مسیر پروژه، دارای ریسک‌های ایمنی و جنبه‌های زیست محیطی تهدید کننده می‌باشد که محدوده استقرار واحدها و مسیر لوله گذاری‌ها را به مخاطره می‌اندازد.
- شناسایی و ارزیابی ریسک‌ها و مخاطرات زیست محیطی و ایمنی شغلی با پیشگیری از

بروز حوادث و خسارت‌های غیر قابل جبران ناشی از آن‌ها بر محیط زیست، منابع انسانی و تجهیزات، دارای رابطه معنی داری می‌باشد.

- تکنیک HAZOP شناسایی و اولویت بندی مخاطرات بیرونی سیستم و انحرافات درونی فرایندها را تسهیل نموده و به تعیین اولویت ایمنی ناشی از فعالیت واحدهای مورد مطالعه کمک می‌کند.

۱-۵- اهداف:

۱-۵-۱- هدف کلی:

هدف کلی از انجام این پژوهش، شناسایی و ارزیابی کیفی ریسک‌ها و مخاطرات سیستم مخازن زهکشی و اسکرپر ورودی ترمینال در انتهای مسیر پروژه خطوط انتقال ۳۶ اینچی میعانات گازی به طول ۳۸۸ کیلومتر از پارس جنوبی به پالایشگاه ستاره خلیج فارس در بندرعباس و ارائه راهکارهایی جهت کنترل بهینه آن‌ها با روش مطالعه مخاطرات و راهبری (HAZOP) در سال ۱۳۹۷ به کمک نرم افزار PHA pro می‌باشد.

۱-۵-۲- اهداف جزئی:

- شناسایی مخاطرات و ریسک‌های ایمنی موجود در مخازن زهکشی، واحد اسکرپر ورودی ترمینال و استرینرهای مرتبط با آن
- شناسایی مولفه‌های موثر و شناخت نقاط کلیدی و تعیین میزان تاثیرگذاری آن‌ها بر بروز حوادث در واحدهای مورد مطالعه
- شناسایی علل مولد ریسک که منجر به ایجاد انحراف‌های گوناگون از فرایند می‌شوند.
- شناسایی انحراف‌های سیستم و پیامدهای ناشی از آن‌ها
- انتخاب حفاظ‌های ایمنی^۱ مناسب برای هر تجهیز
- ارائه راهکار و اقدامات اصلاحی قابل اجرا به منظور کاهش احتمال ریسک‌ها و یا شدت پیامدهای آن‌ها و در نهایت کنترل بهینه ریسک‌ها و مخاطرات بر اساس منابع مالی و

1 Safegaurds

۱-۶- سوالات پژوهش:

- چه عواملی باعث ایجاد مشکلات و خطرات در تانک تخلیه، تانک زهکشی، اسکرپر و استرینرهای ترمینال می‌شوند؟
- پارامتر یا مولفه‌های موثر بر تانک تخلیه، تانک زهکشی، اسکرپر و استرینرهای ترمینال کدامند؟
- خطای انسانی (نداشتن مهارت عملی و ادراک) تا چه میزان در ایجاد بستری برای بروز حوادث نقش دارد؟
- سیستم‌های کنترلی تا چه میزان بر کنترل مخاطرات تاثیر گذارند؟
- نقص‌های سخت‌افزاری و خرابی تجهیزات و سیستم‌های کنترلی تا چه حد در ایجاد مشکلات و مخاطرات تاثیر دارند؟

۱-۷- پیشینه پژوهش:

۱-۷-۱- مقدمه:

در هر پژوهشی بررسی تحقیقات و مطالعات و یافته‌های صورت گرفته توسط پیشینیان در زمینه‌ی همان پژوهش، یکی از مراحل مقدماتی انجام مطالعه محسوب می‌گردد. این مهم علاوه بر آشنایی با مطالعات و یافته‌های پژوهشگران پیشین در خصوص موضوع مورد مطالعه، می‌تواند در بسیاری موارد محدودیت‌ها و مشکلات موجود بر سر راه پژوهشگر حاضر را معرفی نموده و یک پیش‌زمینه برای گریز از این مشکلات و یافتن راه برون رفت از موانع موجود فراهم آورد.

این قسمت شامل به دو بخش پیشینه مطالعات انجام شده در زمینه شناسایی و ارزیابی ریسک در صنایع نفت و گاز با کمک روش مطالعه خطرات و راهبری HAZOP در ایران و جهان می‌پردازد.

۱-۷-۲- پیشینه پژوهش در ایران:

عمرانی و همکاران در سال ۱۳۹۰ در پژوهشی تحت عنوان «شناسایی و ارزیابی مخاطرات فرایندی واحد LPG پالایشگاه تهران با استفاده از تکنیک HAZOP» اذعان داشتند که آمار و ارقام، میزان خسارات و صدمات انسانی، اقتصادی و زیست محیطی ناشی از حوادث صنعتی همه ساله در جهان بسیار بالا است، افزون بر اینکه برخی از این خسارات اساساً غیر قابل جبران هستند. بنابراین برای پیشگیری از این صدمات و کشف مخاطراتی که منجر به بروز حوادث می شود و نیز آنالیز ریسک واحدهای صنعتی به تدابیر خاص و روش های سیستماتیک نیاز است. در این مطالعه ارزیابی خطرات و آنالیز ریسک واحد گاز مایع پالایشگاه تهران را مورد بررسی قرار داده و برای شناسایی خطرات این واحد از تکنیک HAZOP استفاده نمود. که در آن به کشف مشکلات عملیاتی نیز پرداخته است. در این راستا انحرافات موجود توسط تیم HAZOP بررسی شده است. نتیجه این پژوهش ارائه پیشنهادات کارشناسی حاصل از روش HAZOP و پیشنهادات حاصل از بررسی پرسش های ایمنی برای کاهش ریسک و بالا بردن ضریب ایمنی و عملیاتی واحد است. مهمترین پیشنهادات ارائه شده تبدیل کردن مکانیکال سیل پمپ به double seal بر اساس استاندارد API، تدوین دستورالعمل واضح و روشن برای مواقعی که پمپ یدکی خوراک واحد به سرویس نمی آید، قرار دادن پوشش پلاستیکی برای مکانیکال سیل پمپ، افزودن بخار برای کاهش اثرات زیست محیطی H_2S ، استفاده از سیستم DCS و ثبت کلیه وقایع به صورت گراف، استفاده از برج های آمین و استفاده بهتر از مسیرهای شست و شوی سودا بر روی سیال، استفاده از ادوات و تجهیزات مقاوم در برابر خوردگی با سودا، می باشد. [۱]

اسعدی در پایان نامه خود در سال ۱۳۹۴ در تحقیقی با عنوان «ارزیابی کیفی ریسک در واحد کاهش گرانیروی پالایشگاه تهران با روش HAZOP و ارزیابی حوادث پرخطر آن با نرم افزا PHAST» انجام داد. نتایج بدست آمده از HAZOP به صورت پیشنهاداتی برای افزایش ایمنی این واحد و کاهش ریسک مخاطرات مشخص شده ارائه شد. همچنین با بررسی سناریو نشت از برج پایدار ساز واحد و پیامدهای حاصل از آن توسط نرم افزار PHAST نتیجه شد که بیشترین آمار خرابی در فصل پاییز است. یعنی فاصله ی تخریبی در این فصل بیشتر از سایر فصل ها است. همچنین در فصل تابستان میزان قدرت تخریب در اثر انفجار بسیار زیاد بوده پس بیشترین آمادگی

را جهت مقابله با حوادث ناشی از انفجار می‌طلبند. حداکثر محدوده تخریب و حداکثر شعاع در بررسی تولید آتش ناگهانی در هر فصل جداگانه محاسبه شد. نتایج حاصل از مدل سازی به کاهش تلفات انسانی و اثرات زیان بار نشت مواد خطرناک کمک شایانی می‌کند. [۲]

شکرودی، م. در سال ۱۳۹۲ در پایان نامه خود با عنوان «بررسی مخاطرات فرآیندی واحد جذب CO₂ با آمین به روش HAZOP»، اشاره نمودند که روش HAZOP، مطالعات تحلیل خطر و قابلیت بهره برداری، با سابقه‌ای در حدود چهل سال جز سودمندترین روش‌ها می‌باشد. در این تحقیق ارزیابی ریسک خطرات فرآیندی شیرین سازی واحد تصفیه‌ی گاز ترش حاوی CO₂ در یک شرکت پالایش گاز، با استفاده از روش HAZOP مورد بررسی قرار گرفت. که در آن نقشه‌های فرآیندی،^۱ PFD و P&ID انحراف شرایط واحد از حالت نرمال مورد بررسی قرار گرفته، گره‌ها تعریف، کلمات راهنما و پارامترها مشخص شده و انحرافات که ترکیبی از کلمات راهنما و پارامترها می‌باشند در هر گره بیان گردید. پس از تعریف انحراف‌های کشف شده به ابزارهای کنترلی موجود مانند کنترل کننده‌ی دما، فشار و ...، سیستم‌های کنترلی گفته می‌شود که از شدت حوادث احتمالی می‌کاهند. روش‌های کنترلی در نرم افزار PHA-Pro ذکر می‌گردند. ده انحراف برای تعیین ریسک‌های موجود در نظر گرفته شد و علت‌های مربوط به هر انحراف تعیین گردید. سپس نتایج و سیستم‌های کنترلی مربوط به هر علت مشخص شد و برای ایمنی و اطمینان بیشتر از عملکرد واحد مذکور پیشنهاداتی ارائه شد. [۳]

پژند مقدم و همکاران در تحقیقی تحت عنوان «بهینه سازی جانمایی آشکارسازهای گازی با استفاده از نرم افزار PHAST» در سال ۱۳۹۰ به نتایج زیر دست یافتند. از دیدگاه ایمنی توجه به هر دو پارامتر زمان لازم برای واکنش در شرایط اضطراری و انجام دستورالعمل‌های از پیش تعیین شده برای بهبود شرایط و کاهش خسارات (برای مثال زمان لازم برای آغاز عملکرد سیستم‌های تخلیه) ضروری است. اگر به هر دلیلی شناساگر در موقعیتی دورتر از محل نشتی قرار گیرد لحظات اولیه تشخیص تلف شده و به علت گسترش گاز در محیط اطراف احتمال افزایش خسارات جانی و مالی قابل پیش بینی خواهد بود. برای جانمایی سیستم‌های اتوماتیک تشخیص گازی مدارک و استانداردهای موجود پاسخ مناسبی برای تعیین فاصله عرضی نسبت به تجهیز حاوی ماده مخاطره آمیز نمی‌دهند و تنها پیشنهاداتی در رابطه با ارتفاع نصب آشکارساز با توجه به دانسیته گاز منتشر

^۱ Process Flow Diagram

شده ارائه داده‌اند. همانطور که پیشتر بحث شد پس از نشت گاز، عوامل تاثیرگذار دیگری علاوه بر دانسیته‌ی گاز در چگونگی پخش و حرکت توده گازی رها شده دخیل می‌باشند، عواملی چون دما، رطوبت هوا و پایداری جوی و یا شرایط زمینی که گاز روی آن انتشار می‌یابد. این عوامل همگی در بزرگی ابر گازی، مسیر حرکت آن و فاصله‌ی عرضی‌ای که از منبع نشت می‌گیرد تاثیرگذار می‌باشند. به علاوه مدل‌های تجربی بدست آمده بر پایه این عوامل همچون مدل گوس، نیز برهانی بر تشخیص میزان تاثیر هر پارامتر دارد. چنانچه هر یک از موارد موثر شناخته شده برای گسترش گاز را در قالب روش ارزیابی ریسک به کار بگیریم ضمن بررسی میزان تاثیر هر عامل و تخمین احتمال نشت توسط آن تصویری از رخداد ناشی از انتشار خواهیم داشت. در این روش با تفکیک روند آتی در مسیر حرکت هر یک از عوامل اولیه و سنجش امکان وقوع عوامل ثانویه و با بهره‌گیری از آنالیز درخت رویداد به همراه فرکانس‌های استخراج شده از حوادث گذشته‌ی مشابه، پتانسیل نشت از منبع در هر یک از جهت‌های جغرافیایی ارزیابی می‌شود. با برآورد احتمالات در هر مسیر از رویداد اولیه محل‌های نا ایمن تر از جهت نشت گاز نیز شناسایی می‌گردند. پس از معین شدن جهت‌هایی که احتمال نشت بالاتری دارند، بر مختصات محل نصب آشکارساز پیرامون تجهیز پر ریسک‌تر و در جهت محتمل‌تر تمرکز می‌شود. برای دستیابی به این هدف و پیش‌بینی روند تغییرات ابر گازی و تغییرات مکانی غلظت بر به عنوان بهترین مدل‌ساز کارآمد PHAST حسب زمان از مدل‌های پخش مواد می‌توان بهره گرفت. در این راستا نرم افزار موجود در حوزه مدل‌سازی تخلیه و انتشار مواد می‌تواند با تصویر کردن توده ابر گازی شکل مختصات عرضی مدنظر را در محل نشستی نتیجه دهد که با استفاده از دستورالعمل‌های جانمایی موجود در استانداردها قابل استخراج نبود. از اینرو با پیمودن این مراحل ضمن در نظر گرفتن حالات موثر در نحوه انتشار گازها، جهات محتمل‌تر برای نشت از هر تجهیز و هر سیستم، به مختصات مکانی مورد نیاز برای نصب آشکارسازهای گازی دست یافته و در کنار استانداردها و کدهای ایمنی بین‌المللی می‌توان نواقص موجود را برطرف و جانمایی دقیق‌تری را برای ایمن‌سازی واحدهای فرایندی ارائه نمود. [۴]

حافظی و همکاران، پژوهشی با عنوان «شناسایی و ارزیابی مخاطرات فرآیندی واحد Isomax پالایشگاه بندرعباس با استفاده از تکنیک HAZOP» در سال ۱۳۹۰ انجام دادند. در این مطالعه، ارزیابی خطرات واحد آیزوماکس پالایشگاه بندرعباس مورد بررسی قرار گرفت. برای

شناسایی خطرات این واحد از تکنیک HAZOP استفاده شد که در آن به کشف مشکلات عملیاتی نیز پرداخته شد. در این راستا انحرافات موجود توسط تیم HAZOP بررسی شد، واحد به ۲۱ گره عملیاتی^۱ تقسیم گردید و از دیدگاه مهندسی، بهره برداری، ابزار دقیق، تعمیرات و بازرسی فنی مورد نقد قرار گرفت و کلیه انحرافات محتمل عملیاتی که در شرایط بهره برداری ممکن است رخ دهد، استخراج گردید و عواقب محتمل هریک به همراه تجهیزات محافظتی که طراح در نظر گرفته بود و سبب حذف و یا کاهش میزان ریسک می شد، در جداول متعارف HAZOP ثبت گردید. در کنار مطالعات HAZOP پرسشنامه HSE نیز تهیه گردید و بین افراد واحد آیزوماکس توزیع گردید که نتایج با ارزشی حاصل گردید. نتیجه انجام این مطالعه ۱۱ پیشنهاد کلی و عمومی، ۶۰ پیشنهاد از مطالعات HAZOP و ۲۴ پیشنهاد از پرسشنامه HSE بود.

[۵]

جعفری و همکاران در سال ۱۳۹۰ طی تحقیقی با عنوان «ارزیابی لایه های حفاظتی مستقل برج های شیرین سازی گاز در دو پالایشگاه گاز»، بیان نمودند که صنایع فرایندی ملزم به ارائه و حفظ محیط های کاری ایمن برای شاغلین، همسایگان و محیط زیست اطراف خود هستند. ایمنی از طریق طراحی ذاتاً ایمن، حفاظ های متعدد مانند تجهیزات ابزار دقیق، رویه ها و آموزش تأمین می گردد. تجزیه و تحلیل لایه های حفاظتی (LOPA) یک روش نیمه کمی است که می تواند به صورت مستقل برای ارزیابی لایه های حفاظتی استفاده شود. هدف از این مطالعه ارزیابی لایه های حفاظتی مستقل موجود در کنترل مخاطرات احتمالی در برج های شیرین سازی دو پالایشگاه گاز مختلف صورت پذیرفته است. روش کار بدین صورت بود که فرایند ارزیابی ریسک، مخاطرات موجود در واحد شیرین سازی در هر یک از پالایشگاه های گاز در چهار گره عملیاتی از طریق تکنیک HAZOP شناسایی و سپس سناریوی حوادث تعیین گردید. با استفاده از روش LOPA بر اساس علت - پیامد، سطح ریسک هر یک از سناریوها با در نظر گرفتن لایه های حفاظتی مشخص شد. در خاتمه، اطلاعات جمع آوری شده با استفاده از الگوی استاندارد LOPA و بسته نرم افزاری PHA-Pro6 مورد تجزیه و تحلیل قرار گرفت. یافته های این تحقیق بدین صورت بود: در هر دو پالایشگاه با وجود تفاوت در لایه های حفاظتی مستقل در برج های شیرین سازی، سطح ریسک در هر یک از سناریوهای مشابه، یکسان بود و به کارگیری لایه های حفاظتی مستقل سبب کاهش

^۱ Node

احتمال وقوع سناریوها گردید. سطح یکپارچگی ایمنی در تجهیزات کنترلی برابر SIL-4 بدست آمد اما احتمال شکست در تقاضا^۱ TPDFD در پالایشگاه دوم بیشتر شد. در نهایت نتایج مطالعه نشان داد که سطح یکپارچگی تجهیزات^۲ (SIL) برای هر دو برج جهت کنترل رویدادها یکسان بوده در حالی که لایه‌های حفاظتی در برج های شیرین سازی با یکدیگر متفاوت بودند. این پژوهش کاربرد روش^۳ LOPA را بر اساس نقش لایه های حفاظتی موجود در کنترل خطرات احتمالی و ارائه پیشنهادات لازم در قالب لایه‌های حفاظتی بیشتر تا کاهش خطرات به حد قابل قبول را نشان می‌دهد. [۶]

متولی، ع. در سال ۱۳۹۴ در پژوهشی تحت عنوان «شناسایی خطرات و ارزیابی ریسک به روش HAZOP واحد ایزومریزاسیون پالایشگاه امام خمینی شازند اراک» نتایجی به دست آورد. نتایج این پژوهش نشان داد که از میان خطرات شناسایی شده، ریسک ۳۹/۲۶۴ درصد آن‌ها از نوع غیر قابل قبول و علت و عامل ۳۲/۳۵ درصد از خطرات، خطای انسانی بوده، ۳۱/۵۰ درصد از خطرات مربوط به عملکرد ناقص سیستم‌های کنترلی و عامل ۳۶/۱۵ درصد به علت نقص در تجهیزات رخ داده‌اند. از جمله پیشنهادات ارائه شده برای کاهش سطح ریسک‌های شناسایی شده میتوان به موارد زیر اشاره کرد: ۱- نصب Flow Switch و Pressure Switch بر روی خطوط دریافت فراورده‌ها ۲- اجرای برنامه‌های منظم تحلیل ریسک‌های ایمنی، بهداشتی و زیست محیطی ۳- اجرای برنامه‌های آموزشی منظم و دوره‌ای برای کارکنان ۴- انجام مطالعه ارزیابی فرهنگ و نگرش ایمنی در میان مدیران و کارکنان و اجرای برنامه‌های مداخله‌ای برای ارتقاء آگاهی آن‌ها. [۷]

وکیل آزاد، غ و همکاران در مقاله‌ای تحت عنوان روش‌های ارزیابی ریسک محیط زیستی در پروژه‌های خطوط انتقال نفت و گاز سال ۱۳۹۶، روش‌های ارزیابی ریسک خطوط طولی را مورد بررسی قرار داده و ۵ روش را که بیشترین کاربرد در خطوط انتقال گاز را داشتند، تشریح نمودند. این ۵ روش شامل: ۱- روش تجزیه و تحلیل درخت خطا ۲- روش ارزیابی مبتنی بر سناریو ۳- روش مطالعه مخاطرات و راهبری ۴- روش ارزیابی کمی ریسک ۵- روش کنت مولبائر بودند. در این تحقیق هیچ مورد مطالعه‌ای مورد بررسی قرار نگرفته و صرفاً به روش کتابخانه‌ای و مرور مطالعات انجام شده است. [۸]

^۱ Total Probability to Fail Demand

^۲ Safety Integrity Level

^۳ Layer Of Protection Analysis

رضایی نوده، ف و همکاران در پژوهشی تحت عنوان «برآورد کمی ریسک خطوط انتقال گاز با استفاده از تحلیل‌های مکانی در محیط GIS» در سال ۱۳۹۴ روی مسیر ۱۱ کیلومتری خط لوله پنجم گاز ترش ایران، که از شهرهای برازجان، آبادان، خورموج و اهرم می‌گذرد، به این نتیجه رسیدند که روش کمی یکی از پیچیده ترین و دقیق ترین روش‌های ارزیابی ریسک خط لوله گاز می‌باشد. در این روش ریسک با استفاده از دو کمیت احتمال خرابی خط لوله و احتمال مرگ و میر ناشی از پیامدهای حوادث نشت گاز، محاسبه می‌شود. نتیجه نهایی در قالب نقشه‌ی ریسک برای خط لوله و محیط اطراف آن تهیه شد که طبق نقشه تهیه شده محدوده‌ای از منطقه ریسک بالاتر از $1E-05$ داشت که دلیل آن قرارگرفتن در راستای میانگین جهت وزش باد در منطقه و اثر تجمعی چندین قسمت از خط لوله بود. آن‌ها اذعان داشتند که با استفاده از نقشه‌های تولید شده می‌توان در جهت به حداقل رساندن سطح ریسک و مدیریت ایمنی خطوط لوله موجود اقدام نمود و بدین ترتیب پیاده‌سازی روش کمی برآورد ریسک در GIS، توانایی تشخیص و بصری سازی فواصل خطرناک، محدوده آسیب پذیری و مناطق پرخطر بر اثر پیامدهای گوناگون نشت گاز را فراهم آورد. [۹]

حیرانی، پ و بقایی، ع. در سال ۱۳۹۴ طی پژوهشی با عنوان «ارزیابی ریسک خطوط لوله انتقال نفت و گاز بر مبنای روش Bow-tie فازی شده» از روش Bow-tie که یک روش کیفی نیمه کمی است به تعیین سطح ایمنی و ارزیابی ریسک خطوط لوله شماره ۱۰ گاز آماک و ۱۲ نفت بنگستان پرداختند. داده‌های این پژوهش از طریق نظرسنجی از متخصصین جمع‌آوری شده است. در این تحقیق از روش Bow-tie در تلفیق با منطق فازی با به‌کارگیری روش مقیاسی لیکرت جهت کمی‌سازی داده‌های کیفی به منظور کاهش عدم قطعیت ارزیابی ریسک استفاده شده، به طوری که ابتداء عوامل تأثیرگذار بر ایمنی خطوط انتقال از طریق تهیه چک لیست مشخص و سپس با استفاده از روش ذکر شده اقدام به ارزیابی ریسک خطوط لوله مورد مطالعه نموده‌ند. یافته‌های تحقیق نشان داد که عوامل آسیب شخص ثالث، نقص اولیه در مواد و ساخت خط لوله با احتمال شکست $0/0484$ دارای بالاترین درصد اهمیت (معادل $12/32\%$) در تخریب خط لوله‌های انتقال گاز و نفت می‌باشند. افزون بر این، اثرات سمی و آسیب محیط زیست با احتمال رخداد $0/00327$ ، از بارزترین پیامدهای ناشی از نشت نفت و گاز از خطوط لوله‌های انتقال بر اساس روش درخت پیامد هستند. براین اساس و با لحاظ مهمترین عوامل موثر شناسایی شده در تخریب

خطوط انتقال گاز و نفت و اصلی ترین پیامد ناشی از آن ها، اقدام به ارایه دستورالعمل بهینه کاهش پیامدهای بالقوه و کنترل آنها با تأکید بر حذف علل احتمالی آنها شده است. [۱۰]

ایزدی، ع و چاوشیان، س.ع. در سال ۱۳۹۴، پژوهشی با عنوان «ارزیابی کمی و کیفی ریسک های خطوط لوله انتقال نفت ایران» (مطالعه موردی: شرکت خطوط لوله و مخابرات نفت ایران) انجام دادند. بر اساس فرآیند مدیریت ریسک، ریسک های خطوط لوله انتقال نفت منطقه مارون شناسایی، ارزیابی و رتبه بندی شد. طی این پژوهش ۵۰ مورد ریسک شناسایی گردید که ۸ مورد زیربلا اولویت ریسک بالا ثبت و ارائه شدند:

- ۱- ایجاد اختلاف فشار و پارگی خط در نقطه پوسیدگی در اثر بستن ولو
- ۲- عدم توانایی تهیه قطعات به علت تحریم
- ۳- پارگی و شکست خط لوله در اثر فرسودگی
- ۴- پارگی خط یا ترک خوردن مخزن در اثر رانش زمین
- ۵- آب بردگی و پارگی خط در مسیر عبور رودخانه دویلان
- ۶- برخورد با لوله و شکست آن در اثر حفاری
- ۷- آلودگی آب و محیط زیست در اثر نشت نفت خام خط لوله عبوری از دریاچه کارون
- ۸- خوردگی مخزن در اثر تاخیر آب گیری [۱۱]

۱-۷-۳- پیشینه تحقیق در جهان:

تکنیک HAZOP برای اولین بار در سال های ۱۹۷۰ بر اساس تکنیکی که آزمایش بحرانی خوانده می شد توسط صنایع شیمیایی سلطنتی بریتانیای کبیر معرفی و سپس توسط کلتز^۱ بصورت قانونمند در آمد. ترور کلتز در ۱۹۹۷ در مقاله ای با عنوان « گذشته و آینده HAZOP »، به بررسی تاریخچه HAZOP در گذشته پرداخته و همچنین روند توسعه این تکنیک را نیز توضیح داده است. در این مقاله آمده است که در سال ۱۹۶۳ بخش مواد شیمیایی آلی سنگین (HOC) در ICI انگلستان، طرح تولید فنول و استون را پیاده ساختند. در طراحی این تاسیسات توجه بیشتر بر کاهش هزینه ها در اجرای پروژه متمرکز شده بود، در نتیجه سیستم با قطعات غیر اصلی طراحی گردیده و وقتی راه اندازی می شود تیم تولید متوجه نامناسب بودن طراحی می گردد. لذا مدیر تولید تصمیم می گیرد تا تجزیه و تحلیل ایمنی در فرایند فنول را اجرا نماید. به منظور اجرای تجزیه و

^۱ T.A.Kletz

تحلیل ایمنی یک گروه ۳ نفره متشکل از دو عضو تیم طراحی و راه اندازی سیستم مذکور و همچنین متخصص ایمنی تشکیل می‌شود. این تیم در طول ۴ ماه، ۳ جلسه تشکیل داده و از طریق سوال و جواب و چک لیست، دیاگرام‌های خطوط واحد فنول و حفاظ‌ها را مورد تجزیه و تحلیل قرار داده و در نهایت مشکلات عملیاتی و خطرات بالقوه زیادی را شناسایی نمودند. پس از آن بر روی روش مذکور اصلاحاتی توسط تیم صورت گرفت و HAZOP معرفی گشت. در اصل این تکنیک برای یافتن راه چاره طراحی شده بود ولی با انجام اصلاحات بر روی آن، به روشی جهت شناسایی انحراف تبدیل شد. [۱۲]

اولین انتشار HAZOP در منابع علمی در سال ۱۹۷۳ توسط مقاله یان هربرت^۱ در سمپوزیوم جلوگیری از خسارات ارائه شد. این مقاله علاقه و انگیزه را نسبت به HAZOP تحریک کرد و HAZOP را در بسیاری از شرکت‌ها به تدریج جهت طراحی و عملیات گسترش داد بدنال آن مطالعات مختلفی در این راستا انجام پذیرفت.

ایزنبرگ و همکارانش^۲ در سال ۲۰۰۶ در تحقیقی با عنوان «ترکیب HAZOP با شبیه سازی دینامیکی» برنامه‌هایی کاربردی برای آموزش ایمنی انجام دادند و متوجه شدند که خطر و روش HAZOP متغیرهای کمی اثبات شده‌ای هستند و فرایند را به دو بخش تقسیم کردند و مدل‌های دینامیکی را بخش مجزای سازمان دهی محسوب نمودند. آن روش‌ها را در چارچوب روش HAZOP جهت تعیین میزان انحراف از شرایط کاری نرمال مورد استفاده قرار دادند، تا اصلاح گردیده و شرایط ایمن واحدها ایجاد شده و بهبود یابد. همانطور که نشان داده شد، کاربرد آن برنامه‌ها می‌تواند به طور قابل توجه‌ای سطح ایمنی را جهت آزمایش سیستماتیک انحراف از فرایند افزایش دهد. ضمناً اثبات کرده‌اند که تست طراحی‌ها را می‌توان با شاخص‌های ایمنی توسعه داد. [۱۳]

راسینگ و همکاران^۳ (۲۰۱۰) در مطالعه‌ای با عنوان روش HAZOP عملکردی، که در آن از یک مدل کارخانه‌ای استفاده شده است، از کارخانه به عنوان ابزاری برای رسیدن به هدف اصلی استفاده کردند. این رویکرد منجر به انتخاب گره با توابع ساده می‌شود که در آن منتخبی از فرایندها و متغیرهای انحراف به‌طور مستقیم دنبال می‌شود. روش HAZOP عملکردی برای پیاده‌سازی در

¹ Herbert, Ian

² Eizenberg, shimor and et

³ N. Rossing and et

کامپیوتر از ابزار استدلال به منظور کمک برای انجام علت ریشه‌ای و تجزیه و تحلیل پیامدی استفاده می‌کند. چنین ابزاری می‌تواند در یافتن علل و پیامدهای ناشی از دوری از متغیرهای انحراف سهولت ایجاد کند. مطالعه آن‌ها نشان داد که روش HAZOP عملکردی یک الگوی بسیار موثر در تسهیل مطالعات HAZOP بوده و یک استدلال مناسب برای آشکار ساختن خطرات بالقوه در عملیات بحرانی ایمنی فراهم می‌کند. [۱۴]

تامیل سلوان و همکارانش^۱ (۲۰۱۵) در پژوهشی تحت عنوان «مطالعه تکنیک‌های شناسایی مخاطرات مناسب برای ارزیابی ریسک در صنایع نفت و گاز» اشاره کرد که مدیریت ریسک در صنعت نفت و گاز نقشی حیاتی در پیشگیری از بروز حوادث دارد که باید در تمام مراحل چرخه حیات فرایند اجرا شود. بروز حوادث در این صنعت نتایج فاجعه‌باری بر اعتبار صنعت و اقتصاد کشور دارد. انفجار، آتش سوزی و انتشار مواد سمی ناشی از این صنعت تاکنون جان کارکنان و شهروندان عادی زیادی را گرفته و خسارات مالی و زیست محیطی فراوانی را باعث شده است. همانطور که روش‌های بسیاری برای ارزیابی ریسک‌ها وجود دارد (از جمله FMEA، FTA، PHA، What if و...) اما مناسب‌ترین روش را با توجه به ماهیت صنعت نفت و گاز HAZOP معرفی کردند. آن‌ها پس از شناسایی مخاطرات و دسته‌بندی آن‌ها و یافتن بهترین کلمات کلیدی با روش HAZID^۲ به انجام مقدمات کار با روش HAZOP پرداختند. پس از تعیین واحد خطوط انتقال گاز طبیعی به عنوان واحد مورد مطالعه، به تعیین تیم بررسی، انتخاب تخصص‌های مورد نیاز، گره‌بندی و سایر مراحل مطالعات HAZOP پرداختند. آن‌ها به این نتیجه رسیدند که اهداف مطالعه شناسایی خطرات تنها زمانی قابل دسترس خواهند بود که پیشنهادات و اقدامات کنترلی تعیین شده حاصل از مطالعات HAZOP امکان‌پذیر و منطقی باشند. باتوجه به اینکه روش HAZOP یک روش کیفی است امروزه این روش با روش‌های درخت خطا FTA، درخت واقعه^۳ ETA یا روش LOPA می‌تواند ارزیابی سطوح مختلف ریسک‌ها در صنعت نفت و گاز میسر سازد. در این پژوهش از هیچ نرم‌افزاری برای شبیه‌سازی استفاده نشد. در نهایت آن‌ها برای واحد مورد مطالعه اقدامات و پیشنهادات زیر را ارائه دادند:

^۱ Tamil Selvan and et

^۲ Hazard Identification

^۳ Event Tree Analysis

۱- سکوهاى دسترسى دائمى بايستى هرچه زودتر به شير يا دريچه‌هاى ارتباطى مجهز شوند.

۲- تعبیه یک شیر جداکننده اضافی با منظره کور (برای گازهای بسیار ترش) برای پیشگیری از خرابی خطوط اضافی (زاپاس)

۳- مشخصات مواد مرغوب و مناسب لوله کشی بايستی برای تمامی دريچه‌هاى ارتباطى تغذیه کننده تعريف شده باشد (تجهيزات گاز بسیار ترش)

۴- شماره برچسب شیرها يا دريچه‌ها برای دريچه‌ها يا شیرهاى جداکننده که جدیداً کار

گذاشته شده‌اند باید قابل شناسایی و تعريف شده بود و بیشتر از سائز ۵ اینچ باشد. [۱۴] آپیل و همکاران^۱ (۲۰۱۷) پژوهشی با عنوان «شناسایی مخاطرات واحد اختلاط شیمیایی با روش HAZOP» انجام دادند. آن‌ها عنوان کردند که مطالعات HAZOP با توجه به اینکه یک روش ساختارمند و دارای چهارچوب است، بهترین روش جهت شناسایی خطرات در فرایند می‌باشد. واحد مورد مطالعه آن‌ها فرایند اختلاط شیمیایی تولید 10% HCl به عنوان محصول نهایی بود. فرایند مذکور را به سه گره شامل گره آب خام، گره اسید استیک و گره اسید کلریدریک ۳۳٪ تقسیم نمودند. پارامتر انتخابی آنها جریان بود که با استفاده از کلمات کلیدی مناسب، انحرافات موجود مورد بررسی قرار گرفته و در نهایت به نتایج زیر رسیدند:

۱- بازرسی و بازدید چشمی که باید به طور مرتب به منظور اطمینان از ایمنی محل کار و کنترل آن انجام شود.

۲- کنترل کیفیت فرایند با دقت بیشتر به منظور افزایش کارایی عملیات و تولید خروجی با کیفیت بالا، باید انجام شود. که این امر علاوه بر این که رضایت مشتری را به ارمغان می‌آورد در نهایت از وقوع رویدادهای ناخواسته نیز جلوگیری می‌کند.

۳- بررسی و بازنگری دستورالعمل‌های ایمنی فرایند به منظور به حداقل رساندن سطح ریسک مرتبط با فعالیت، باید مورد توجه قرار گرفته و در بازه زمانی مشخص انجام شود.

۴- استفاده از فرد آماده به کار، به طوری که در زمان شرایط بروز اضطراری اقدام مناسب را انجام دهد.

¹ Appil Ora and et

- ۵- اطمینان از نظارت صحیح بر عملیات پمپاژ برای جلوگیری از پیامدها.
- ۶- حصول اطمینان از جداسازی مناسب به طوری که هیچ دو ماده شیمیایی غیر سازگار با یکدیگر واکنش نشان ندهند.
- ۷- مشخص بودن شرح وظایف و مسئولیت تمامی کارکنان.
- ۸- به اشتراک گذاشتن انحرافات و پیامدهای شناسایی شده ناشه از آن‌ها با تمامی واحدها
- در نهایت تیم HAZOP علل بروز انحرافات را در سه مورد دسته بندی کردند: الف) خطای انسانی، که می‌تواند توسط یک طراح، اپراتور، سازنده یا شخص دیگری ایجاد شود. ب) خرابی تجهیزات شامل خطاهای عملیاتی، ساختاری یا مکانیکی که می‌توانند هر نوع رویداد ناخوشایند را رقم بزنند. ج) رویدادهای بیرونی مانند بلایای طبیعی که می‌توانند بر عملکرد واحد تاثیرگذار باشند. [۱۶]

فصل دوم

مبانی نظری و توصیف فرایند

۲-۱- مقدمه:

مدیریت ریسک یا مهندسی ایمنی در واقع در سال‌های آغازین گسترش فعالیت‌های صنعتی، به صورت درس گرفتن از حوادث رخ داده برای بهبود طراحی آتی تجلی می‌یافت. بر مبنای تجارت کسب شده و برای جلوگیری از حوادث مشابه، مهندسين فرآیند آموخته‌های خود را به صورت کدهای مدون طراحی و منتشر کردند. [۱۷] سپس، بنا به نیاز احساس شده در سال‌های آخر دهه شصت میلادی بود که روش‌هایی برای شناسایی مخاطرات و ارزیابی و تحلیل ریسک‌ها به صورت کیفی و کمی ابداع و ارائه شد که روند معرفی و ابداع این روش‌ها تا امروز ادامه دارد. [۱۸]

در این فصل ابتدا به تعریف مدیریت ریسک و واژگان و مفاهیم مربوط به آن از دیدگاه‌های مختلف پرداخته و در ادامه به روش‌های مختلف شناسایی مخاطرات و ارزیابی کمی و کیفی ریسک‌ها می‌پردازیم.

۲-۲- تعاریف و مفاهیم

۲-۲-۱- ایمنی^۱: میزان یاد درجه دور بودن از خطرات یا در امان بودن از ریسک غیر قابل قبول یک خطر. [۲۰]

۲-۲-۲- مخاطره^۲:

هر منبعی که پتانسیل ایجاد آسیب، جراحت یا بیماری را داشته باشد. [۲۱]
به شرایطی اطلاق می‌شود که دارای پتانسیل آسیب رسانی، بیماری‌زایی و مرگ افراد، خسارت به وسایل و تجهیزات و آسیب به محیط زیست را دارا می‌باشد [۲۱]

¹ safety
² Hazard

هر وضعیت یا شرایطی که پتانسیل ایجاد آسیب جانی، بیماری یا مرگ افراد، خسارت به سیستم، تجهیزات یا دارایی‌ها و یا تخریب محیط زیست را داشته باشد. [۲۲]

شرایطی که پیش نیاز وقوع حادثه باشد. [۲۲]

۲-۳-۲- ریسک^۱:

اثر عدم قطعیت در دستیابی به اهداف [۲۴]

یادآوری ۱- تاثیر یک انحراف از آنچه که مورد انتظار است (مثبت یا منفی) [۲۵]

یادآوری ۲- ریسک اغلب به صورت ترکیبی از پیامد یک رویداد و احتمال وقوع مربوطه بیان می‌شود. [۲۵]

ریسک ایمنی و سلامت شغلی به معنای ترکیب احتمال وقوع یک رویداد خطرناک مرتبط با کار یا در معرض خطرات قرار گرفتن، و شدت آسیب و بیماری که می‌تواند توسط رخداد و یا در معرض آنها قرار گرفتن ایجاد شود، می‌باشد. [۲۱]

ریسک ترکیبی از احتمال وقوع یک رویداد خطرناک و پیامد ناشی از همان رویداد است. [۲۶]

۲-۴-۲- شدت پیامد^۲ یا وخامت خطر:

شدت پیامد توصیف طبقه‌بندی شده سطح خطرات بر اساس پتانسیل واقعی یا مشاهده شده آن‌ها در ایجاد جراحت، صدمه و یا آسیب می‌باشد. شدت پیامد خطرات می‌تواند بر روی انسان (پیامدهای جانی)، دارایی‌ها و اموال، محیط زیست (آلودگی محیط زیست) و اعتبار و شهرت سامانه مورد بررسی قرار گیرد و در تخمین ریسک در نظر گرفته شود. [۲۲]

میزان جدی بودن اثر خطر بالقوه بر افراد است. شدت یا وخامت خطر فقط در مورد "پیامد" آن در نظر گرفته می‌شود، کاهش در شدت خطر فقط از طریق اعمال تغییرات در فرآیند و نحوه انجام فعالیت‌ها امکان پذیر است.

پیامد^۳، اثربخشی یک رویداد خطرناک است. [۲۶]

۲-۵-۲- احتمال رخداد حادثه^۴:

^۱ Risk

^۲ Hazard Severity

^۳ Consequence

^۴ Probability

احتمال یک حادثه برابر است با امکان وقوع آن حادثه در یک بازه زمانی، که عددی بین صفر و یک می باشد. [۲۷]

احتمال^۱، تعداد دفعاتی که یک رویداد خطرناک شانس وقوع دارد. [۲۶]
۲-۲-۶- تکرار پذیری^۲:

تکرار پذیری عبارت است رخداد یک حادثه در واحد زمان (معمولا یک سال). [۲۷]
۲-۲-۷- ریسک قابل تحمل^۳:

ریسکی است که میزان آن تا حد قابل تحمل سازمان و با در نظر گرفتن الزامات قانونی و خط مشی سازمان پایین آمده است. [۲۲]
۲-۲-۸- ریسک باقیمانده^۴:

ریسکی که پس از معرفی معیارهای کنترلی و انجام اقدامات کنترلی باقی می ماند. [۲۶]
۲-۲-۹- رویداد^۵:

اتفاق ناشی از کار یا در جریان کار که موجب آسیب یا بیماری شده یا اینکه بتواند موجب آسیب یا بیماری شود. [۲۱]

توضیح ۱: رویدادی که در آن آسیب یا بیماری به وجود می آید گاهی اوقات به عنوان یک "حادثه" نامیده می شود. [۲۱]

توضیح ۲: رویدادی که در آن هیچ آسیب و بیماری رخ نداده است، اما پتانسیل وقوع آن را دارد به نام رویداد به خیرگذشته یا شبه حادثه^۶ نامیده می شود. [۲۱]

یک واقعه^۷ یا زنجیره ای از وقایع که سبب شده یا می تواند موجب بروز آسیب، بیماری یا خسارت به تجهیزات، افراد و محیط زیست شود. رویداد در واقع یک واقعه نسبتا مهم است که ممکن است پیامدهای جدی در بر داشته باشد. در رویداد هیچ گونه جراحت جدی یا مرگ مطرح نیست اما ممکن است برخی خسارات را دربرداشته باشد. [۲۲]
۲-۲-۱۰- حادثه^۸:

^۱ Likelihood

^۲ Frequency

^۳ Tolerable Risk

^۴ Residual Risk

^۵ Event

^۶ Near miss

^۷ Incident

^۸ Accident

حادثه عبارت است از یک اتفاق پیش بینی نشده و خارج از انتظار که سبب صدمه و آسیب گردد. [۲۸]

یک حادثه رویدادی است که منجر به مصدومیت، بیماری یا مرگ و میر می‌شود. [۲۰]
هر نوع اتفاق یا رویداد برنامه‌ریزی نشده که منجر به خسارت به دارایی‌ها و تجهیزات، آسیب جانی و مرگ افراد و یا تخریب محیط زیست شود. [۲۳]
۲-۲-۱۱- مهندسی ایمنی^۱:

به کارگیری اصول مهندسی در تشخیص و کنترل خطرات بالقوه محیط کار [۲۲]
۲-۲-۱۲- مدیریت ریسک^۲

شناسایی، تحلیل و کنترل اقتصادی ریسک‌ها یا احتمال خطراتی را که می‌تواند دارایی‌ها و درآمدهای بنگاه‌های اقتصادی را تهدید کند. [۲۹]
فعالیت‌های هماهنگ شده برای هدایت و کنترل یک سازمان با توجه به ریسک‌های شناسایی شده برای آن سازمان [۲۵]

به‌کاری‌گیری نظام‌مند سیاست‌ها، رویه‌ها، و روش‌های مدیریتی برای تحلیل، ارزشیابی و کنترل ریسک‌ها [۲۲]

مدیریت ریسک فرآیندی است، که به وسیله آن تهدیدات بالقوه به سازمان، کارکنان یا کالاها مورد بررسی قرار می‌گیرد و با مستندات به صورت شفاف و قابل قبول به حداقل می‌رسد. [۱۹]

۲-۲-۱۳- ارزیابی ریسک^۳:
فرایند کلی شناسایی، تحلیل و سنجش ریسک است. [۲۴]
۲-۲-۱۴- شناسایی ریسک^۴:

شناسایی ریسک فرآیند یافتن، به رسمیت شناختن و ثبت ریسک‌ها است. [۲۴]
۲-۲-۱۵- مثلث خطر:

هر خطر از سه جزء اصلی زیر تشکیل شده است:

^۱ Safety Engineering

^۲ Risk Management

^۳ Risk Assessment

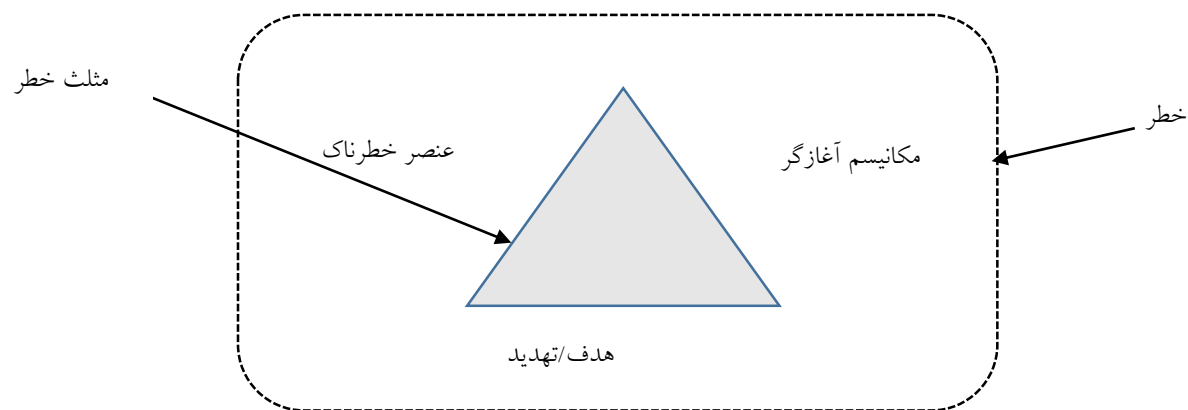
^۴ Risk Identification

الف) عنصر خطرناک^۱ (HE)، که منبع اصلی و نیرو محرکه ایجاد مخاطره است. مانند یک منبع انرژی خطرناک و مواد قابل انفجار در یک سیستم.

ب) مکانیسم آغازگر^۲ (IM)، عبارت است از رویدادهای مسبب یا آغازگر که باعث به وقوع پیوستن خطر می‌شوند. مکانیسم‌های آغازگر باعث قطعی شدن یا تبدیل شدن یک خطر از حالت غیرفعال به حالت بالفعل حادثه می‌شوند.

ج) هدف و تهدید^۳ (T/T)، عبارت است از شخص یا چیزی که صدمه یا آسیب می‌بیند و بیانگر شدت پیامد یک رویداد است. [۲۳]

سه جزء یک خطر که به عنوان یک مثلث خطر شاخته می‌شوند در شکل ۱-۲ نمایش داده شده است.



شکل ۱-۲ مثلث خطر

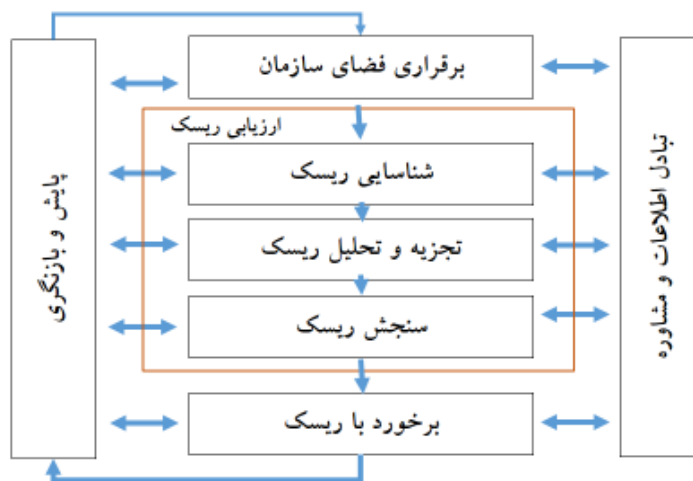
^۱ Hazardous Element

^۲ Initiating Mechanism

^۳ Target and Threat

۲-۳- فرایند مدیریت ریسک

فرایند مدیریت ریسک باید یک قسمت جدا نشدنی از مدیریت باشد، در فرهنگ و رویه‌ها تعبیه شده باشد و با فرایند کسب و کار سازمان سازگاری داشته باشد. بر اساس استاندارد مدیریت ریسک (ISO31000:2009) فرایند مدیریت ریسک در شکل ۲-۲ نمایش داده شده است. [۲۴]



شکل ۲-۲ فرایند مدیریت ریسک

۲-۳-۱- شناسایی خطرات:

اولین گام در فرایند ارزیابی ریسک و مهمترین مرحله مدیریت ریسک، شناسایی خطرات می‌باشد که به روش‌های متنوع و متفاوتی انجام می‌شود و تعداد آن‌ها روز به روز در حال افزایش است. کلیفتون و اریکسون در سال ۲۰۰۵ به ۲۲ روش متفاوت شناسایی و تجزیه و تحلیل مخاطرات اشاره نمودند. (جدول شماره ۲-۱) همچنین در استاندارد مدیریت ریسک- تکنیک‌های ارزیابی ریسک، تعداد ۳۱ تکنیک معرفی شده‌اند. در انتخاب روش شناسایی و تجزیه و تحلیل مخاطرات، روشی که بهترین و باکیفیت‌ترین نتایج را ارائه می‌دهد و در عین حال به کمترین اطلاعات مورد نیاز در مسیر ارزیابی نیاز داشته باشد، اولویت دارد.

عوامل موثر در انتخاب روش‌های شناسایی و تجزیه و تحلیل مخاطرات: (اقتباس از منبع کلیفتون)

- هدف، انگیزه و دلایل انجام مطالعه
- نوع نتایج قابل دستیابی و مورد انتظار از انجام مطالعه با توجه به اهداف تعیین شده
- نوع و میزان اطلاعات در دسترس در مورد فرایند و اجزای آن
- برنامه زمان‌بندی انجام کار
- زمان و مرحله‌ای که فرایند در حال مطالعه، در آن قرار دارد. این مساله با میزان محدودیت اطلاعات قابل دستیابی برای گروه ارزیابی رابطه مستقیم دارد.
- ویژگی‌های فرایند مورد بررسی مانند: نوع فرایند، میزان پیچیدگی فرایند، عملیات موجود در فرایند، خطرات ذاتی موجود در فرایند و سطح ریسک موجود در فرایند
- نحوه ارائه نتیجه مطالعات
- میزان تجربه، توانایی‌ها و مهارت گروه ارزیابی ریسک و توانمندی سرپرست گروه
- منابع مالی
- ابزار اولیه ایمنی

روش‌های شناسایی و تجزیه و تحلیل خطرات بر دو اساس طبقه‌بندی می‌شوند: [۲۳]

الف) نوع^۱ انجام آن‌ها ب) شیوه^۲ یا تکنیک انجام آن‌ها

در نظام ایمنی فرایند ۷ نوع تجزیه و تحلیل وجود دارند، که برای دستیابی به هر کدام از آن‌ها باید از روش تجزیه و تحلیل خاصی استفاده شود.

- نوع تجزیه و تحلیل خطرات در طراحی مفهومی^۳ (CD-HAT)
- تجزیه و تحلیل خطرات در طراحی اولیه^۴ (PD-HAT)
- تجزیه و تحلیل خطرات در جزئیات طراحی^۵ (DD-HAT)
- تجزیه و تحلیل خطرات در طراحی سیستم^۶ (SD-HAT)
- تجزیه و تحلیل خطرات در طراحی عملیات^۷ (OD-HAT)

^۱ Types

^۲ Techniques

^۳ Conceptual design hazard analysis type (CD-HAT)

^۴ Preliminary design hazard analysis type (PD-HAT)

^۵ Detailed design hazard analysis type (DD-HAT)

^۶ System design hazard analysis type (SD-HAT)

^۷ Operations design hazard analysis type (OD-HAT)

- تجزیه و تحلیل خطرات در طراحی بهداشتی^۱ (HD-HAT)
 - تجزیه و تحلیل خطرات در طراحی تجهیزات مورد نیاز^۲ (RD-HAT)
- برای کسب اطلاعات در خصوص جزئیات مربوط به انواع تجزیه و تحلیل های فوق به منبع [۲۳] مراجعه شود.

تکنیک های تجزیه و تحلیل خطرات شامل یک متدولوژی مخصوص ارزیابی می باشند که در آن ها از قوانین ویژه ای برای دستیابی به نتایج مورد نظر، استفاده می شود (به طور مثال FTA). قابل ذکر است که در حال حاضر حدود ۱۰۰ روش مختلف تجزیه و تحلیل خطرات در دنیا وجود دارد، که تعداد آن ها هر روز در حال افزایش است. [۲۳]

کلیفتون و اریکسون در سال ۲۰۰۵، ۲۲ مورد از تکنیک های تجزیه و تحلیل خطرات که بطور معمول بیشتر از سایر روش ها مورد استفاده قرار می گیرند، اشاره نمودند. (جدول ۱-۲)

^۱ Health design hazard analysis type (HD-HAT)

^۲ Requirements design hazard analysis type (RD-HAT)

جدول ۲-۱ روش‌های تجزیه و تحلیل خطرات [۲۳]

ردیف	عنوان روش (فارسی)	عنوان روش (انگلیسی)
۱	تجزیه و تحلیل لیست مقدماتی خطر (PHL)	Preliminary Hazard List (PHL) analysis
۲	تجزیه و تحلیل مقدماتی خطر (PHA)	Preliminary Hazard Analysis (PHA)
۳	تجزیه و تحلیل خطر زیرسیستم (SSHA)	Subsystem Hazard Analysis (SSHA)
۴	تجزیه و تحلیل خطرات سیستم (SHA)	System Hazard Analysis (SHA)
۵	تجزیه و تحلیل خطرات عملیات و پشتیبانی (O&SHA)	Operating and Support Hazard Analysis (O&SHA)
۶	ارزیابی خطرات بهداشتی (HHA)	Health Hazard Assessment (HHA)
۷	تجزیه و تحلیل معیارها/ الزامات ایمنی (SRCA)	Safety requirements/criteria analysis (SRCA)
۸	تجزیه و تحلیل درخت خطا (FTA)	Fault Tree Analysis (FTA)
۹	تجزیه و تحلیل درخت رویداد (ETA)	Event Tree Analysis (ETA)
۱۰	تجزیه و تحلیل حالت شکست و اثرات آن (FMEA)	Failure Mode and Effects Analysis (FMEA)
۱۱	تجزیه و تحلیل خطر بر اساس خطا	Fault Hazard Analysis
۱۲	تجزیه و تحلیل عملکردی خطرات	Functional Hazard Analysis
۱۳	تجزیه و تحلیل مدارهای پنهان (الکتریکی) (SCA)	Sneak Circuit analysis (SCA)
۱۴	تجزیه و تحلیل شبکه پتری (PNA)	Petri Net Analysis (PNA)
۱۵	تجزیه و تحلیل مارکوف (MA)	Markov Analysis (MA)
۱۶	تجزیه و تحلیل حفاظها	Barrier Analysis
۱۷	تجزیه و تحلیل منحنی سوزنی (BPA)	Bent Pin Analysis (BPA)
۱۸	مطالعات خطر و عملیات (HAZOP)	Hazard & Operability analysis (HAZOP)
۱۹	تجزیه و تحلیل علت و پیامد (CCA)	Cause Consequence Analysis (CCA)
۲۰	تجزیه و تحلیل پیامد عمومی شکست (CCFA)	Common Cause Failure Analysis (CCFA)
۲۱	تجزیه و تحلیل غفلت مدیریت و درخت ریسک (MORT)	Management Oversights and Risk Tree (MORT) analysis
۲۲	تجزیه و تحلیل ایمنی نرم‌افزار (SWSA)	Software Safety Assessment (SWSA)

۲-۳-۲- ارزیابی ریسک:

ارزیابی ریسک روشی پرکاربرد به منظور مدیریت ابزارهای موثر در ایمنی برای کاهش ریسک ناشی از حوادث مختلف می باشد ولی از آنجا که احتمال وقوع برخی حوادث هرگز از بین نمی رود، این روش الگوریتمی را به منظور ارزیابی کمی و کیفی ریسک و کاهش ریسک ناشی از حوادث مختلف را تا جایی که از نظر اقتصادی مقرون به صرفه باشد ارائه می دهد. [۱۷]

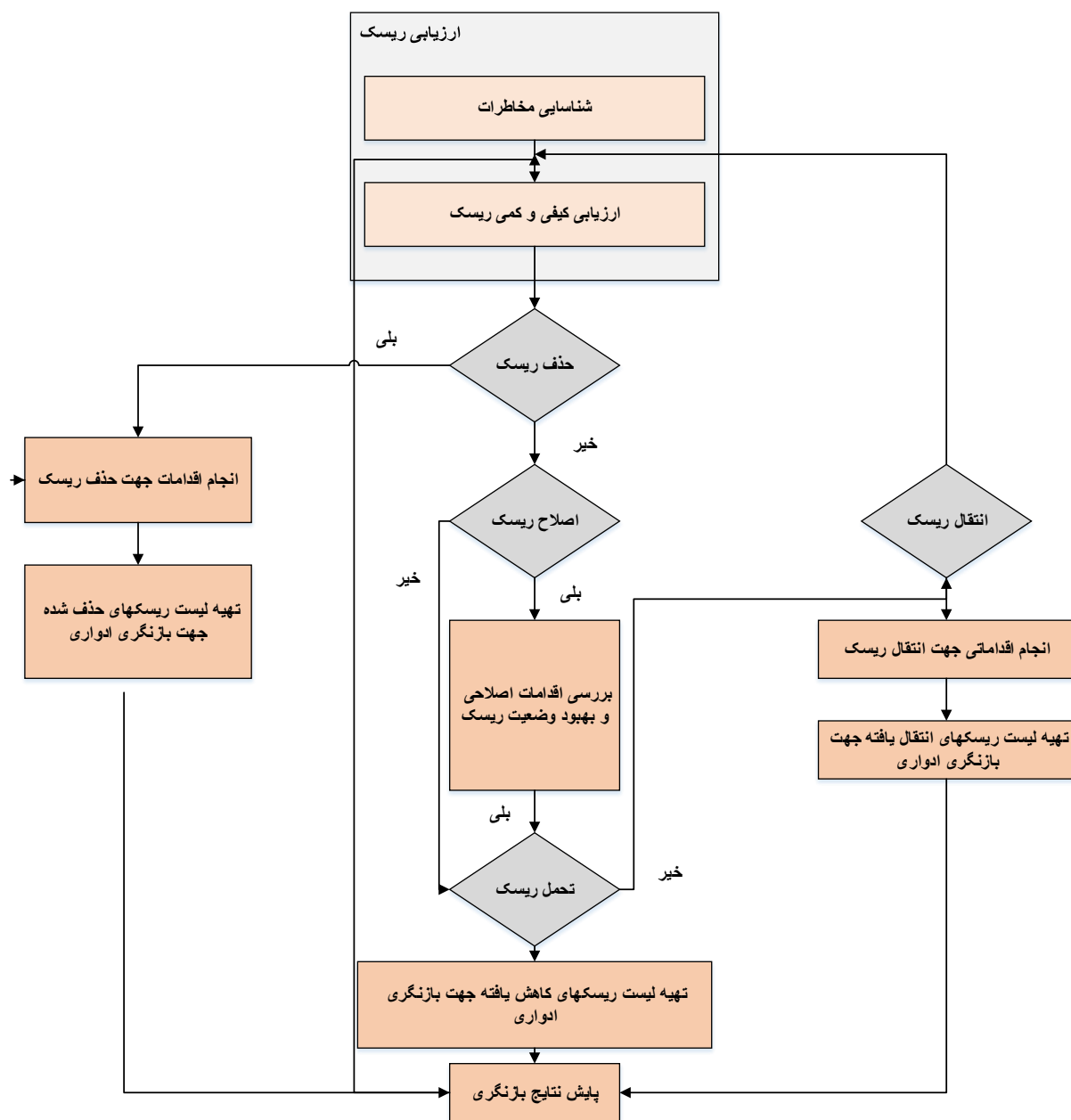
ارزیابی ریسک دارای فوایدی برای سیستم هستند که در زیر به تعدادی از آنها اشاره می کنیم:

- کاهش مخاطرات
 - شناسایی نیازهای آموزشی
 - تدوین برنامه های ایمنی
 - اولویت بندی و اختصاص دادن منابع
 - تهیه دستورالعمل های ایمنی و مدارک مستند
 - کاهش خسارت مالی ناشی از توقف عملیات تولیدی
 - حصول اطمینان از رعایت ملاحظات ایمنی در طراحی تجهیزات [۲۲]
- همانطور که گفته شد ارزیابی ریسک شامل فرایند کلی شناسایی خطرات، تجزیه و تحلیل و سنجش آنها با معیارهای ریسک است که به دو روش ارزیابی کیفی^۱ و ارزیابی کمی^۲ ریسک انجام می شود.

نمواد مراحل انجام ارزیابی ریسک در شکل ۲-۳، نمایش داده شده است. [۲۲]

^۱ Qualitative Risk Assessment

^۲ Quantitative Risk Assessment



شکل ۳-۲ مراحل ارزیابی ریسک [۲۲]

۲-۳-۱- روش ارزیابی کمی ریسک:

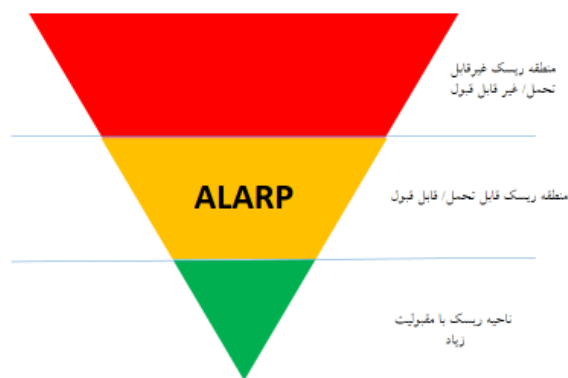
در ارزیابی کمی ریسک احتمال وقوع یک حادثه خاص (یا تکرارپذیری) و شدت پیامد آن تعیین می‌شود. ارزیابی کمی زمانی لازم است که پیامدها بالا بوده و احتمال رخداد حوادثی با چندین کشته وجود دارد.

دو اصل کلی که در ارزیابی کمی مورد توجه قرار می‌گیرد، عبارتند از:

الف) کمترین حدی که بطور معقول عملی است^۱ (ALARP):

ALARP به معنی بهترین چیزی که تحت شرایط متداول برای عملی کردن کاهش یک ریسک شناسایی شده، باید انجام شود. در ارزیابی این اصل باید به عنوان گزینه ارجح در نظر گرفته شود مگر این که مشخص شود از نظر منطقی عملی نمی‌باشد. (به شکل ۲-۴ رجوع شود).
ب) حدی که به طور معقول قابل دستیابی است^۲ (ALARA):

ALARA نیز مشابه ALARP می‌باشد اما سخت‌گیری کمتری دارد. ریسک به جای آن که تا آنجا که ممکن است، تا آنجا که منطقی است باید کاهش داده شود.



شکل ۲-۴ ALARP

^۱ As Low As Reasonably Practicable

^۲ As Low As Reasonably Achievable

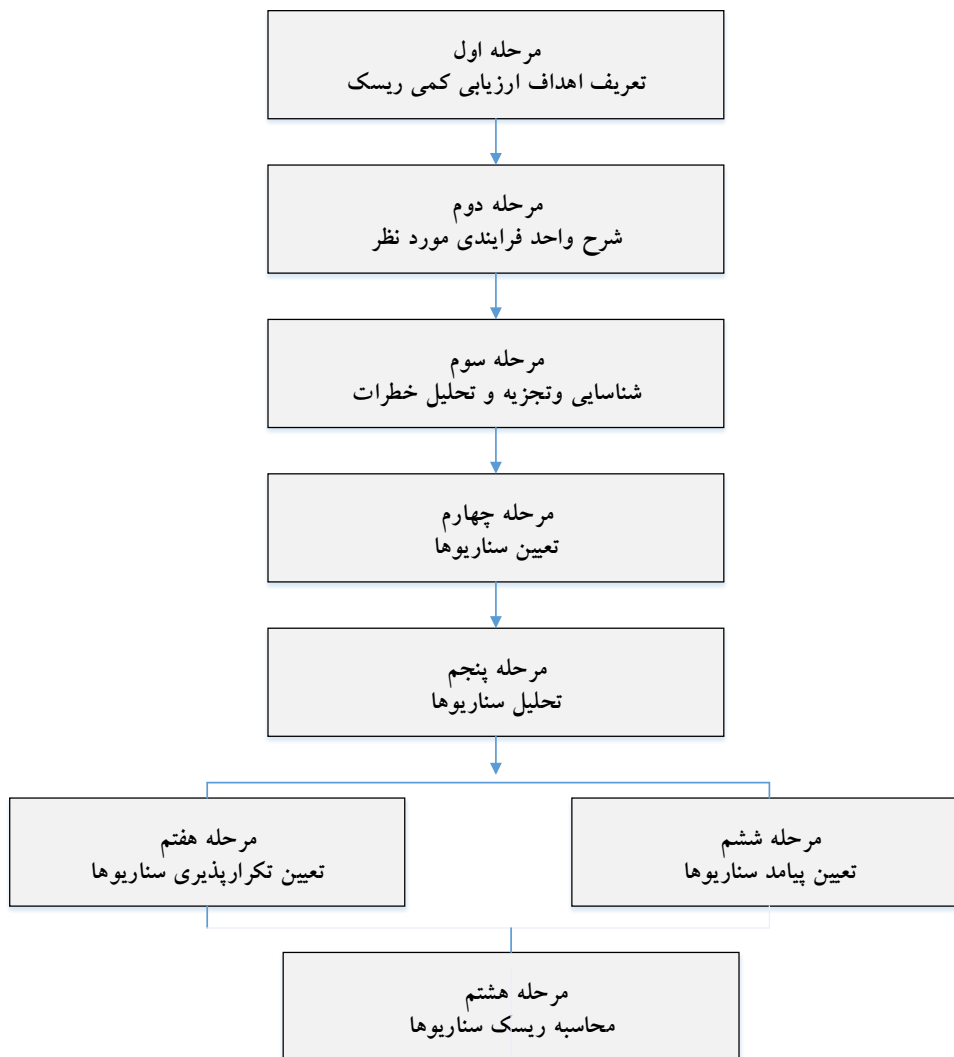
مهمترین اهداف ارزیابی کمی ریسک در صنایع فرایندی عبارتند از:

- بهینه سازی آرایش و چیدمان تجهیزات در داخل یک واحد فرایندی
 - بررسی لزوم ضد حریق کردن^۱ سازه‌های فلزی با استفاده از تخمین میزات تشعشع ناشی از آتش سوزی‌های احتمالی
 - تعیین لزوم ضد انفجار نمودن^۲ ساختمان‌های اطراف واحد فرایندی مانند اتاق کنترل، ساختمان تعمیرات و ...
 - تعیین ارتفاع مورد نیاز جهت مشعل^۳ از طریق محاسبات تشعشع و انتشار و تعیین حریم آن
 - تعیین مکان مناسب اتاق کنترل و ساختمان‌های اداری
 - تعیین جهت و شعاع آلودگی و اثرات مختلف ایمنی، بهداشت و زیست محیطی در صورت نشت و رهاسازی مواد خطرناک و سمی از تجهیزات فرایندی
 - تعیین احتمال وقوع سناریوهای رهایش مواد خطرناک (اهم از قابل اشتعال و سمی) از تجهیزات که منجر به آتش سوزی و انفجار می‌شود. [۲۲]
- هشت مرحله ارزیابی کمی ریسک به‌طور خلاصه در شکل ۲-۵ نمایش داده شده‌اند. [۱۷]

^۱ Fireproofing

^۲ Explosion proofing

^۳ Flare



شکل ۲-۵ مراحل ارزیابی کمی ریسک

۲-۲-۳-۲- ارزیابی کیفی ریسک:

در این روش بر خلاف ارزیابی کمی ریسک، تلاش بر این است که از یک نگرش کیفی در جهت برآورد پیامد، تکرارپذیری حوادث و در نهایت ریسک آنها استفاده شود که از این رویکرد تحت عنوان ارزیابی کیفی ریسک نام برده می‌شود. در این روش از ابزار سودمندی به نام ماتریس ریسک در راستای ارزیابی نتایج استفاده می‌شود. [۱۷]

روش‌های CCA, FMEA, HAZOP, FTA, ETA و LOPA، روش‌هایی هستند که کاربرد و عمومیت بیشتری در صنایع دارند، به همین دلیل هرکدام از این روش‌ها به اختصار توضیح داده خواهند شد.

الف) تجزیه و تحلیل علت - پیامد^۱ (CCA):

این روش تلفیقی از تحلیل درخت خطا و درخت رویداد است. یکی از ویژگی‌های مهم این تحلیل، ایجاد ارتباط بین پیامدهای یک حادثه و علت‌های اصلی رخداد آن است. در این روش درخت خطا و درخت رویداد، در یک نمودار آمده و معمولاً هنگامی که منطق خرابی یک حادثه آنالیز شده نسبتاً ساده باشد، قابل استفاده است. [۱۷]

ب) تجزیه و تحلیل حالت شکست و اثرات آن^۲ (FMEA):

یک روش استقرایی (از جزء به کل) است که جهت ارزشیابی اثرات حالت نقص بالقوه بر روی سامانه‌ها، اجزاء، وظایف یا عملکرد به کار می‌رود. [۲۱] در این روش سیستم بیشتر از منظر مکانیکی بررسی می‌شود و در نتیجه بهترین بازده را در ترکیب با روش‌های فرایندی دارد. [۱۷] اولین کاربرد رسمی این روش در صنایع هوافضای ایالات متحده آمریکا بود. استفاده از FMEA در دهه ۱۹۶۰ برای توسعه محصولات فضایی و سفر انسان به ماه آغاز شد و استفاده از آن در جلوگیری از اشتباهات برای موشک‌های گران قیمت بسیار موثر بود. در یک طبقه‌بندی کلی بر اساس نوع کاربرد، به دو نوع فرایندی^۳ و تولیدی^۴ طبقه‌بندی می‌شود. [۲۲]

ج) مطالعه خطرات و راهبری^۵ (HAZOP):

در میان روش‌های گوناگون شناسایی مخاطرات فرایندی روش مطالعه خطرات و راهبری بیشترین کاربرد و مقبولیت را داراست. یک تعریف متدوال از HAZOP عبارت است از جستجوی سیستماتیک فرایند، اهداف طراحی و دستگاه‌ها برای کشف امکان خطا و یا عملکرد نامطلوب و نیز پیامدهای آن بر کل مجموعه. [۱۷]

این روش با توجه به این که روش انجام کار در پژوهش مورد نظر می‌باشد در فصل سوم به‌طور کامل تشریح خواهد شد.

^۱ Cause- Consequence Analysis

^۲ Failure Mode and effects Analysis

^۳ Process

^۴ Product

^۵ Hazard and Operability Study

(د) تحلیل درخت خطا^۱ (FTA) :

درخت خطا یک ابزار در ارزیابی ریسک است که می‌تواند به صورت کیفی و یا کمی به کار گرفته شود. اگر به صورت کیفی و یا کمی به کار گرفته شود. اگر به صورت کیفی به کار رود ابزاری در خدمت شناسایی مخاطرات است و در صورتی که کمی شود در ارزیابی ریسک کاربرد خواهد داشت. در این روش یک حادثه نامطلوب که حادثه رأس^۲ نامیده می‌شود مبنا قرار داده شده و راه‌های منجر به بروز این حادثه رأس به صورت بسط بالا به پایین، مورد بررسی قرار می‌گیرد. [۱۷]

(ه) تحلیل درخت رویداد^۱ (ETA) :

مانند درخت خطا، درخت رویداد یک ابزار در ارزیابی ریسک است که می‌تواند به صورت کیفی و یا کمی به کار گرفته شود. اگر به صورت کیفی به کار رود ابزاری در خدمت شناسایی مخاطرات است.

(و) تحلیل لایه‌های حفاظتی^۲ LOPA :

این روش که یک روش نیمه کیفی است، در سال ۱۹۹۳ توسط مرکز ایمنی فرایند شیمیایی (CCPS) ارائه شد. این روش برای تعیین میزان موثر بودن عملکرد تجهیزات ایمنی^۳ (SIF) به کار می‌رود. اساس کار این روش مبتنی بر استفاده از اطلاعات به دست آمده در روش‌های کیفی شناسایی خطرات نظیر HAZOP می‌باشد. این روش بر کاهش ریسک وقایعی که بیشترین ریسک را دارند تمرکز داشته و با اطلاعات حاصل از اجرای این روش می‌توان سطح یکپارچگی ایمنی^۴ (SIL) مورد نیاز سیستم‌های ابزار دقیق ایمنی^۵ (SIS) نظیر اینترلاک‌ها را بدست آورد.

LOPA با یک پیامد نامطلوب مثل پیامد زیست محیطی، بهداشتی، ایمنی و اقتصادی بر اساس نتایج مطالعات HAZOP شروع شده و شدت این پیامد تخمین زده می‌شود. سپس برای هر پیامد علت‌های اولیه مشخص می‌گردد. در مرحله بعد برای هر کدام از علت‌های اولیه، لایه‌های حفاظتی مستقل^۶ (IPL) و احتمال نقص آن‌ها^۷ (PFD) تعیین می‌گردد. سپس احتمال پیامد نامطلوب از طریق حاصلضرب PFD های هر کدام از IPL ها مشخص می‌شود. در پایان بر اساس

^۱ Fault Tree Analysis

^۲ Layer Of Protection Analysis

^۳ Safety Instrument Function

^۴ Safety Integrated Level

^۵ Safety Instrument System

^۶ Independent Protection Layer

^۷ Probability to fail on demand

نتایج به دست آمده نسبت به کاهش ریسک از طریق افزودن IPL بیشتر و یا دیگر گزینه‌های کاهش ریسک نظیر طراحی مجدد فرایند و ... اقدام می‌گردد. نتایج حاصل از کاربرد این روش در صنایع شیمیایی نشان می‌دهد این روش یک ابزار اثربخش برای تعیین سطح یکپارچگی ایمنی توسط مهندسان ایمنی فرایند بوده و ضمن این که به منابع کمتری نسبت به دیگر روش‌های ارزیابی ریسک نیاز دارد، اجرای آن از روش‌هایی چون تحلیل درخت خطا و دیگر روش‌های کمی ارزیابی ریسک سریع‌تر است. از جمله مهمترین مزایای این روش، می‌توان به تمرکز بر روی پیامدهای شدید، در نظر گرفتن علل اولیه وقوع حوادث، دیدگاه نظام‌مند، تعیین IPL برای هر کدام از علل اولیه و تعیین منابع موثر کاهش ریسک اشاره کرد. [۱۷]

پس از شناسایی خطرات و تعیین رتبه ریسک فعالیت‌ها یا فرایندها، جهت تفسیر ریسک‌ها و انجام اقدامات کنترلی، لازم است آن‌ها را اولویت‌بندی نمود. [۲۲]

۲-۳-۳- تحلیل یا ارزشیابی ریسک^۱:

در این مرحله ریسک بر آورده شده در مرحله ارزیابی ریسک با استانداردهایی تحت عنوان معیار ارزشیابی ریسک^۲ مقایسه می‌شود و در مورد قابل قبول بودن یا غیر قابل قبول بودن آن تصمیم‌گیری می‌شود. معیار ریسک در واقع به عنوان مقیاسی برای پاسخ به این سوال که چه مقدار ایمنی کافی است، به کار می‌رود و به کمک آن می‌توان در مورد سطح ریسک قضاوت نمود. تعیین معیار ریسک معمولاً به عهده مقامات قانونی کشورهاست و گاهی این معیار توسط مدیریت سازمان نیز تعیین می‌شود. [۲۲]

۲-۳-۴- کنترل ریسک:

پس از مقایسه سطوح ریسک برآورده شده با معیار ریسک، در مواردی که سطح ریسک غیرقابل قبول باشد لازم است اقداماتی جهت کاهش سطح ریسک‌های غیرقابل قبول به عمل آید. مهمترین این اقدامات عبارتند از:

^۱ Risk Evaluation

^۲ Risk Evaluation Criteria

۲-۳-۴-۱- اجتناب یا حذف ریسک^۱:

اولین استراتژی برخورد با ریسک در صورت امکان حذف آن است. مثال‌هایی از راهکارهای اجتناب و حذف ریسک عبارتند از:

- ممنوعیت تولید و انتقال مواد شیمیایی خیلی خطرناک
- طراحی و ساخت بسته‌بندی‌های ایمنی و محکم برای مواد و زایعات پرتوزا
- حذف انتقال دریایی مواد شیمیایی خاص (بطور مثال آلوده‌کننده‌های آلی پایدار)
- استفاده از فرایندهای ذاتا ایمن^۲
- استفاده از سیستم‌های ایمنی نظیر شیرهای اطمینان^۳، ایتیرلاک‌ها^۴ و هشداردهنده‌ها^۵
- افزایش قابلیت اطمینان سیستم‌های ابزار دقیق از طریق ایجاد سامانه‌های موازی

۲-۳-۴-۲- کاهش ریسک^۶:

راهکار کاهش ریسک شامل کاهش تکرارپذیری رخداد وقایع نامطلوب و شدت پیامدهای آن‌هاست. بسیاری از ریسک‌ها نظیر تولید، انتقال، ذخیره، جابه‌جایی و استفاده از بسیاری از مواد شیمیایی و در حال حاضر یا در آینده قابل حذف نیستند چرا که حذف آن‌ها ممکن است هزینه بالایی داشته، اجرای آن‌ها مشکل و یا امکان پذیر نباشد. با توجه به منافع حاصل از مواد شیمیایی خطرناک در بسیاری از کشورها و صنایع مختلف، تلاش‌های زیادی در جهت کاهش ریسک مربوط به مواد خطرناک تا یک سطح قابل قبول انجام گرفته است. همچنین کاهش ریسک از طریق کاهش تکرارپذیری وقوع رهاش مواد خطرناک و کاهش شدت پیامدهای وقوع آن‌ها قابل دستیابی است. [۲۲]

۲-۳-۴-۳- انتقال ریسک^۷:

منظور از انتقال ریسک، واگذاری ریسک و مالکیت آن به شخص ثالث می‌باشد. وقوع بسیاری از رویدادهای مخاطره‌آمیز، اجتناب ناپذیر است. بدین ترتیب شرایط مخاطره‌آمیز و تبعات

^۱ Risk Avoidance / Elimination

^۲ Inherently Safety Process

^۳ Relief Valves

^۴ Interlocks

^۵ Alarms

^۶ Risk Reduction

^۷ Risk Transfer

مالی رویدادها به شخص ثالثی منتقل می‌شود تا این شخص بتواند ریسک ناشی از این شرایط را مدیریت کند. روش‌های انتقال ریسک شامل چهار مورد زیر می‌باشد:

الف) انتقال به وسیله‌ی بیمه: معمول‌ترین روش انتقال ریسک بیمه است که با توجه به ملاحظات سود صورت می‌گیرد.

ب) به اشتراک‌گذاری ریسک^۱: در این شیوه هزینه مربوط به کاهش ریسک‌ها در بین سازمان‌های مختلف به اشتراک گذاشته می‌شود.

ج) انتقال به وسیله قرارداد^۲: در بعضی از صنایع کارهای خطرناک به عهده شرکت‌های پیمانکار گذاشته می‌شود.

د) انتقال فیزیکی^۳: ممکن است به شیوه‌های مختلفی (مثل انتقال شیوه کار یا فعالیت) انجام شود و هدف آن کاهش تکرارپذیری رهايش مواد خطرناک و شدت پیامدهای آنهاست. به‌طور مثال حمل و نقل بسیاری از مواد خطرناک از طریق هوایی ممنوع است ولی از راه‌های دیگر انجام می‌گیرد یعنی ریسک‌ها از راه هوایی به راه زمینی منتقل شده است.

۲-۳-۴- پذیرش ریسک^۴:

دلایل زیادی در مورد این‌که چرا ریسک‌ها پذیرفته شوند، وجود دارد. در برخی شرایط بسیاری از ریسک‌های نامطلوب، قابل اجتناب، قابل کاهش یا قابل انتقال نمی‌باشند زیار از نظر اقتصادی یا عملی غیرممکن می‌باشد.

تصمیم‌گیرندگان ممکن است هیچ جایگزینی بجز پذیرش این ریسک‌ها نداشته باشند. ممکن است پس از انجام اقدامات مربوط به کاهش ریسک، هنوز برخی از ریسک‌ها که ریسک‌های باقی‌مانده نامیده می‌شوند وجود داشته باشند. این ریسک‌ها ممکن است به‌عنوان ریسک‌های بی‌اهمیت یا جزئی در نظر گرفته شوند چرا که کاهش بیشتر آنها ممکن است خیلی پرهزینه بوده و اختلال در تولید را به‌دنبال داشته باشد. پذیرش ریسک لزوماً به این معنی نیست که هیچ کاری انجام نشود حتی اگر ریسک‌ها درحد جزئی باشند. لازم است منابع، زمان و تلاش‌های کافی در جهت حفظ این ریسک‌ها در سطح موجود در مورد آنها اختصاص یابد. [۲۲]

^۱ Risk Sharing

^۲ Transfer by Contract

^۳ Physical Transfer

^۴ Risk Retention

۲-۳-۵- پایش ریسک^۱:

از آنجایی که ریسک‌ها مدام در حال تغییر هستند، لازم است همواره مورد پایش قرار گیرند. همچنین اثربخشی برنامه‌های کنترلی و مدیریت ریسک، بایستی مورد بررسی و نظارت قرار گیرند. به دلیل تغییر سیستم و فعالیت‌های موجود در آن، تغییر شرایط محیطی و گذشت زمان، پیگیری و پایش موثر فعالیت‌های برنامه‌ریزی شده و به‌روزرسانی مستمر تمامی ارزیابی‌های ضرور است. فرایند تصمیم‌گیری عنصر اساسی در مدیریت ریسک بوده و شامل شناسایی و ارزیابی اقدامات جایگزین به منظور مدیریت ریسک می‌باشد. [۲۲]

۲-۳-۶- بازنگری ارزیابی ریسک^۲:

نتایج ارزیابی ریسک می‌بایستی به‌طور دوره‌ای و همچنین پس از ایجاد هرگونه تغییر در محیط کار (نظیر تغییر فرایند، اضافه شدن دستگاه جدید، تغییر در نیروی انسانی و...) بازنگری شود. [۲۲]

۲-۴- نگاهی به حوادث صنعت نفت و گاز در ایران و جهان

از ابتدای قرن بیستم تاکنون حوادث متعدد با پیامدهای ناگوار انسانی، زیست محیطی و اقتصادی در سراسر دنیا رخ داده است. با پیشرفت روزافزون صنعت بخصوص صنایع فرایندی استفاده بشر از مواد شیمیایی خطرناک و سمی بیشتر شده و با توجه به سود فراوان آن‌ها و عدم وجود جایگزین‌های ایمن‌تر همواره جوامع بشری در معرض بروز حوادث خطرناک می‌باشد. تنوع حوادث رخ داده در صنایع مختلف بخصوص صنایع نفت و گاز در ایران و جهان گواهی بر این امر می‌باشد. نظر به اینکه بخش زیادی از اقتصاد کشور بر پایه صنعت نفت و گاز می‌باشد و همچنین با توجه به گران‌قیمت بودن تأسیسات این صنعت، لذا بروز حوادث در این صنعت علاوه بر خسارت‌های جبران ناپذیر جانی و زیست محیطی از نظر اقتصادی نیز به بدنه کشور ضربه وارد می‌آورد. بنابراین اهمیت دادن به مدیریت ریسک و ارتقاء سطح ایمنی صنایع نفتی کشور امری بسیار حیاتی و مهم بوده و باید در اولویت کار قرار بگیرد. پرواضح است که اگر تأسیسات نفتی به هر دلیلی آسیب ببینند، ممکن است ضمن از دست دادن سهمیه بازار جهانی، بخش قابل توجه اقتصاد کشور نیز که بر پایه درآمدهای ارزی نفتی استوار است، دچار آسیب شود. در ادامه به آمار

^۱ Risk Monitoring

^۲ Risk Review

حوادث رخ داده در جهان (جدول ۹-۲) و ایران (جدول ۱۰-۲) اشاره خواهد شد. نکته مشابه در اکثر حوادث رخ داده در صنعت نفت کشور در مقایسه با سایر کشورها، عدم انتشار گزارش تحلیلی جامع در خصوص عوامل و پیامدهای ناشی از این حوادث است.

جدول ۲-۲ امار مهم‌ترین حوادث صنایع نفت و گاز در دنیا

ردیف	محل حادثه	علت وقوع حادثه	پیامدهای حادثه	سال وقوع
۱	تگزاس کشتی گراند کمپ	انفجار ۲۳۰۰ تن نیترات آمونیوم	۵۶۷ نفر کشته، ۱۷۸ نفر مفقودالاثر، ۲۰۰۰ نفر بی-خانمان، یک میلیارد دلار خسارت مالی، تخریب یک سوم شهر	۱۹۴۷
۲	پالایشگاه نفت Feyzin فرانسه	نشت پروپان و پدیده انفجار بخار منبسط شده در مایع (BLEVE)	۱۸ نفر کشته، ۸۱ نفر مصدوم و ۷۸ میلیون دلار خسارت مالی	۱۹۶۶
۳	پتروشیمی Flixborough انگلستان	شکستن خط کنار گذر راکتور ۵ و نشت و انفجار گاز سیکلوهگزان	۲۸ نفر کشته، ۵۳ نفر مجروح، ۴۸ میلیون دلار خسارت مالی	۱۹۷۴
۴	کارخانه شیمیایی Seveso ایتالیا	پاره شدن Rupture Disk راکتور شیمیایی و تشکیل ابر غلیظی از مواد شیمیایی و تخلیه گاز TCDD به مدت ۲۰ دقیقه	تخلیه ساکنین شهرهای اطراف، مسمومیت ۲۰۰۰ نفر و آلودگی ۱۶ کیلومتر از مناطق اطراف، سقط جنین تعدادی از زنان باردار، تلف شدن جانداران و حیوانات اطراف	۱۹۷۶
۵	کارخانه Ludwigshafen	انفجار به دلیل سرریز DME از تانکر در حال بارگیری	۲۰۷ نفر کشته، ۳۸۱۷ نفر مجروح و ۳۰ میلیون دلار خسارت مالی	۱۹۸۴
۶	پالایشگاه Remeoville ایالات متحده آمریکا	انفجار مخزن هیدروکربن	۱۷ نفر کشته، ۵۰۰ میلیون دلار خسارت مالی	۱۹۸۴
۷	مخازن PEMEX مکزیکوسیتی، مکزیک	پارگی خط لوله و نشت گاز و آتش‌سوزی و انفجار مخازن در پایانه LPG	۵۰۰ نفر کشته، تخریب کامل پایانه	۱۹۸۴
۸	کارخانه شیمیایی Bohpal هندوستان	آزاد شدن ۴۵ تن متیل ایزوسیانات MIC	۲۰۰۰-۱۵۰۰۰ کشته، آسیب تنفسی، بیماری چشمی و کوری قریب نیم میلیون نفر	۱۹۸۴
۹	اسکله نفتی Piper Alfa انگلستان	آتش‌سوزی و انفجار NGL در سکوی نفتی	مرگ ۱۶۵ نفر و تخریب کامل سکو، ۱/۲ میلیارد دلار خسارت مالی	۱۹۸۸
۱۰	تگزاس، Psadana	انتشار گاز در واحد پلی اتیلن و تشکیل توده ابر بخار آتش‌سوزی و انفجار	۲۳ نفر کشته، ۱۰۳ نفر مجروح و خسارات بیش از ۵۰۰ میلیون دلار	۱۹۸۹
۱۱	تگزاس، Chancelview	انفجار در شرکت شیمیایی آرکو	۵۰ نفر کشته، ۲۳/۶ میلیارد دلار	۱۹۹۷

جدول ۲-۲ تعدادی از مهمترین حوادث صنایع نفت و گاز در دنیا (ادامه)

ردیف	محل حادثه	علت وقوع حادثه	پیامدهای حادثه	سال وقوع
۱۲	پالایشگاه Visakh هندوستان	انفجار LPG	۵۰ نفر کشته، ۲۳/۶ میلیارد دلار	۱۹۹۷
۱۳	Tuluz، فرانسه	انفجار در یک کارخانه تولید کود شیمیایی	۳۰ نفر کشته	۲۰۰۱
۱۴	Etobicoke، اونتاریو، کانادا	انفجار خط لوله در اثر سوراخ شدن backhoe	۷ نفر کشته	۲۰۰۳
۱۵	Ghislenghien، بلژیک	انفجار خط انتقال گاز طبیعی	۲۴ نفر کشته و ۱۲۲ نفر مجروح	۲۰۰۴
۱۶	پالایشگاه نفت تگزاس، امریکا	انتشار ابر قابل انفجار هیدروکربن و آتش سوزی در پالایشگاه	۱۵ نفر کشته و ۱۸۰ نفر مجروح	۲۰۰۵
۱۷	Bancefield، انگلستان	سرریز بنزین از یک مخزن و انفجار در یک پایانه نفتی	۳۴ نفر مجروح و تخریب کامل پایانه	۲۰۰۵
۱۸	Atlas Creek Island، نیجریه	سوراخ شدن خطوط انتقال توسط دزدان و انفجار آن	۱۵۰ نفر کشته	۲۰۰۶
۱۹	Abule Egba، لاگوس، نیجریه	سوراخ شدن خطوط انتقال توسط دزدان و انفجار آن	حدود ۵۰۰ نفر کشته	۲۰۰۶
۲۰	Jaipur، هندوستان	نشت بنزین از اتصالات لوله و وجود منابع جرقه	۱۲ نفر کشته، ۱۵۰ نفر مجروح و ۶۵ میلیون دلار خسارت	۲۰۰۹
۲۱	Petroleos Mexicanos (Pemex)، مکزیک	انفجار خط انتقال نفت در ایستگاه پمپ	۲۷ نفر کشته و بیش از ۵۰ نفر زخمی	۲۰۱۰
۲۲	نایروبی، کنیا	آتش سوزی خطوط انتقال	۱۰۰ نفر کشته و ۱۲۲ نفر مجروح	۲۰۱۱
۲۳	Amuay، ونزوئلا	نشت گاز و انفجار در پالایشگاه نفت	۳۹ نفر کشته و ۸۰ نفر مجروح	۲۰۱۲
۲۴	Qingdao، چین	آتش سوزی و انفجار خط انتقال نفت در اثر نشت نفت	۶۲ نفر کشته	۲۰۱۳
۲۵	Andhra Pradesh، هندوستان	آتش سوزی و انفجار خطوط انتقال گاز GAIL	۲۲ نفر کشته و ۳۷ نفر زخمی	۲۰۱۴

جدول ۲-۳ امار حوادث صنایع نفت و گاز در ایران

ردیف	محل حادثه	علت وقوع حادثه	پیامدهای حادثه	سال وقوع
۱	شازند اراک	انفجار مخزن	۳۵ نفر کشته و ۵۴ نفر مجروح	۱۳۸۷
۲	نفت شهر	آتش سوزی چاه شماره ۲۴	۴ نفر کشته و ۱۲ نفر مجروح	۱۳۸۹
۳	پتروشیمی خارک	انفجار بویلر مرکزی واحد قدیم مجتمع پتروشیمی	۴ نفر کشته و ۷ نفر مجروح	۱۳۸۹
۴	پتروشیمی پردیس عسلویه	انفجار در خط لوله اوره و آمونیاک	۵ نفر کشته و یک نفر مجروح	۱۳۸۹
۵	پالایشگاه شهید هاشمی نژاد	برخورد بیل مکانیکی با خط لوله و انفجار و آتش سوزی	۴ نفر کشته و سوختگی ۱۴ نفر	۱۳۸۹
۶	پتروشیمی خارک	آتش سوزی مخازن ۴۰ هزار بشکه‌ای پروپان	۱ نفر کشته	۱۳۸۹
۷	پالایشگاه اصفهان	انفجار واحدهای تقطیر درجو و خلاء و گاز مایع شماره ۱	سوختگی ۱۵ نفر	۱۳۸۹
۸	پتروشیمی بندر امام	آتش سوزی حین تعمیرات اساسی	۱ نفر کشته و ۱۱ نفر مجروح	۱۳۸۹
۹	پالایشگاه آبادان	نشت گاز و انفجار	۱ نفر کشته و ۳۶ نفر مجروح	۱۳۹۰
۱۰	پتروشیمی بندر امام	نشت گاز و انفجار	۸ نفر کشته و ۲ نفر مجروح	۱۳۹۱
۱۱	پتروشیمی لرستان	آتش سوزی در مخزن گازوئیل	۱ نفر کشته و ۳ نفر مجروح	۱۳۹۲
۱۲	پالایشگاه آبادان	آتش سوزی در Gas plant	۴ نفر مصدوم	۱۳۹۳
۱۳	پالایشگاه شازند	حادثه در هنگام عملیات اورهال	۴ نفر کشته	۱۳۹۴
۱۴	پالایشگاه شازند	گاز گرفتگی کارگران در انجام عملیات تعمیرات	۳ نفر کشته	۱۳۹۴
۱۵	پتروشیمی اروند	نشت گاز در پتروشیمی اروند	۱ نفر کشته و ۱ نفر مصدوم	۱۳۹۴
۱۶	پارس جنوبی عسلویه	آتش سوزی در فاز ۱۴ پارس جنوبی	۳ نفر کشته و ۱ نفر مجروح	۱۳۹۴
۱۷	پتروشیمی بوعلی، ماهشهر	آتش سوزی واحد پارازایلین و مخزن شماره ۲۰۰۱ نفتا به طور کامل	بدون خسارت جانی و ۶۰ میلیون یورو خسارت مالی	۱۳۹۵
۱۸	پتروشیمی بوعلی، ماهشهر	نشت مواد شیمیایی در واحد در دست تعمیر پارازایلین و انفجار و آتش سوزی	سوختگی شدید ۹ نفر	۱۳۹۵
۱۹	خط انتقال گاز گناوه	انفجار و آتش سوزی خط لوله گاز ۴۲ اینچی آغار- دالان	۱ نفر کشته و ۳ نفر مجروح	۱۳۹۵
۲۰	پارس جنوبی فاز ۲۰ و ۲۱	آتش سوزی در برج متانایزر فاز ۲۰ و ۲۱	۷ نفر مصدوم	۱۳۹۵
۲۱	میدان گازی نرگسی	نشت گاز سمی از مخزن ذخیره سازی نفت خام در حین عملیات اورهال	۳ نفر کشته و ۲ نفر مصدوم	۱۳۹۵
۲۲	پالایشگاه تهران	نشت مواد اشتعالزا در واحد آیزومکس	۷ نفر کشته و ۱ نفر مجروح	۱۳۹۶

۲-۵- پروژه پالایشگاه ستاره خلیج فارس:

پالایشگاه میعانات گازی ستاره خلیج فارس به عنوان نخستین پالایشگاه طراحی شده بر اساس خوراک میعانات گازی با ظرفیت ۳۶۰ هزار بشکه در روز شامل واحدهای تقطیر، تصفیه گاز مایع، تبدیل کاتالیستی، تصفیه نفتا، ایزومریزاسیون، تصفیه نفت سفید و نفت گاز با هدف تولید بنزین، گازوئیل، گاز مایع و سوخت جت در کنار پالایشگاه فعلی بندرعباس در حال ساخت است. خوراک مورد نیاز این پالایشگاه از طریق یک خط لوله به طول بیش از ۳۸۸ کیلومتر از پالایشگاه‌های گاز پارس جنوبی تأمین خواهد شد. با بهره‌برداری از پالایشگاه ستاره خلیج فارس روزانه ۳۵ میلیون لیتر بنزین (عدد اکتان ۹۵ و ۱۴ میلیون لیتر گازوئیل به ظرفیت تولید فرآورده‌های نفتی کشور اضافه می‌شود. تولید روزانه ۴ میلیون لیتر گاز مایع، ۳ میلیون لیتر سوخت جت و ۱۳۰ تن گوگرد از دیگر محصولات تولیدی این واحد پالایشی هستند. ظرفیت ذخیره‌سازی فرآورده‌های نفتی این پالایشگاه در حدود ۱۱ میلیون بشکه می‌باشد.

با بهره‌برداری از پالایشگاه ستاره خلیج فارس، ایران از نظر تولید بنزین و گازوئیل خودکفا می‌شود. میانگین روزانه مصرف بنزین کشور در حدود ۶۳ میلیون لیتر و گازوئیل در حدود ۱۰۲ میلیون لیتر می‌باشد. تولید روزانه بنزین در پالایشگاه‌های ایران هم اکنون ۴۳ میلیون لیتر و گازوئیل بیش از ۹۱ میلیون لیتر است که با بهره‌برداری از پالایشگاه ستاره خلیج فارس، تولید روزانه بنزین به ۷۸ میلیون لیتر و تولید روزانه گازوئیل به ۱۰۵ میلیون لیتر در روز می‌رسد.

پالایشگاه ستاره خلیج فارس قبلاً توسط مشارکت شرکت‌های مهندسين مشاور بینا و شرکت تهران جنوب در حال ساخت بود که در اواخر سال ۸۹ به مشارکت شرکت‌های فرادست انرژی فلات ۹۰٪، تهران جنوب ۶٪ و بینا ۴٪ واگذار گردید.

کلیات طرح شامل سه فاز اجرایی به شرح ذیل می‌باشد:

فاز اجرایی خط لوله انتقال میعانات گازی از منطقه ویژه عسلویه: شامل یک خط لوله ۳۶ اینچ به طول ۳۸۸ کیلومتر و یک ایستگاه تقویت فشار در ابتدای خط
احداث پروژه آبگیر: شامل چهار رشته خط لوله به طول ۱۲۰۰ متر و به قطر ۲/۷ متر در بستر دریا جهت دریافت آب دریا و انتقال از طریق ۸ عدد پمپ عمودی به ظرفیت هر یک به میزان ۱۲۵۰۰ متر مکعب بر ساعت به سمت پالایشگاه

پروژه احداث پالایشگاه: شامل سه ردیف فرآورش با ظرفیت ۳۶۰ هزار بشکه در روز. بیش از ۷۵ درصد از خوراک این پالایشگاه تبدیل به بنزین و گازوییل مطابق با استانداردهای روز اروپا خواهد شد. تصاویری خطوط انتقال میعانات گازی در شکل نمایش داده شده است.



شکل ۲-۶ خطوط انتقال میعانات گازی پالایشگاه ستاره خلیج

۲-۶- پروژه خط لوله ۳۶ اینچی انتقال میعانات گازی از منطقه ویژه

عسلویه به بندرعباس

شرکت نفت ستاره خلیج فارس قصد دارد ایستگاه (تسهیلات) پمپاژ عسلویه و خط انتقال میعانات گازی به بندرعباس در استان هرمزگان را تاسیس کند. تسهیلات فوق برای انتقال^۱ ۵۰۰,۰۰۰ BPD میعانات گازی مورد استفاده قرار خواهد گرفت. (شکل ۲-۶)

۲-۶-۱- کلیات پروژه:

عنوان پروژه: خط انتقال ۳۶ اینچی میعانات گازی ستاره خلیج فارس
قرارداد: قرارداد بین کارفرما و پیمانکار برای اجرای پروژه
کارفرما: شرکت نفت ستاره خلیج فارس (PGSOC)
مشاور: مهندسین مشاور توسعه انرژی در خاورمیانه
پیمانکار: مشارکت شرکت‌های: نصر میثاق اهواز، جهاد نصر کرمان، SCETIRAN، شرکت‌های خدمات مهندسی EPC (مهندسی، پشتیبانی، ساخت و ساز، مونتاژ، راه‌اندازی و...) فروشنده: شرکت‌های تامین کننده تجهیزات و مواد (مانند پمپ‌ها، مخازن، شیرها، ابزار و...) و تولیدکننده اسناد فنی مرتبط با تجهیزات سفارش داده شده.
پیمانکار جزء: شرکتی که خدمات مونتاژ و ساخت و ساز در داخل سایت را ارائه می‌دهد.

۲-۶-۲- توصیف فرایند:

هدف از این بخش شرح فرایند ایستگاه پمپاژ عسلویه / خط انتقال ۳۶ اینچی میعانات گازی به پایانه بندرعباس می‌باشد.

۲-۶-۱- هدف پروژه

هدف از این پروژه انتقال^۲ ۵۰۰,۰۰۰ BPSD میعانات گازی از پارس جنوبی عسلویه به بندرعباس بوسیله خط لوله ۳۶ اینچی، می‌باشد.

^۱ Barrel Per Day

^۲ Barrel per stream day

۲-۶-۲-۲- دامنه کار

در این پروژه پشتیبانی* و ساخت و ساز ابزار و تجهیزات مورد نیاز پروژه بر اساس^۱ P&IDs به شماره No: 3035-P0-ED-PID-00001 می باشد.

نکته (*): پشتیبانی و تدارکات خط انتقال ۳۶ اینچی خارج از کار قرارداد بوده و توسط کارفرما انجام می شود.

۲-۶-۲-۳- مشخصات خوراک

خوراک ارسالی از عسلویه دارای مشخصات زیر می باشد:

الف) ترکیبات میعانات گازی

ترکیبات میعانات گازی در جدول ۲-۴ بیان شده است:

جدول شماره ۲-۴ ترکیبات میعانات گازی خوراک پالایشگاه

COMPOSITION	WINTER	SUMER	COMPOSITION	WINTER	SUMER
	Mol. Frac.	Mol. Frac.		Mol. Frac.	Mol. Frac.
H2O	0.0007	0.00	C11-CUT	0.0455	0.0468
N2	0.00	0.00	C12-CUT	0.0313	0.0321
CO2	0.00	0.00	C13-CUT	0.0256	0.0262
H2S	0.0007	0.0007	C14-CUT	0.0171	0.0175
METHANE	0.00	0.00	C15-CUT	0.0114	0.0116
ETHANE	0.00	0.00	C16-CUT	0.0085	0.0087
PROPANE	0.0078	0.0024	C17-CUT	0.0057	0.0058
I-BUTANE	0.0244	0.0175	C18-CUT	0.0057	0.008
BUTANE	0.0608	0.0479	C19-CUT	0.0028	0.0029
I-PENTANE	0.0808	0.0828	C20+	0.0085	0.0087
PENTANE	0.0819	0.0840	COS	0.00	0.00
C6-CUT	0.1195	0.1229	CH4S	0.0002	0.0001
C7-CUT	0.1337	0.1377	ETSH	0.0047	0.0045
C8-CUT	0.1451	0.1449	PRITHIOL	0.0040	0.0041
C9-CUT	0.0996	0.1025	BUITHIOL	0.0012	0.0012
C10-CUT	0.0711	0.0732	HXITHIOL	0.0024	0.0024

^۱ Piping & Instrument Diagram

ب) شرایط ورودی در حداکثر ظرفیت

فشار ورودی: 7(Barg)

دمای ورودی: 40°C

ج) خصوصیات میعانات گازی (جدول ۵-۲)

جدول شماره ۵-۲ خصوصیات میعانات گازی خوراک پالایشگاه

PROPERTY	QUANTITY
Sp.Gr @ 15°C	0.7470
Sulphur (%Weight)	0.28
Viscosity @ 20°C	0.94
@ 30°C	0.84
@ 40°C	0.75
Pour Point (°C)	-39
Acidity (mg KOH/g)	<0.05
Salt (1Lb/MBBLS)	0
Water (% volume)	<0.05
H2S(ppmw)	199
Evolved@ 160°C (ppm)	175
Operation Temp. (°C)	40

۲-۶-۲-۴- عسلویه

الف) ایستگاه پمپ

میعانات گازی با ویژگی‌های ذکر شده در جدول ۳-۳، از پارس جنوبی در نقطه اتصال به ایستگاه پمپ عسلویه منقل می‌شود. در این فاز از پروژه، PBD ۵۰۰,۰۰۰ میعانات گازی باید از پارس جنوبی به پالایشگاه بندرعباس انتقال داده شود.

باتوجه با افزایش حجم پروژه از ۵۰۰,۰۰۰BPD به ۸۴۰,۰۰۰BPD در آینده، لازم است مواردی همچون اندازه خط برای گسترش فاز نهایی، مورد توجه قرار بگیرد.

یک سیستم اندازه‌گیری^۱ متشکل از دو واحد (یک واحد فعال و یک واحد در حالت stand by) برای اندازه‌گیری میعانات گازی وارد شده به ایستگاه پمپ و خوراک ورودی به پالایشگاه بندرعباس در نظر گرفته شده است.

سه صافی^۲ از نوع سب‌دار، ST-1101 A / B / C (دو واحد فعال و یک مورد در حالت stand by) به منظور تصفیه خوراک ورودی و پیشگیری از ورود ذرات جامد به پمپ‌های انتقال دهنده، تعبیه شده‌اند.

خوراک تحت فشار توسط ۴ پمپ انتقال دهنده موازی (P-1101 A / B / C / D)، که سه مورد از آن‌ها فعال و یک مورد در حالت stand by می‌باشند) به سمت شیر کنترلی نصب شده در خط لوله خروجی، هدایت می‌شود. این شیر کنترل (FCV-1105) جریان خروجی ایستگاه پمپاژ را تقریباً در یک فشار ثابت کنترل می‌کند. خوراک خروجی ایستگاه پمپ با میزان دبی ۵۰۰،۰۰۰ BPSD و فشار ۸۵/۰۸ barg و دمای ۴۰ درجه سانتی‌گراد، توسط خطوط انتقال از عسلویه به سمت بندر عباس هدایت می‌شوند.

ب) سیستم تخلیه و تقلیل فشار

شیرهای خروجی تقلیل فشار ایستگاه پمپ (PRV-1101 A / B / C)، که همه آن‌ها به صورت متوالی قرار دارند) و باهم وارد عملیات نمی‌شوند. چنانچه فشار بالا ورود شیر تنظیم فشار اول (PRV-1101A) به منظور تخلیه مایع باز شده جهت کنترل فشار، مایع به داخل تانک (TK-1201)، تخلیه می‌شود. ظرفیت این مخزن باید به اندازه‌ای باشد که بتواند حدود ۳۰ دقیقه ظرفیت تخلیه را داشته باشد.

اگر این عملیات نتواند فشار خروجی را کاهش دهد و فشار مجدداً بالا رود. شیرهای کنترل فشار دوم و سوم وارد عمل شده و فشار خروجی را کنترل می‌نمایند.

مخزن تخلیه (TK-1201) توسط یک پمپ تخلیه شده و به ایستگاه پمپ خط ورودی تزریق می‌شود (همانطور که در P&ID مربوطه نشان داده شده است).

تمام خطوط تخلیه بسته شده به هدر تخلیه و سپس به مخزن تخلیه زیرزمینی (T-1202) هدایت می‌شوند.

^۱ Metering

^۲ Strainer

یک پمپ تخلیه شناور (P-1202) نیز در مخزن تخلیه تعبیه شده است که محتوای این مخزن را پمپاژ نموده و به مخزن تخلیه یا بازوی بارگیری انتقال می دهد.

ج) سیستم سوخت دیزل

سیستم سوخت دیزل شامل یک مخزن دیزل زیرزمینی (TK-1203) و یک پمپ انتقال دیزل شناور (P-1203) است که برای این پروژه اختصاص داده شده و هدف آن تامین سوخت مورد نیاز دیزل ژنراتور و پکیج تزریق کننده مواد ضد خوردگی، می باشد.

د) پکیج تزریق مواد ضد خوردگی

با توجه به بخش ۲-۴-۲، به دلیل وجود H_2S در ترکیب خوراک، یک ماده ضد خوردگی مناسب تهیه و به نقطه ورودی در خط بالادستی، به منظور حفاظت لوله ها و تجهیزات از خوردگی، تزریق می شود. پکیج تزریق مواد ضد خوردگی در P&ID مربوطه بطور کامل تشریح شده است. (P 3035-P0-ED-PR-SPC-00001)

ه) اسکرابر ایستگاه پمپ

یک اسکرابر^۱ به ابعاد ۴۲×۳۶ اینچی در خط خروجی ایستگاه پمپاژ عسلویه در نظر گرفته شده است. به وسیله این تجهیز عملیات پاکسازی و رسوب زدایی خطوط انتقال لوله به راحتی امکان پذیر خواهد شد.

و) برق مصرفی

تامین برق مصرفی در ایستگاه پمپاژ عسلویه از طریق یک خط انتقال برق ۶۳ کیلوولتی صورت می گیرد. در واقع جریان برق مصرفی دو خط ۱۱ کیلو ولتی مربوط به موتورهای با ولتاژ متوسط ۲MV و خط انتقال برق ۴۰۰ ولتی برای موتورهای با ولتاژ پایین ۳LV و همچنین سایر مصارف از طریق این خط انتقال ۶۳ کیلو ولتی تامین می گردد. لازم به ذکر است که برق مصرفی مورد نیاز در ایستگاه پمپاژ عسلویه حدود ۱۳/۵ مگاوات است.

ز) آب مصرفی شستشو و خدمات

^۱ Scraper

^۲ Medium Voltage

^۳ Low Voltage

آب مصرفی و خدماتی در عسلویه از طریق خط لوله از شرکت ستاره خلیج فارس دریافت می‌شود. کل آب مصرفی و خدماتی حدود ۱۵ مترمکعب در روز است.

م) سیستم اطفاء حریق

در ایستگاه پمپاژ عسلویه، آب آتش‌نشانی و فوم اطفاء کننده برای محل استقرار مخازن تخلیه مورد استفاده قرار گرفته است. میزان آب مورد نیاز لوله‌های هیدرانت و مانیتور فوم/آب حدود ۱۵۶ متر مکعب در ساعت محاسبه شده است. منبع آب آتش‌نشانی توسط شرکت ستاره خلیج فارس از طریق خط لوله، تامین می‌شود. علاوه بر این، CO₂ و پودر خشک قابل حمل^۱ و اطفاء کننده‌های چرخ‌دار^۲ در ناحیه انجام فرایند به عنوان اطفاء کننده مورد استفاده قرار می‌گیرند.

۲-۶-۲-۵- خطوط انتقال

یک خط لوله ۳۶ اینچی جهت انتقال میعانات گازی از عسلویه به بندرعباس طراحی شده است. برای جزئیات بیشتر به P&ID مربوطه و همچنین (مشخصات خط و شیب هیدرولیکی) مراجعه کنید. برای عملی کردن عملیات تمیزکاری و رسوب زدایی در خط لوله، یک پیگ لانچر متوسط و یک ایستگاه گیرنده در کیلومتر ۱۵۰ خط لوله طراحی شده است. همچنین تعدادی شیر دروازه‌ای و ۲ عدد دریچه کاهنده جریان، به فاصله هر ۳۲ کیلومتر در طول خط انتقال، تعبیه گردیده است.

۲-۶-۲-۶- بندرعباس

الف) پایانه ورودی

یک اسکراپر گیرنده به ابعاد ۴۲ x ۳۶ اینچ در خط ورودی ترمینال بندرعباس در نظر گرفته شده است. میعانات گازی با میزان دبی BPSD ۵۰۰,۰۰۰، فشار ۸۵/۰۸ barg و دمای ۴۰ درجه سانتی‌گراد، به ترمینال بندرعباس وارد می‌شود. سه صافی (Strainer) از نوع سبده‌دار، STR-3501 A / B / C (دو واحد فعال و یک مورد در حالت stand by) به منظور تصفیه میعانات گازی و پیشگیری از ورود ذرات جامد به شیر کنترل تعبیه شده‌اند.

^۱ Dry Powder Portabl

^۲ Wheeled Fire extinguishers

این شیر کنترل (PCV-3501) فشار خروجی را (در حد مجاز پالایشگاه بندرعباس) با یک فشار ثابت تقریبی، کنترل می‌کند.

(ب) سیستم تخلیه و تقلیل فشار

در خط ورودی ترمینال سه عدد شیر کنترل فشار، PRV-3501 A /B /C (همگی فعال) به منظور جلوگیری از بالا رفتن فشار جریان ورودی به بیش از حد فشار مورد نیاز، تعبیه شده‌اند.

زمانی که شیرهای کنترل فشار فعال هستند مایع به یک مخزن تخلیه هدایت می‌شود تا از تجهیزات و لوله‌ها محافظت شود.

ظرفیت این مخزن یا تانک بر اساس ۳۰ دقیقه تخلیه محاسبه شده‌است.

بر اساس قرارداد، یک مخزن تخلیه، یک مخزن زهکشی و یک پمپ تخلیه در ترمینال بندرعباس در نظر گرفته شده است.

(د) میزان برق مصرفی

در ترمینال بندرعباس، یک خط انتقال برق ۴۰۰ ولتی برای مصرف کنندگان برق مورد استفاده قرار می‌گیرد. از طرفی برق مصرفی مورد نیاز در ترمینال بندرعباس حدود ۵۴ کیلو وات محاسبه گردیده است.

فصل سوم

معرفی روش مطالعه مخاطرات و راهبری (HAZOP)

۳-۱- مقدمه:

تکنیک مورد استفاده در شناسایی و ارزیابی ریسک‌ها در این پژوهش روش مطالعه مخاطرات و راهبری می‌باشد. که در این فصل به تفصیل در مورد آن صحبت خواهد شد. در این فصل ابتدا تاریخچه‌ای بر روش HAZOP نوشته شده و در ادامه خصوصیات روش، مزیت‌ها، معایب، تعاریف و اصطلاحات مورد استفاده در این تکنیک، برگه‌های کار و نحوه گزارش نویسی ارائه خواهد شد.

۳-۲- تاریخچه:

تکنیک HAZOP برای اولین بار در سال‌های ۱۹۷۰ بر اساس تکنیکی که آزمایش بحرانی خوانده می‌شد توسط صنایع شیمیایی سلطنتی بریتانیا معرفی و بعدتر پس از وقوع فاجعه فلیکس بورو^۱ که انفجار واحد شیمیایی باعث کشته شدن ۲۸ نفر شد، به صورت گسترده‌تر در صنایع فرایندی مورد استفاده قرار گرفت. [۲۲] ترور کلترز^۲ در سال ۱۹۹۷ در مقاله‌ای با عنوان «گذشته و آینده HAZOP» به بررسی تاریخچه HAZOP در گذشته پرداخته و همچنین روند توسعه این تکنیک را نیز توضیح داده است. در این مقاله آمده است که در سال ۱۹۶۳ بخش مواد شیمیایی آلی سنگین (HOC) در ICI انگلستان، طرح تولید فنول و استون را پیاده ساختند. در طراحی این تاسیسات توجه بیشتر بر کاهش هزینه‌ها در اجرای پروژه متمرکز شده بود، در نتیجه سیستم با قطعات غیر اصلی طراحی گردیده و وقتی راه اندازی می‌شود تیم تولید متوجه نامناسب بودن طراحی می‌گردد. لذا مدیر تولید تصمیم می‌گیرد تا تجزیه و تحلیل ایمنی در فرایند فنول را اجرا نماید. به منظور اجرای تجزیه و تحلیل ایمنی یک گروه ۳ نفره متشکل از دو عضو تیم طراحی و راه اندازی سیستم مذکور و همچنین متخصص ایمنی تشکیل می‌شود. این تیم در طول ۴ ماه، ۳ جلسه تشکیل داده و از طریق سوال و جواب و چک لیست، دیاگرام‌های خطوط واحد فنول و حفاظ‌ها را مورد تجزیه و تحلیل قرار داده و در نهایت مشکلات عملیاتی و خطرات بالقوه زیادی را شناسایی نمودند. پس از آن بر روی روش مذکور اصلاحاتی توسط تیم صورت گرفت و

1 Flix Borough

2 Trevor Kletz

HAZOP معرفی گشت. در اصل این تکنیک برای یافتن راه چاره طراحی شده بود ولی با انجام اصلاحات بر روی آن، به روشی جهت شناسایی انحراف تبدیل شد. [۱۳]

جالب این که تا امروز روشی مؤثرتر و مفیدتر از آن در این زمینه ارائه نگردیده است. در مطالعات HAZOP در کنار شناسایی و تحلیل مخاطرات فرایندی، مشکلات فرایندی سیستم نیز کشف می شود که این خود یک نقطه ی قوت در استفاده از این روش محسوب می گردد. [۳۰]

۳-۳- خصوصیات مهم روش مطالعه مخاطرات و راهبری

یک تعریف متداول از HAZOP عبارت است از "جستجوی سیستماتیک فرایند، اهداف طراحی و دستگاه ها برای کشف امکان خطا و یا عملکرد نامطلوب و نیز پیامدهای آن بر کل مجموعه". [۱۷]

از عوامل مؤثر در فراگیر شدن روش مطالعات HAZOP می توان به موارد زیر اشاره نمود: [۳۰]

۳-۳-۱- این روش خاص صنایع فرایندی طراحی شده

۳-۳-۲- روشی سیستماتیک است

۳-۳-۳- روشی خلاق است

۳-۳-۴- روشی گروهی است.

۳-۳-۵- روشی مقرون به صرفه است

۳-۳-۶- آموزش و یادگیری آن آسان است

۳-۳-۷- علاوه بر مخاطرات، مشکلات فرایندی نیز به وسیله ی آن شناسایی می شوند.

در فرایند HAZOP ما به دنبال مواردی هستیم که به طور معمول اصطلاحاً «در چشم نیست»^۱ و احتمال این که در مرحله ی طراحی به آن ها توجه نشده باشد زیاد است. زیرا در صورت بهره گیری پروژه از یک طراح ورزیده یا دارای حداقل اطلاعات فنی لازم، معمولاً حداقل استانداردها و تمهیدات مورد نیاز در طراحی فرایند و تهیه ی نقشه های P&ID رعایت می شود (به عنوان مثال بسیار بعید است که یک طراح در کنار شیر کنترلی، یک خط کنار گذر مجهز به شیر دستی در نظر نگرفته باشد و ما بخواهیم این اشکال فنی را در جلسات HAZOP کشف کنیم!) [۳۰]

^۱ Less Obvious

از آن جایی که این تکنیک نیاز به منابع اطلاعاتی کامل در مورد طراحی و عملیات یک فرایند دارد، اغلب در مرحله طرح تفصیلی و یا بعد از آن به کار می رود. همچنین این تکنیک روش بسیار مؤثری برای استفاده در واحدهای عملیاتی در حال کار است. [۱۷]

این روش امکان آن را فراهم می کند که افراد گروه بررسی کننده با بهره گیری از قوهی تجسم خود، تمام حالت های ممکن بروز مخاطرات و مشکلات عملیاتی را کشف کرده و برای این که نکته ای از قلم انداخته نشود، این مطالعه به صورتی سیستماتیک و مرحله ای انجام می گیرد. بدین معنا که مخاطرات و حوادث مختلف به نوبت مورد بررسی قرار می گیرند. در این روش از تعدادی کلمات راهنما استفاده می شود. هنگامی که کلمات راهنما به متغیرهای عملیاتی مانند جریان، فشار و دما اضافه شوند انحرافات مختلف در عملکرد سیستم مورد نظر را می توان تجسم کرد. سپس اعضاء تیم، به بررسی علل ایجاد انحراف، عواقب آن و معیارهای حفاظتی موجود می پردازند. اگر علل و عواقب مشخص شد و معیارهای حفاظتی مناسبی وجود نداشت، پیشنهاداتی برای کاهش خطر و جلوگیری از ایجاد انحراف پیشنهاد می شود. [۱۷]

۳-۴- مزایا و معایب روش HAZOP

۳-۴-۱- مزایای روش عبارتند از:

۳-۴-۱-۱- نظام مند و مبتنی بر خلاقیت است.

۳-۴-۱-۲- یک روش تکمیلی به منظور شناسایی همه خطرات ممکن

۳-۴-۱-۳- این که چه سامانه ای برای مطالعه انتخاب شود و روی کدام پارامتر بیشتر تمرکز شود، نتایج متفاوتی از HAZOP را ارائه می دهد.

۳-۴-۱-۴- استفاده از کلمات راهنما در آن به تقویت فرایند بارش افکار کمک می کند.

۳-۴-۱-۵- درک نیاز برای روش های ایمن انجام کار و آموزش های عملی بهتر را تقویت می کند.

۳-۴-۱-۶- یک روش گروهی است. [۲۱]

۳-۴-۲- معایب روش عبارتند از:

۳-۴-۲-۱- در صورت بررسی جزئیات بیشتر زمان بر خواهد بود.

۳-۴-۲-۲- متکی به دانش افراد است.

۳-۴-۲-۳- برای انجام آن نیاز به افراد متخصص فرایندی می باشد.

۳-۴-۲-۴- یک روش کیفی بوده و هیچ گونه اولویت کمی از سطوح ریسک ارائه نمی‌کند. [۲۱]

۳-۵- انواع HAZOP

به طور کلی چهار نوع HAZOP وجود دارد:

۳-۵-۱- مطالعه خطر و عملیات فرایندی^۱: این نوع HAZOP برای کارخانه‌ها و سامانه‌های فرایندی طراحی شده است و در آن فرایندها و دیگرام‌های جریان و نحوه‌ی استفاده از دستگاه‌ها و تجهیزات مورد بررسی قرار می‌گیرد و برای این کار سامانه مورد مطالعه به اجزای ساده‌تر تقسیم شده و با استفاده از کلمات راهنما انحرافات فرایندی مورد شناسایی قرار می‌گیرد. [۲۱]

۳-۵-۲- مطالعه خطر و عملیات انسانی^۲: در این نوع از HAZOP بیشتر خطاهای انسانی ممکن در وظایف شغلی مورد بررسی قرار می‌گیرد (تا خطاهای فنی). اطلاعات ورودی برای این نوع HAZOP شامل رویدادهای کاری، جانمایی ایستگاه کاری و موضوعات مربوط به رابطه انسان و ماشین می‌باشد و در آن خطاهای مربوط به طراحی و نحوه استفاده از ابزارآلات و رایانه‌ها، خطاهای مربوط به تعیین نقش کارگر و صلاحیت کاری او در سامانه و خطاهای مربوط به روابط کاری و انسانی پوشش داده می‌شود.

۳-۵-۳- مطالعه خطر و عملیات رویه‌ای^۳: این نوع HAZOP روش اجرایی، رویه و توالی‌های عملیاتی را مورد بازنگری قرار می‌دهد. که هم بر رویه هم بر سیستم‌های فنی تمرکز دارد.

۳-۵-۴- مطالعه خطر و عملیات نرم‌افزاری^۴: این نوع HAZOP برای شناسایی خطاهای ممکن بالقوه در نرم‌افزارها کاربرد دارد. [۲۱]

۳-۶- تعاریف و مفاهیم کاربرگ^۵ HAZOP :

مهمترین و کاربردی‌ترین تعاریف در مطالعات HAZOP شامل موارد زیر می‌باشد:

^۱ Process HAZOP

^۲ Human HAZOP

^۳ Procedure HAZOP

^۴ Software HAZOP

^۵ Work sheet

۳-۶-۱- گره مطالعاتی^۱:

یک واحد صنعتی به زیرمجموعه‌هایی به نام گره تقسیم شده و مطالعات در هر مرحله بر روی یک گره‌ی خاص متمرکز می‌شود. هر گره می‌تواند شامل یک یا چند تجهیز، لوله‌ها و تجهیزات ابزار دقیق مرتبط باشد. [۱۷]

۳-۶-۲- پارامتر^۲:

در مطالعات HAZOP هفت پارامتر فرایندی مورد بررسی قرار می‌گیرد. جریان، فشار و دما سه پارامتر اصلی بوده و سطح مایع، فاز، ترکیب و عملیات، پارامترهای فرعی محسوب می‌شوند. پارامترهای اصلی بسیار پر استفاده هستند و سایر پارامترها در موارد خاص مورد بررسی قرار می‌گیرند. [۳۰]

۳-۶-۳- کلمات راهنما^۳:

کلماتی هستند که جهت توصیف انحرافات احتمالی پارامترهایی همچون دما، فشار، جریان، سطح و سایر پارامترهای فرایندی از حالت طراحی به کار می‌روند. [۲۲]

۳-۶-۴- انحراف^۴:

این ستون مشخص می‌کند که چه حالت نامطلوبی ممکن است در سیستم رخ داده باشد. (مثلاً افزایش فشار یا کاهش جریان) و در واقع انحراف از اهداف طراحی و عملیاتی نرمال واحد را مشخص می‌کند و از ترکیب کلمات راهنما و پارامترهای عملیاتی ساخته می‌شود. [۱۷] باید توجه داشت ترکیب برخی از کلمات راهنما با پارامترهای عملیاتی بی‌معنی و غیرمنطقی است که نباید مورد استفاده قرار گیرد. (شکل ۳-۱) به عنوان مثال ترکیب کلمه راهنمای NO با پارامتر دما ممکن نیست، چرا که دما همیشه وجود دارد و کم و زیاد بودن آن حائز اهمیت است. [۲۲]

¹ Node

² Parameter

³ Guide Words

⁴ Deviations

	NO	MORE	LESS	As Well As	Part of	Reverse	Other than
Flow	•	•	•	•	•	•	•
Pressure		•	•				•
Temperature		•	•				•
Level	•	•	•				•
Phase	•	•	•				•
Composition	•	•	•				•
Operation	•	•	•	•	•	•	•
Applicable				•	Not Used		

شکل ۳-۱ ترکیبات ممکن بین کلمات راهنما و پارامترهای فرایندی [۱۷]

۳-۶-۵- دلایل انحرافات^۱:

شامل علت‌های مختلفی است که ممکن است منجر به انحرافات در نظر گرفته شده گردد (مثل نقص تجهیزات و خطای انسانی). این بخش توسط اعضای تیم HAZOP طی یک فرایند خلاقانه باید پر شود. [۱۷] برای هر انحراف علل متعددی را می‌توان متصور شد که شناسایی این علل از مهم‌ترین مرحله در جلسات مطالعات HAZOP محسوب می‌گردد. به‌طور کلی تمام انحرافات در یکی از سه دسته عمومی زیر قرار می‌گیرند:

- خطای انسانی
- عملکرد نادرست دستگاه‌ها، شیرآلات کنترلی یا سیستم کنترلی
- وقایع و اتفاقات ناخواسته‌ی بیرونی [۳۰]

۳-۶-۶- پیامدها^۲:

در این ستون تاثیر انحرافات ایجاد شده را بر روی سایر اجزای فرایند و بر روی میزان قابلیت بازدهی سیستم مشخص می‌شود (مثل نشتی، آتش سوزی، انفجار، رها شدن مواد سمی و...). [۲۱] تشخیص این پیامدها یکی از مهم‌ترین وظایف تیم HAZOP محسوب می‌گردد که نیاز به بحث و هم‌فکری و طوفان فکری دارد. در این مرحله باید تمام نفرات حاضر در جلسه، افکار

^۱ Cause

^۲ Consequence

خود را آزاد نموده و به جولان در آورند تا نه تنها تبعات و پیامدهای ناشی از هر انحراف در حوزه تخصصی کار خود مشخص نمایند بلکه اگر پیامدی در سایر حوزه‌های مهندسی و راهبری نیز به ذهن ایشان خطور نمود آن را مطرح کرده و به بحث بگذارند. با مشخص شدن دقیق تمام پیامدهای محتمل و ممکن می‌توان قضاوت نمود که وقوع انحراف مورد نظر تا چه اندازه می‌تواند خطر ساز یا مشکل ساز باشد و به این ترتیب اهمیت آن انحراف مشخص می‌گردد. در واقع تعیین پیامدها، مخاطرات فرایندی سیستم را به صورت کمی و کیفی برای تیم HAZOP آشکار می‌سازد. [۳۰]

۳-۶-۷- تجهیزات حفاظتی^۱:

در این ستون تجهیزات یا سیستم‌های موجود در فرایند برای جلوگیری از وقوع انحرافات سیستم و یا کاهش شدت اثرات آن‌ها آورده می‌شود. [۱۷]

اگر طراحی فرایند توسط شخص یا اشخاص ورزیده و دارای دانش و آگاهی کافی در حوزه تخصصی خود انجام گرفته باشد، قاعدتاً باید انحرافات و پیامدهای محتمل در مرحله طراحی توسط طراح دیده شده و تمهیدات لازم جهت ممانعت از وقوع آن در نقشه‌های P&ID لحاظ گشته باشد. این تمهیدات را اصطلاحاً تجهیزات حفاظتی می‌گویند. [۳۰]

۳-۶-۸- پیشنهادات^۲:

شامل توصیه‌هایی است که در صورت لزوم برای افزایش ایمنی فرایند ارائه می‌گردد. در حقیقت در صورتی که تیم انجام دهنده به این نتیجه برسد که در مواردی تجهیزات حفاظتی مناسب برای ایمن ماندن در برابر انحرافات وجود ندارد، پیشنهاداتی برای ارتقای ایمنی سامانه ارائه می‌دهند. و این راه‌حل‌ها می‌تواند سخت‌افزاری (نظیر اضافه کردن تجهیزات ایمنی یا تغییر در طراحی تجهیزات) یا نرم‌افزاری (مثل تغییرات در شیوهی راهبری یا آموزش) باشند. [۲۲]

۳-۷- مراحل انجام مطالعات HAZOP:

نمودار مراحل انجام مطالعات در شکل ۳-۲ نمایش داده شده است.

۳-۷-۱- تعریف اهداف، موضوعات و محدوده مطالعه:

در مرحله اول لازم است اهداف، موضوعات و محدوده مطالعه دقیقاً مشخص شود. موضوعات مورد بررسی معمولاً توسط مسئول پروژه یا واحد و با کمک رهبر تیم مطالعاتی

^۱ Safeguards

^۲ Recommendations

HAZOP مشخص می‌گردد. همکاری افراد گروه با یکدیگر برای فراهم آوردن مسیری مناسب و متمرکز در هنگام ارزیابی بسیار مهم است. همچنین تعریف پیامدهای خاص که باید مورد بررسی قرار گیرند از اهمیت بالایی برخوردار است. به عنوان مثال اگر هدف از انجام مطالعات HAZOP یافتن مکانی برای ساخت یک کارخانه باشد که کمترین تاثیر را روی ایمنی محیط اطراف داشته باشد، در این حالت، مطالعات HAZOP باید روی خطاها و حوادثی متمرکز شود که اثراتش روی محیط اطراف بیشتر است. [۲۲]

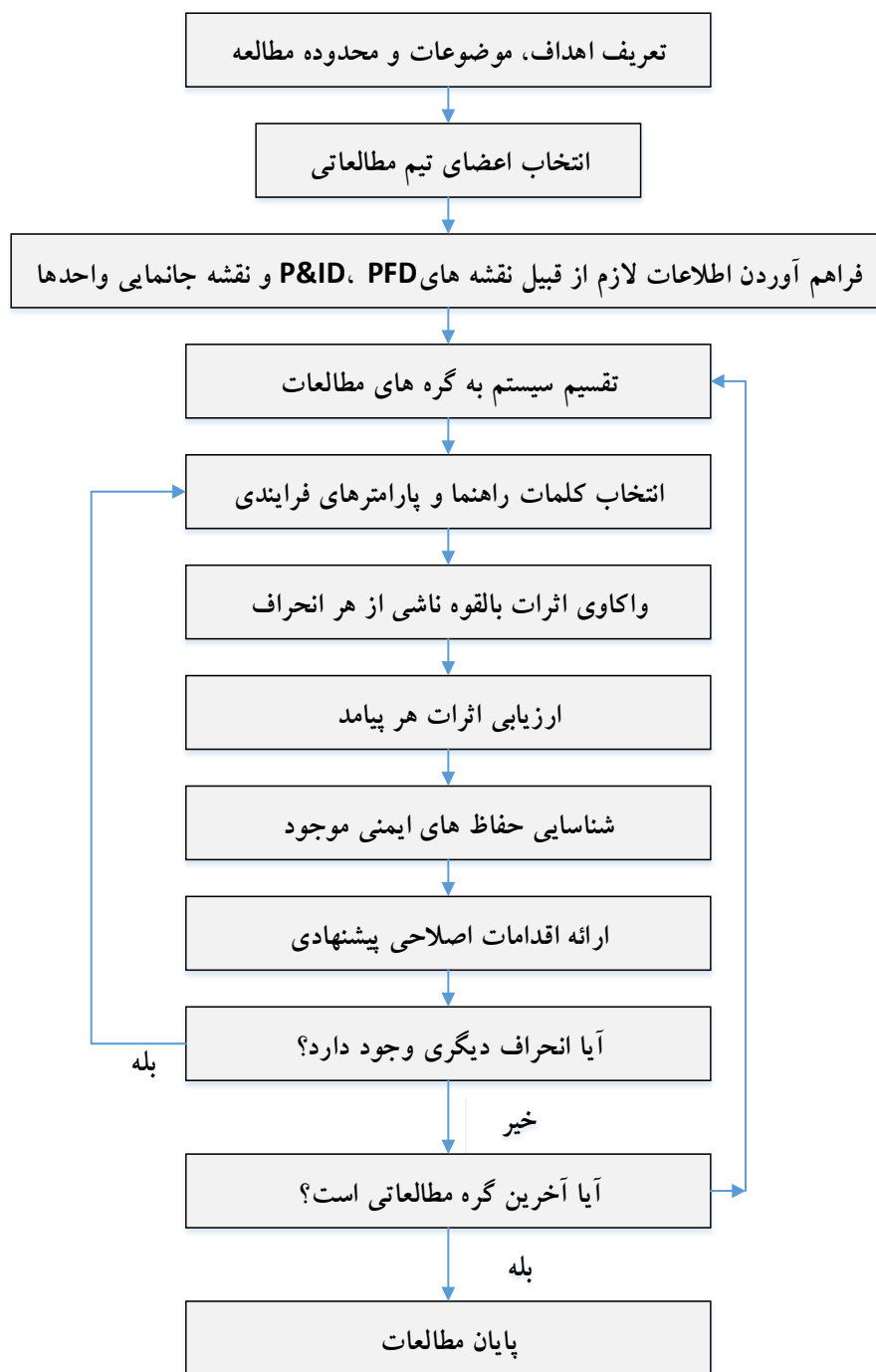
۳-۷-۲- انتخاب اعضای تیم مطالعاتی:

تیم HAZOP معمولاً دارای یک هسته ثابت شامل رهبر تیم^۱، دبیر یا منشی^۲ و مهندسین فرایند و در مواقع ضروری از دانش دیگر متخصصین نظیر مهندسی عملیات و بهره‌برداری، مهندسی فرایند، مهندسی ابزار دقیق، مهندسی ایمنی و گاهی مهندسی عمران نیز استفاده می‌کند. [۱۷]

هسته اصلی تیم رهبر تیم است. مدیر تیم باید فردی با تجربه باشد که سابقه حضور در تیم مهندسی و طراحی نقشه‌های P&ID و جلسات مطالعات HAZOP چند پروژه را در کارنامه خود داشته باشد. تقسیم وظایف، نظارت بر روند مباحثات و اعمال نظر نهایی روی نتایج HAZOP جزء مسئولیت‌های رهبر تیم می‌باشد. معمولاً هر مدیر یک منشی دارد که با وی هماهنگ است و به نرم‌افزار PHA-Pro یا یکی از نرم‌افزارهای مشابه آن مسلط بوده و وظیفه مستند سازی، ثبت نتایج و تهیه جدول HAZOP بر عهده‌ی اوست. [۳۰]

^۱ Chairperson

^۲ Scribe



شکل ۳-۲ مراحل انجام مطالعات HAZOP

به طور ایده آل تیم ارزیابی بین ۵ تا ۷ نفر می باشد. حداکثر تعداد مفید نفرات در یک جلسه ۱۰ نفر می باشد. اگر تیم ارزیابی خیلی بزرگ باشد، رسیدن به جمع بندی در گروه سخت خواهد بود. از سوی دیگر اگر گروه کوچک باشد، ممکن است به سبب کمبود اطلاعات مورد نیاز برای ارزیابی، چندان نتوان از صحت کار اطمینان حاصل کرد. [۲۲]

۳-۷-۳- فراهم آوردن اطلاعات لازم:

اطلاعات مورد نیاز برای HAZOP معمولاً شامل تشریح کامل فرایند، نقشه های PFD, P&ID و نقشه جانمایی واحد است. علاوه بر این موارد، دستورالعمل های عملیاتی واحد، چارت های کنترلی تجهیزات، برنامه های رایانه ای نیز می تواند مورد استفاده قرار گیرد. گاهی ممکن است گره های مطالعاتی قبل از شروع جلسات، با استفاده از نقشه های به روز P&ID، مشخص گردد. برخی اوقات رهبر گروه یک لیست اولیه از خطاهایی را که باید در جلسه مطرح گردد از قبل آماده می کند تا تیم آن ها را مورد بررسی قرار دهد. رهبر گروه هرگز نباید لیست تهیه شده قبلی را برای ارزیابی استفاده کند زیرا این امر سبب می گردد تا خلاقیت تیم به هنگام شناسایی خطرات فرایندی به شدت کاهش یافته و در نهایت منجر به عدم بررسی برخی از خطرات گردد. [۲۲]

۳-۷-۴- برنامه ریزی جلسات:

هنگامی که اطلاعات و نقشه ها به طور کامل فراهم شد زمان آن می رسد که رهبر گروه زمان جلسات را مشخص و برنامه ریزی لازم را انجام دهد. اولین مورد، تخمین زمان کل مورد نیاز برای انجام مطالعه است. به عنوان یک قاعده کلی هر بخش فرایند (گره مطالعاتی) زمانی ۲۰ تا ۳۰ دقیقه را برای انجام مطالعات نیاز دارد. به عنوان مثال، یک ظرف با دو ورودی و یک خروجی و یک جریان تخلیه به زمانی حدود ۳ ساعت برای مطالعه نیاز دارد. بنابراین رهبر گروه می تواند با توجه به تعداد بخش ها و گره های تعیین شده، زمان مورد نیاز را تخمین بزند. روش دیگری برای تخمین زمان مورد نیاز جلسات این است که برای هر دستگاه، زمانی ۲ تا ۳ ساعت در نظر گرفته شود. زمانی حدود ۱۵ دقیقه را نیز می توان برای هر حالت در دستورالعمل های فرایندی (مانند قرار دادن سوئیچ در پمپ، روشن کردن پمپ یا روشن کردن موتور) در نظر گرفت. در این مرحله نقشه های P&ID به منطقه های مشخص (گره) تقسیم می شود. جهت گره بندی نقشه ها از تجربه رهبر تیم استفاده می شود. از دیدگاه انجمن مهندسی شیمی آمریکا هر دستگاه به همراه ابزار دقیق و تجهیزات

اطراف آن حداقل یک گره می‌باشد. افزایش تعداد گره‌ها باعث کند شدن سرعت مطالعه می‌شود. [۲۲]

۳-۷-۵- انجام ارزیابی:

پس از تعیین اهداف و حدود مطالعه، انتخاب اعضای تیم، گردآوری اطلاعات مورد نیاز و برنامه‌ریزی جلسات، مطالعه HAZOP طبق مراحل زیر انجام می‌شود: [۲۲]

۳-۷-۵-۱- تقسیم سیستم به قسمت‌های کوچک‌تر یا گره‌بندی: فرایندها و دستگاه‌ها باید برای بررسی و واکاوی به قسمت‌های کوچک‌تری تقسیم شوند. این تقسیم‌بندی نباید اعضاء گروه را در به کار بردن کلمات راهنما دچار سردرگمی کند. پیچدگی فرایندها باعث مشکل شدن بررسی‌ها خواهد شد. گروه همچنین باید در مورد سطح بررسی جزئیات در فرایندها و فعالیت‌ها با توجه به اهداف و زمان مطالعه تصمیم‌گیری کند. [۲۲]

۳-۷-۵-۲- انتخاب پارامترهای عملیاتی: با توجه به شناخت رهبر و اعضای گروه از فرایند، زیر سامانه‌ها بر اساس توالی عملیات و اهمیت فرایندها انتخاب و به همه اعضاء معرفی می‌گردد. همچنین پارامترهای عملیاتی با توجه به نوع صنعت و ماهیت فرایند جهت تعیین انحرافات احتمالی تعیین می‌شود. برای نمونه در غالب شرکت‌های نفتی و شیمیایی که دارای فرایندهای پیوسته هستند از پارامترهای زیر استفاده می‌شود. [۲۲]

جدول ۳-۱ پارامترهای عملیاتی مورد استفاده در HAZOP

Speed سرعت	Time زمان	Temperature دما
ویسکوزیته	Composition حالت	Pressure فشار
Ph	Reaction واکنش	Flow جریان
	ولتاژ	Level سطح

۳-۵-۷-۳- انتخاب کلمات راهنما: انتخاب کلمات راهنما مناسب با پارامترهای عملیاتی مهم فرایند (مثل جریان، دما، فشار و...) و همچنین دیگر عملیات سیستم (مثل روشن شدن یا خاموش شدن دستگاه، تست کردن، نگهداری و...) صورت می‌گیرد. قبل از به‌کارگیری کلمات راهنما، رهبر گروه باید اطمینان حاصل کند که تمام اعضاء گروه به کارآمدی و مناسب بودن این کلمات اعتقاد دارند. در جداول ۲-۳ الی ۴-۳ کلمات کلیدی HAZOP های فرایندی، رویه‌ای و انسانی آورده شده است. [۲۲]

جدول ۲-۳ کلمات راهنمای HAZOP انسانی

مثال	مفهوم	کلمه راهنما
دریچه بسته نشده است.	وظیفه انجام نشده است.	Not/ Done
فشار در مقدار بیشتر از طراحی قرار گرفته است.	وظیفه بیش از حد لازم انجام شده است.	More Than
پاک‌سازی با نیتروژن در زمان کوتاهی انجام شده است.	وظیفه کمتر از حد لازم انجام شده است.	Less Than
تمام دریچه‌ها در یک زمان بسته شده است.	وظیفه بیش از حد انتظار انجام شده است.	As Well As
تنها دودریچه از سه دریچه بسته شده است.	قسمتی از وظیفه انجام شده است.	Part of
بالا بردن به جای پایین آوردن	یک کار کاملاً متفاوت انجام شده است.	Other Than
افزایش جریان آب به‌جای ۱۰ درصد، ۲۰ درصد است.	دوباره کاری انجام شده است.	Repeated
باز کردن درب کوره قبل از تنظیم فشار	کار زودتر از زمان یا توالی مقرر انجام شده است.	Sooner Than
باز کردن لوله آب بعد از روشن کردن دیگ بخار	کار دیرتر از زمان یا توالی مقرر انجام شده است.	Later Than

جدول ۳-۳ کلمات راهنمای HAZOP فرایندی

کلمه راهنما	مفهوم	مثال
No/ Not	نفی کامل منظور و عمل مورد نظر	عدم جریان ماده در لوله
More	افزایش کلی	دمای بیش از حد طراحی شده
Less	کاهش کمی	فشار کمتر از حد نرمال
As Well As	به علاوه (افزایش کیفی)	همه دریچه‌ها بسته شده‌اند.
Part of	بخشی از (کاهش کیفی)	تنها بخشی از سامانه به موقع خاموش شده است.
Reverse	عکس فعالیت مورد نظر	برگشت جریان وقتی سامانه خاموش می‌شود.
Other Than	به‌طور کامل جایگزین شدن	وجود مایع در لوله گاز

جدول ۴-۳ کلمات راهنمای HAZOP رویه‌ای

کلمه راهنما	مفهوم	مثال
Unclear	مبهم / نامفهوم	رویه به صورت گیج‌کننده و مبهم تهیه شده است.
Wrong Place	هدایت غلط و اشتباه	رویه به خارج از توالی درست و مورد انتظار هدایت شده است.
Wrong Action	فعالیت غلط و اشتباه	رویه تهیه شده فعالیت را اشتباه شرح داده است.
Incorrect Information	اطلاعات نادرست	اطلاعات قبل از انجام فعالیت غلط می‌باشد.
Omitted	از قلم انداختن	یکی از مراحل فعالیت مورد نظر جا افتاده است.
Unsuccessful	ناموفق / بی‌نتیجه	رویه جواب‌گوی نیاز کاربر نیست.
Interference Effect From Other (IEFO)	تأثیرات متقابل از دیگران	رویه با کار دیگران تداخل ایجاد می‌کند.

۳-۷-۵-۴- تعیین انحرافات پارامترهای عملیاتی: ترکیب هر کلمه راهنما با هر پارامتر یک

انحراف (از مقدار طراحی شده) را تشکیل می‌دهد. [۲۲]

پارامتر + کلمه راهنما = انحراف

دما + کمتر از = دمای کمتر

۳-۷-۵-۵- تجزیه و تحلیل اثرات بالقوه ناشی از انحراف: واکاوی اثرات بالقوه ناشی از انحرافات پارامترهای عملیاتی بسیار مهم است. این اثرات باید در اهداف مطالعه HAZOP معین شده باشند. در واکاوی اثرات بهت است علاوه بر ایمنی مباحث مربوط به کیفیت محصول و نحوه انجام کار نیز مورد توجه قرار گیرد تا از این طریق بتوان کیفیت محصول و نحوه انجام کار و عملیات را نیز بهبود بخشید و فواید آن بتواند مشکلات ایمنی را نیز در جهت رفع آن تحت تاثیر قرار دهد. [۲۲]

در صورتی که به دلیل اطلاعات ناقص نتوان راجع به مهم بودن اثرات تصمیم‌گیری کرد باید اقدامات لازم جهت رفع ابهامات انجام شود. این اقدامات می‌بایست مستند شود و از آن گزارش تهیه گردد. چنانچه اثرات با توجه به اهداف و معیارهای توافق شده جدی و مهم باشند باید به دنبال علل بروز این انحرافات گشت. علل به وجود آمدن مشکل تحت هر شرایطی باید ثبت شود زیرا می‌توان از آن برای رفع نواقص آتی کمک گرفت. [۲۲]

۳-۷-۵-۶- پیشنهاد اقدام اصلاحی: در صورتی که علل به وجود آورنده اثر یا حادثه، قابل رفع یا کاهش باشند، می‌بایست برای آن اقدام اصلاحی در نظر گرفت. اقدامات اصلاحی باید در جهت رفع علت، کاهش شدت پیامد، کاهش بروز علت و رضایت‌مندی شغلی باشد. همچنین مسئول و زمان بازنگری اقدامات در نظر گرفته شده باید مشخص گردد. [۲۲]

پیشنهادهای معمولاً به دو گروه «نرم» و «سخت» تفکیک می‌گردد. توصیه به آموزش پرسنل بهره‌بردار و تغییر در روش راهبری را می‌توان از جمله پیشنهادهای نرم به حساب آورد در حالی که توصیه به تغییر در طرح نقشه P&ID و یا خرید و نصب تجهیزات ابراز دقیق، شیرآلات و ادوات ایمنی جدید در گروه پیشنهادهای سخت قرار می‌گیرد. [۳۰]

۳-۷-۵-۷- بازنگری و بهبود مستمر: پس از این که ترکیب تمام کلمات راهنما و پارامترها در مورد یک قسمت، مورد بررسی قرار گرفتند، قسمت بعدی آغاز می‌گردد. رهبر گروه باید دائماً در

پی بهبود مستمر فرایند باشد و کار هیچ‌گاه نباید تمام شده قلمداد شود. از جمله اقداماتی که می‌توان جهت بهبود مستمر فرایند HAZOP انجام داد می‌توان به موارد زیر اشاره نمود:

- استفاده از نرم‌افزارهای رایانه‌ای نظیر PHA-Pro برای دسترسی سریع‌تر و به‌روزتر اعضا به اطلاعات HAZOP
- توجه بیشتر به فعالیت‌های بارش افکار
- استفاده از فهرست‌های واریسی علل ممکن مشکلات
- توجه به فاکتورهای انسانی
- مشارکت مدیریت در تصمیم‌گیری

۳-۵-۸- مستند سازی نتایج HAZOP : مستند سازی و ثبت مطالعه HAZOP با استفاده از کاربرگ انجام می‌شود. این کاربرگ‌ها بسته به نوع صنعت مورد مطالعه می‌تواند متفاوت باشد. در جدول ۳-۵ نمونه‌ای از کاربرگ HAZOP نشان داده شده است. [۲۲]

تمام نتایج حاصله از جلسات مطالعات HAZOP توسط رهبر تیم و با همکاری منشی جلسه گردآوری و تنظیم شده و در قالب گزارش^۱ HAZOP به کارفرما و تیم طراحی یا تعمیر و نگهداری پروژه ارائه می‌گردد. ساختار این گزارش حداقل دارای بخش‌های زیر می‌باشد:

- دستورالعمل انجام مطالعات HAZOP^۲
- دستورالعمل تعیین پهنه‌بندی خطر^۳
- نقشه‌های P&ID که گره‌های عملیاتی با شماره‌گذاری و رنگ‌آمیزی در آن‌ها مشخص شده است.^۴
- فهرست اعضای شرکت کننده^۵ در جلسات مطالعات HAZOP
- فهرست گره‌های عملیاتی^۶
- جدول‌ها ثبت نتایج مطالعات^۷ HAZOP
- فهرست پیشنهادات^۸

^۱ HAZOP Study Report

^۲ HAZOP Procedure

^۳ Risk Evaluation Procedure

^۴ Marked-up P&ID

^۵ Team Members

^۶ Node List

^۷ Work Sheets

^۸ Recommendation List

فصل چهارم

یافته‌ها و گزارش مطالعات HAZOP

۴-۱- مقدمه

در این فصل به روند انجام مطالعه HAZOP خواهیم پرداخت. برای انجام این مطالعه بخش اسکرپر ورودی ترمینال به همراه سه استرینر به یک گره^۱ و سیستم مخازن تخلیه و زهکشی به یک گره تقسیم شده است. این تقسیم بندی با توجه ارتباط تجهیزات موجود، جریان ورودی و خروجی میعانات گازی در لوله‌ها صورت گرفته است. پس از مشخص شدن گره‌ها و تجهیزات موجود در آن‌ها، انحراف عملیاتی^۲ مناسب برای هر گره شناسایی شده و علل^۳ و عوامل و عواقب^۴ آن‌ها با مشاوره و همکاری پرسنل استخراج گردید. در ستون محافظ‌ها^۵ و هشداردهنده‌ها، با توجه به تجهیزات و سیستمی که طراحان برای ایمنی و راهبری مناسب واحد انتخاب نموده و یا راه‌هایی که اپراتورها این انحرافات را متوجه می‌شوند، استخراج و ثبت گردیده است. سپس این محافظ‌ها ارزیابی شده و در صورتی که مناسب نبوده و یا نیاز به لایه‌های هشداردهنده و محافظ بیشتری احساس شده باشد، پیشنهاداتی نیز ارائه گردیده است.

این پیشنهادات با توجه به نیاز معقول واحد و مقایسه با طراحی‌های مشابه، پیشنهاد شده است و سعی بر آن بوده که درخور و مناسب شرایط کنونی ارائه گردیده و از طرح پیشنهادات غیرمعقول غیر علمی و پرهزینه اجتناب شود.

به‌طور کلی یافته‌های مربوط به انجام مطالعه پس از تقسیم بندی پروژه به دو گره عملیاتی، شامل ۱۲ مورد انحراف، ۳۷ علت، ۴۵ پیامد و ۵۲ مورد محافظ یا هشداردهنده می‌باشد. که بطور کامل در گزارش نهایی HAZOP که با استفاده از نرم افزار PHA-pro تهیه و جمع بنده شده است در همین فصل ارائه می‌گردد.

۴-۲- معرفی نرم افزار PHA-pro

نرم افزار PHA-pro بی‌شک پرفروش‌ترین نرم‌افزار خبره HAZOP در جهان است. این نرم‌افزار محصول شرکت معتبر Dyadem است. مطالعات HAZOP و سایر روش‌های شناسایی مخاطرات در محیط گرافیکی این نرم‌افزار به سرعت و سهولت مستند می‌شود. یکی از عیب‌هایی که همواره بر HAZOP وارد می‌شود، زمان‌بر بودن این گونه مطالعات است. یک بررسی آماری

¹ Node

² Deviation

³ Causes

⁴ Consequences

⁵ Safeguards

مشخص کرده است که استفاده از نرم افزار زمان صرف شده برای فرایند HAZOP را نسبت به حالتی که نرم افزار استفاده نمی شده ۵۸٪ کاهش داده است. چرا که محیط کابر دوست این نرم افزار، مدیریت گزارش و فرایند HAZOP را آسان ساخته است. البته باید توجه داشت که این نرم افزار یا سایر نرم افزارهای ویژه مطالعات شناسایی مخاطرات، هیچ یک فرایند هوشمندی را انجام نداده و به عبارت دیگر کشف مخاطرات از وظایف نرم افزار نیست. [۱۷]

۴-۳- تقسیم بندی گره های عملیاتی

در این پژوهش واحدهای مورد مطالعه به دو گره عملیاتی (جداول شماره ۴-۱ و ۴-۲) تقسیم گردید که در این بخش به صورت مجزا تشریح خواهند شد.

جدول شماره ۴-۱ گره های عملیاتی مورد مطالعه

گره عملیاتی	نوع تجهیز	شرایط طراحی	نقشه ها	شناسه تجهیز
گره ۱: استرینرها و اسکراپر تراپ ورودی ترمینال بندرعباس	استرینر یا صافی سبده دار اسکراپر	جریان ورودی از خط انتقال: ۵۰۰,۰۰۰BPD ۴۰°C ۸۵,۰۸barg	3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7	STR-3501 A/B/C, R-3501
گره ۲: سیستم تانک تخلیه و زهکشی در ترمینال بندرعباس	تانک یا مخزن پمپ	جریان ورودی از خط انتقال: ۵۰۰,۰۰۰BPD ۴۰°C ۸۵,۰۸barg	3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 7 of 7	TK-3601 TK-3602 P-3601

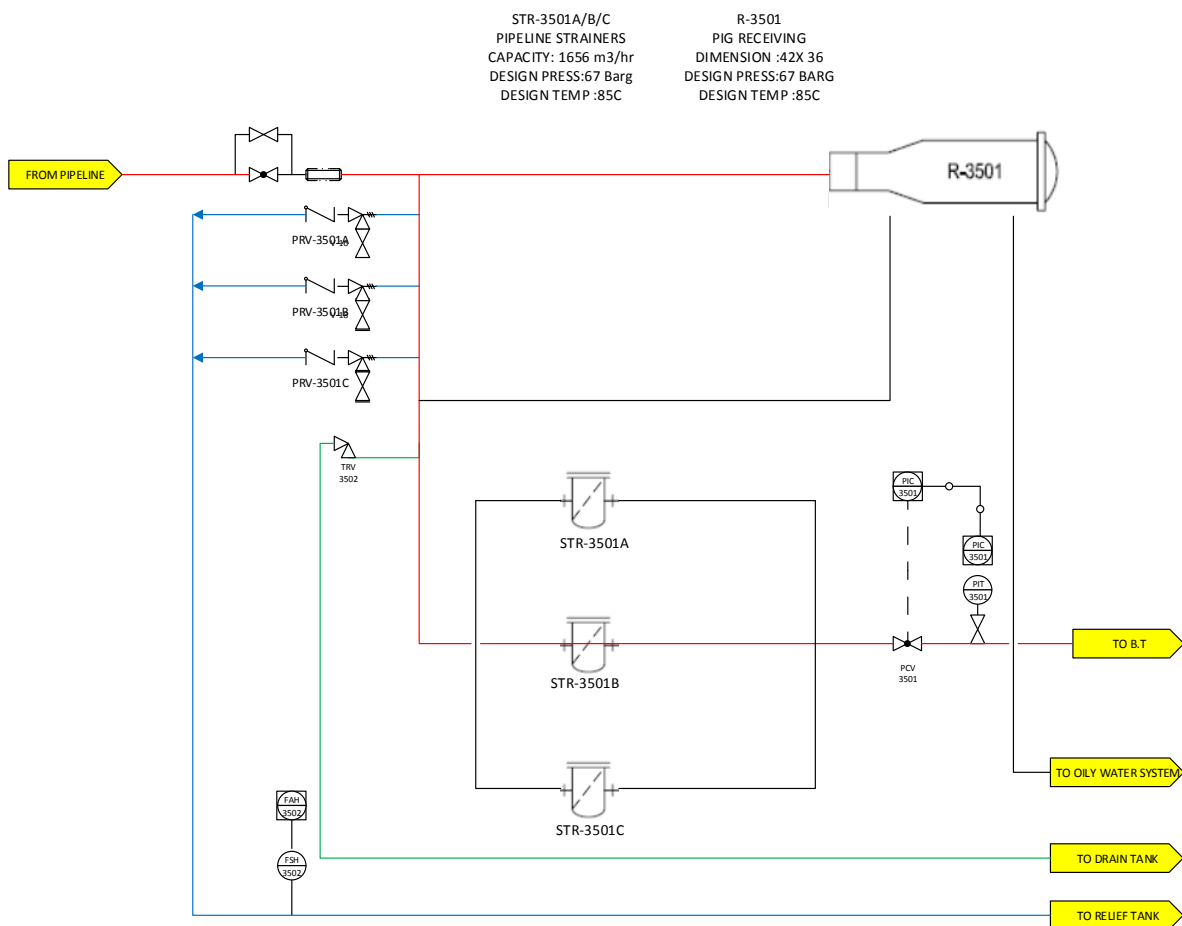
جدول شماره ۴-۲ تفکیک آیتم‌های مورد مطالعه بر اساس گره عملیاتی

گره عملیاتی	تعداد آیتم‌های مورد مطالعه			
	انحراف‌ها	علت‌ها	پیامدها	حفاظت‌ها و هشداردهنده‌ها
گره ۱: استرینرها و اسکرپر تراپ ورودی	۸	۲۶	۳۲	۴۰
گره ۲: سیستم تانک تخلیه و زهکشی	۴	۱۱	۱۳	۱۲

۴-۳-۱- گره یک: استرینرها و اسکرپر تراپ ورودی ترمینال بندرعباس (شکل ۴-۱)
این گره شامل خطوط جریان، سه عدد استرینر STR-3501 A / B / C (دو عدد فعال و یکی از آن‌ها در حالت آماده به کار است) و اسکرپر یا پیگ گیرنده R-3501، شیر کنترل PCV-3501 و شیرهای کنترل فشار PRV-3501 A / B / C می‌باشد.

۴-۳-۱-۱- نقشه‌ها:

- Piping & Instrument Diagram / Bandar Abbas Terminal Inlet Scraper Trap & Strainers
Drawing NO: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7
- Process Flow Diagram / Persian Gulf Star Gas Condensate Refinery
Drawing NO: 3035-PO-ED-PR-PFD-00001-BO Sheet 3 of 3



شکل ۴-۱ شماتیک گره عملیاتی شماره ۱

۴-۱-۳-۲- تعریف گره ۱:

خوراک (میعانات گازی) با جریان BPD ۵۰۰,۰۰۰، فشار ۴۲/۷ barg و دمای ۴۰°C از طریق خطوط انتقال ۳۶ اینچی وارد ترمینال ورودی بندرعباس می‌شود. یک اسکراپر گیرنده R-3501 به ابعاد ۴۲ × ۳۶ اینچ در خط ورودی ترمینال بندرعباس در نظر گرفته شده است. این جریان پس از عبور از سه استرینر از نوع سبدها، STR-3501 A / B / C (دو واحد فعال و یک مورد در حالت stand by) به منظور تصفیه میعانات گازی و پیشگیری از ورود ذرات جامد به شیر کنترل تعبیه شده‌اند. این شیر کنترل (PCV-3501) فشار خروجی را (در حد مجاز پالایشگاه بندرعباس) با یک فشار ثابت تقریبی، کنترل می‌کند. خوراک در نهایت از طریق PCV-3501 به سمت ترمینال هدایت می‌شود. در خط ورودی ترمینال سه عدد شیر کنترل فشار، PRV-3501 A

B / C / (همگی فعال) به منظور جلوگیری از بالا رفتن فشار جریان ورودی به بیش از حد فشار مورد نیاز، تعبیه شده‌اند.

مشخصات استرینرها و اسکراپر در زیر آمده است:

مشخصات استرینر یا صافی‌های سبد دار STR-3501 A / B / C :

ظرفیت: $1656 \text{ m}^3/\text{hr}$

فشار طراحی: 67 barg

دمای طراحی: 85°C

مشخصات پیگ اسکراپر گیرنده R-3501 :

ابعاد: $42" \times 36"$

فشار طراحی: 67 barg

دمای طراحی: 85°C

پس از بررسی تجهیزات مستقر در گره ۱، پارامترهای عملیاتی موثر بر فرایند مزکور تعیین و به تناسب آنها کلمات کلیدی نیز مشخص گردید. در جدول شماره ۴-۳، انحراف‌های کشف شده در این گره ذکر شده‌اند. در جدول ۴-۴ نیز تعداد موارد مورد مطالعه در گره ۱ ثبت شده است.

جدول شماره ۴-۳ انحراف‌های شناسایی شده در گره ۱

شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7		گره ۱: استرینرها STR-3501 A/B/C واسکراپر تراپ ورودی R-3501
شناسه تجهیزات: STR-3501 A/B/C و R-3501		نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبددار و اسکراپر گیرنده
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریان BPD ۵۰۰,۰۰۰، دمای ۴۰ °C و فشار ۸۵,۰۸ barg		
انحراف	کلمه کلیدی	پارامتر
1. No Flow	No	Flow
2. More Flow	More	Flow
3. Less Flow	Less	Flow
4. High Pressure	High	Pressure
5. Pigging Hazards	Part of	Performance
6. Trap end Closure Open	No	Maintenance
7. Fault in Pigging Operation	Part of	Performance
8. Leakage	As well as	Flow

جدول شماره ۴-۴ تفکیک یافته‌ها بر اساس انحراف‌های شناسایی شده در گره ۱

تعداد موارد مورد مطالعه			انحراف	گره عملیاتی
حفاظ یا هشدار دهنده	پیامد	علت		
۱۵	۷	۷	No Flow	گره ۱: استرینرها STR-3501 A/B/C واسکراپر تراپ ورودی R-3501
۵	۳	۳	More Flow	
۱۵	۷	۷	Less Flow	
۳	۵	۴	High Pressure	
۰	۱	۱	Pigging Hazards	
۰	۴	۲	Trap end Closure Open	
۰	۳	۱	Fault in Pigging Operation	
۲	۲	۱	Leakage	

پس از تعیین انحراف‌های شناسایی شده به بررسی علل، پیامدها و تعیین حفاظ‌ها و تجهیزات هشدار دهنده پرداخته شد. یافته‌هایی که طی جلسات گوناگون HAZOP در خصوص گره شماره ۱، به دست آمده است در کاربرگ‌های مربوطه تکمیل و ارائه گردید.

(فرم کاربرگ HAZOP – شکل ۴-۲)

کاربرگ HAZOP گره شماره ۱			
شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7		R-3501 و اسکراپر تراپ ورودی STR-3501 A/B/C	
شناسه تجهیزات: STR-3501 A/B/C و R-3501		نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبدهار و اسکراپر گیرنده	
شرایط طراحی: میعانانته گازی ورودی از خط انتقال با جریان BPD ۵۰۰,۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۸۵,۰۰۸			
انحراف: ۱. No Flow			
علل	پیامدها	حفاظتهای ایمنی	پیشنهادهات
۱. بسته شدن کامل MOV-3502 به دلیل فعال شدن HS-3502	قطع جریان خوراک ورودی به سمت واحد فرایند (نرسیدن خوراک به واحد)	۱. روشن شدن چراغ هشدار دهنده HS-3502 ۲. فعال شدن ولوهای PRV- 3501A و ZLC-3502	
۲. بسته شدن کامل MOV-3505A به دلیل فعال شدن HS-3505A	۱. قطع جریان به سمت STR-3501A	۱. روشن شدن چراغ هشدار دهنده HS-3505A, ۲. فعال شدن ZLC-3505A, PI-3505A و PDI-3505A ۳. PRV- 3501A, PRV- 3501B	باز کردن کامل MOV-3505C توسط اپراتور بوسیله HS-3505C
۳. بسته شدن کامل MOV-3505B به دلیل فعال شدن HS-3505B	۱. قطع جریان به سمت STR-3501B	۱. روشن شدن چراغ هشدار دهنده HS-3505B ۲. فعال شدن ZLC-3505B, PRV- 3501A, PDI-3505B و PI-3505B ۳. PRV- 3501B	باز کردن کامل MOV-3505C توسط اپراتور بوسیله HS-3505C
۴. مسدود شدن صافی استرینر STR-3501A به طور کامل	۱. کاهش میزان جریان خوراک ورودی به سمت واحد فرایند	۱. فعال شدن لوپهای کنترلی PDAH-3505A, PI-3505A, PDI-3505A ۲. فعال شدن ولوهای PRV-3505A و PRV-3505B	تهیه دستورالعمل عملیاتی جهت بازرسی دوره‌ای (۶ ماه یکبار) توسط اپراتور

کاربرگ HAZOP گره شماره ۱			
گره ۱: استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکرابر تراپ ورودی R-3501		شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7	
نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبدهار و اسکرابر گیرنده		شناسه تجهیزات: R-3501 و STR-3501 A/B/C	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریان BPD ۵۰۰،۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۸۵،۰۸			
انحراف: ۱. No Flow			
علل	پیامدها	حفاظت‌های ایمنی	پیشنهادهای
۵. مسدود شدن یا گرفتگی صافی STR-3501B به‌طور کامل	۱. کاهش میزان جریان خوراک ورودی به سمت واحد فرایند	۱. فعال شدن لوپ کنترلی PDAH-3505B, PI-3505B, PDI-3505B ۲. فعال شدن ولوهای PRV-3505A و PRV-3505B	تهیه دستورالعمل عملیاتی جهت بازرسی دوره‌ای (۶ ماه یک‌بار) توسط اپراتور
۶. مسدود شدن یا گرفتگی قسمتی از صافی استرینر STR-3501A	۱. کاهش میزان جریان خوراک ورودی به سمت واحد فرایند	۱. فعال شدن لوپ‌های کنترلی PDAH-3505A, PDI-3505A, PI-3505A ۲. فعال شدن ولوهای PRV-3505A و PRV-3505B	تهیه دستورالعمل عملیاتی جهت بازرسی دوره‌ای (۶ ماه یک‌بار) توسط اپراتور
۷. مسدود شدن یا گرفتگی قسمتی از صافی استرینر STR-3501B	۱. کاهش میزان جریان خوراک ورودی به سمت واحد فرایند	۱. فعال شدن لوپ کنترلی PDAH-3505B, PI-3505B, PDI-3505B ۲. فعال شدن ولوهای PRV-3505A و PRV-3505B	تهیه دستورالعمل عملیاتی جهت بازرسی دوره‌ای (۶ ماه یک‌بار) توسط اپراتور

شکل ۴-۲ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۱

کاربرگ HAZOP گره شماره ۱			
3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7 شماره نقشه:		R-3501 و اسکراپر تراپ ورودی STR-3501 A/B/C گره ۱: استرینرها	
شناسه تجهیزات: STR-3501 A/B/C و R-3501		نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبددار و اسکراپر گیرنده	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریان BPD ۵۰۰،۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۸۵،۰۸			
انحراف: ۲. More Flow			
پیشنهادهای	حفاظتهای ایمنی	پیامدها	علل
	۱. فعال شدن لوپهای کنترلی: PDAH-3505B ، PDAH-3505A ، PI-3505B ، PDI-3505A ، PI-3505A ، PDI-3505B PRV-3501B ، PRV-3501A.۲ PI-3504 ، PI-3501 ، PAH-3501.۳	۱. افزایش فشار خوراک در خط انتقال	۱. باز شدن MOV-1102 D بهطور کامل با فعال شدن HS-1102 D بر اساس P&ID NO: 3035-PO-ED-PR-PID-00001 BO sheet 2/7
	FAH-3502 و FSH-3502.۱	۱. افزایش سطح خوراک در تانک TK-3601	۲. فعال شدن ولوهای تخلیه PRV-3501A, PRV-3501B و PRV-3501C
	۱. لوپ کنترلی ZLC-3503 به اینترلاک ۵۰۳ سیگنال فرستاده و سپس فرمان بسته شدن هند سویچ HS-3503 فرستاده می شود.	۱. افزایش سطح در تانک TK-3602	۳. باز شدن MOV-3503 بهطور کامل

شکل ۴-۲ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۱

کاربرگ HAZOP گره شماره ۱			
3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7 شماره نقشه:		گره ۱: استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکرابر تراپ ورودی R-3501	
شناسه تجهیزات: STR-3501 A/B/C و R-3501		نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبدهدار و اسکرابر گیرنده	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریان BPD ۵۰۰,۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۸۵,۰۸			
انحراف: ۳. Less Flow			
علل	پیامدها	حفاظت‌های ایمنی	پیشنهادهای
۱. مسدود شدن یا گرفتگی قسمتی از صافی استرینر STR-3501A	۱. کاهش میزان جریان خوراک ورودی به سمت واحد فرایند	۱. فعال شدن لوپ‌های کنترلی PDI-, PDAH-3505A, 3505A, PI-3505A, PAL3501 ۲. فعال شدن ولوهای PRV-3505A و PRV-3505B	
۲. مسدود شدن یا گرفتگی قسمتی از صافی استرینر STR-3501B	۱. کاهش میزان جریان خوراک ورودی به سمت واحد فرایند	۱. فعال شدن لوپ کنترلی PDI-, PDAH-3505B, 3505B, PI-3505B, PAL3501 ۲. فعال شدن ولوهای PRV-3505A و PRV-3505B	
۳. بسته شدن کامل MOV-3505A به دلیل فعال شدن HS-3505A	۱. قطع جریان به سمت STR-3501A	۱. روشن شدن چراغ هشدار دهنده HS-3505A, ۲. فعال شدن PRV- 3501A, ZLC-3505A, PDI-3505A و PI-3505A, 3501B	باز کردن کامل MOV-3505C توسط اپراتور بوسیله HS-3505C
۴. بسته شدن کامل MOV-3505B به دلیل فعال شدن HS-3505B	۱. قطع جریان به سمت STR-3501B	۱. روشن شدن چراغ هشدار دهنده HS-3505B فعال شدن PDI-3505B و PI-3505B , ZLC-3505B ۲. PRV- 3501B , PRV- 3501A	باز کردن کامل MOV-3505C توسط اپراتور بوسیله HS-3505C

کاربرگ HAZOP گره شماره ۱			
شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7		R-3501 و استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکرابر تراپ ورودی	
شناسه تجهیزات: STR-3501 A/B/C و R-3501		نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبددار و اسکرابر گیرنده	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریان BPD ۵۰۰،۰۰۰، دمای ۴۰ °C و فشار ۸۵،۰۸ barg			
انحراف: ۳. Less Flow			
پیشنهادهای	حفاظتهای ایمنی	پیامدها	علل
	۱.فعال شدن لوپهای کنترلی PDAH-3505A، PI-3505A، PDI-3505A ۲.فعال شدن ولوهای PRV-3505B و PRV-3505A	۱.کاهش میزان جریان خوراک ورودی به سمت واحد فرایند	۵. مسدود شدن صافی استرینر STR-3501A به طور کامل
	۱.فعال شدن لوپ کنترلی PDI-، PDAH-3505B، PI-3505B، 3505B ۲. فعال شدن ولوهای PRV-3505A و PRV-3505B	۱.کاهش میزان جریان خوراک ورودی به سمت واحد فرایند	۶. مسدود شدن یا گرفتگی صافی STR-3501B به طور کامل
	۱.فعال شدن لوپهای کنترلی: PDAH-3505B، PDAH-3505A، PDI-، PI-3505B، PDI-3505A، PI-3505A، 3505B ۲. PRV-3501B، PRV-3501A، PI-3504، PI-3501، PAH-3501، ۳	۱.افزایش فشار خوراک در خط انتقال	۷. باز شدن MOV-1102 D به طور کامل با فعال شدن HS-1102 D بر اساس P&ID NO: 3035-PO-ED-PR- PID-00001 BO sheet 2/7

شکل ۴-۲ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۱

کاربرگ HAZOP گره شماره ۱			
شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7		R-3501 و اسکرپر تراپ ورودی STR-3501 A/B/C	
شناسه تجهیزات: STR-3501 A/B/C و R-3501		نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبدها و اسکرپر گیرنده	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریان BPD ۵۰۰،۰۰۰، دمای ۴۰ °C و فشار ۸۵،۰۸ barg			
انحراف: ۴. High Pressure			
علل	پیامدها	حفاظت‌های ایمنی	پیشنهادهای
۱. ولو TRV-3501 کامل باز شود	۱. بالا رفتن سطح در تانک TK-3602	۱. لوپ کنترلی ZLC-35031 به ایترلاک 502 سیگنال فرستاده و سپس فرمان بسته شدن هند سویچ HS-3501 فرستاده می-شود.	
۲. فعال شدن ولو TRV-3602	۱. بالا رفتن سطح در تانک TK-3602	۱. فعال شدن آلام‌های هشدار دهنده LAHH-3602, LAH-3602, LIT3602 سپس ارسال سیگنال به ESD-3601	
۳. اختلال در عملکرد PCV-3501 یا هر عامل دیگری در لوپ کنترلی مربوط به آن که موجب بسته شدن ولو شود.	۱. آسیب رسیدن به استرینرها ۲. کاهش یا قطع جریان ورودی به واحد فرایند	۱. فعال شدن لوپ‌های کنترلی: PIAH-3501 و PIC-3501, PIT-3501	
۴. آتش سوزی در محوطه	۱. آسیب رسیدن به استرینرها		۱. محاسبه شرایط تقلیل فشار ۲. نسب تجهیز هشدار دهنده جریان بالا

شکل ۴-۲ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۱

۳. طراحی و نسب PSV در P&ID مذکور			
کاربرگ HAZOP گره شماره ۱			
شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7		R-3501 STR-3501 A/B/C و اسکرابر تراپ ورودی	
شناسه تجهیزات: R-3501 و STR-3501 A/B/C		نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبدهدار و اسکرابر گیرنده	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریان BPD ۵۰۰،۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۸۵،۰۸			
انحراف: ۵. Pigging Hazard			
پیشنهادهای	حفاظتهای ایمنی	پیامدها	علل
۱. لحاظ کردن یک خط حفظ تعادل در کمترین فاصله بین R-3501 و پیگ لانچر ۲. تهیه چکلیست برای عملیات پیگ رانی		۱. جمع شدن گاز بین پیگ و R-3501	۱. گیر افتادن پیگ در دهانه لانچر به دلیل نامناسب بودن فرایند پیگ رانی

شکل ۴-۲ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۱

کاربرگ HAZOP گره شماره ۱			
گره ۱: استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکرابر تراپ ورودی R-3501		گره ۱: استرینرها و اسکرابر تراپ ورودی R-3501	
نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبددار و اسکرابر گیرنده		نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبددار و اسکرابر گیرنده	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریانBPD ۵۰۰,۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۸۵,۰۰۸			
انحراف: ۶. Trap end Closure Open			
علل	پیامدها	حفاظت‌های ایمنی	پیشنهادهای
۱. خطای انسانی در اجرای عملیات	۱. تلفات انسانی ۲. هدر رفتن محصول (خوراک) ۳. آلودگی محیطی		۱. آموزش اپراتورها ۲. تهیه و تکمیل گردن چک لیست در زمان انجام عملیات
۲. بی توجهی به دستورالعمل عملیات	مشابه مورد خطای انسانی		
کاربرگ HAZOP گره شماره ۱ (جدول ۵-۵)			
گره ۱: استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکرابر تراپ ورودی R-3501		شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 6 of 7	
نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبددار و اسکرابر گیرنده		شناسه تجهیزات: R-3501 و STR-3501 A/B/C	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریانBPD ۵۰۰,۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۸۵,۰۰۸			
انحراف: ۷. Fault in Pigging Operation			
علل	پیامدها	حفاظت‌های ایمنی	پیشنهادهای

۱. خطای انسانی در اجرای عملیات	۱. تلفات انسانی ۲. هدر رفتن محصول (خوراک) ۳. آلودگی محیطی	۱. آموزش اپراتورها ۲. تهیه و تکمیل گردن چک لیست در زمان انجام عملیات ۳. لحاظ کردن سیستم کنترلی
--------------------------------	---	--

شکل ۴-۲ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۱

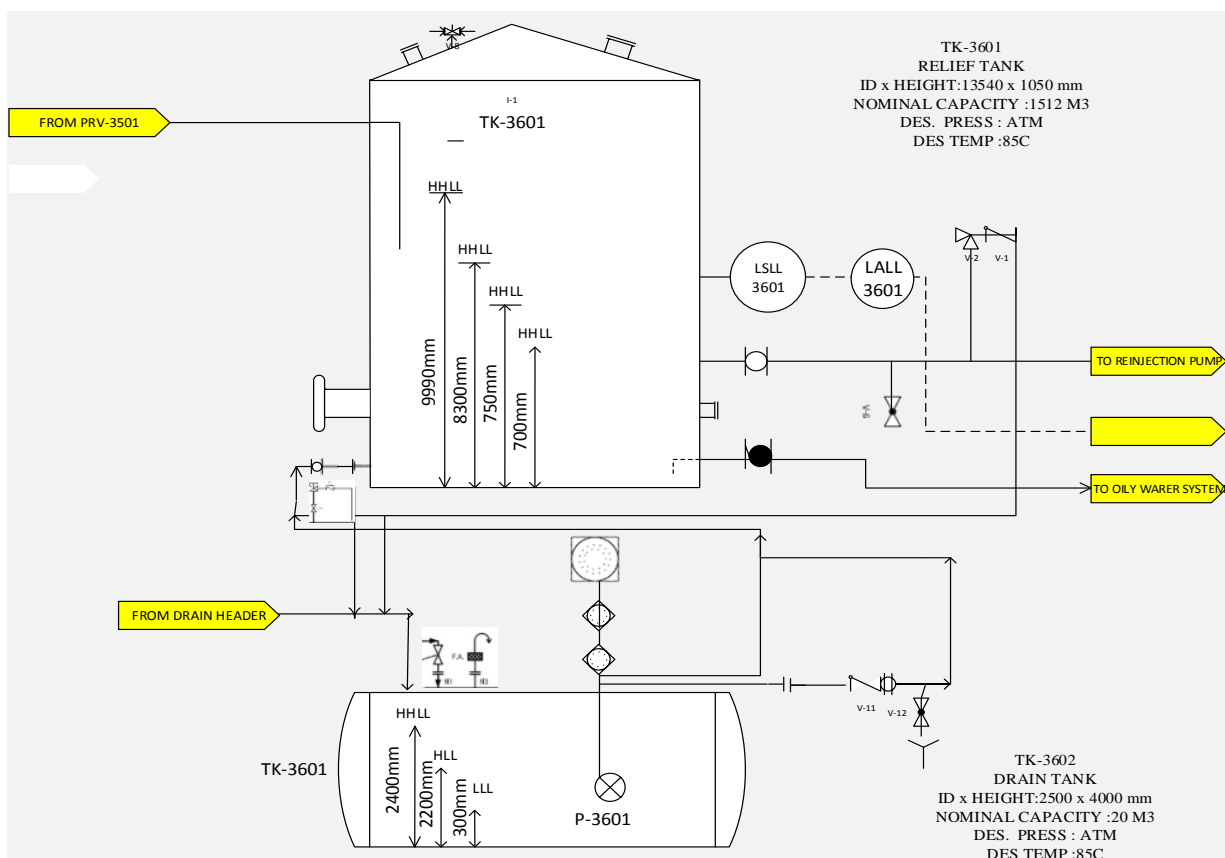
کاربرگ HAZOP گره شماره ۱			
گره ۱: استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکرابر تراپ ورودی R-3501		گره ۱: استرینرها و اسکرابر تراپ ورودی R-3501	
نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبددار و اسکرابر گیرنده		نوع تجهیزات: استرینر یا صافی سبددار و اسکرابر گیرنده	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی از خط انتقال با جریان BPD ۵۰۰,۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۸۵,۰۰۸			
انحراف: ۸. نشتی در اتصالات و شیرها			
علل	پیامدها	حفاظت‌های ایمنی	پیشنهادهای
۱.افزایش فشار یا جریان ورودی از خط انتقال	۱.آلودگی محیط ۲. احتمال حریق در دمای بالای محیطی در اثر تبخیر خوراک نشت ۱ی و تولید بخارات اشتعال زا	۱. فعال شدن لوپ‌های کنترلی PT-3510, PX-3510,PIA-3510 ۲. FAH-3502, FSH-3502	تدوین و اجرای دستورالعمل بازرسی شیرها و اتصالات و تهیه و تکمیل چک لیست مربوطه

شکل ۴-۲ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۱

۴-۳-۲- گره دو : سیستم تانک تخلیه و زهکشی در ترمینال بندرعباس (شکل ۴-۳)
این گره شامل یک مخزن تخلیه TK-3601، یک مخزن زهکشی TK-3602 و یک پمپ تخلیه P-3601 می باشد.

۴-۳-۲-۱- نقشه ها:

- Piping & Instrument Diagram / Bandar Abbas Terminal Relief & Drain System
Drawing NO: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 7 of 7



شکل ۴-۳ شماتیک گره عملیاتی شماره ۲

۴-۳-۲-۲- تعریف گره ۲ :

در خط ورودی ترمینال سه عدد شیر کنترل فشار، PRV-3501 A /B /C (همگی فعال) به منظور جلوگیری از بالا رفتن فشار جریان ورودی به بیش از حد فشار مورد نیاز، تعبیه شده‌اند. زمانی که شیرهای کنترل فشار فعال هستند میعان‌ات گازی یا خوراک از طریق یک خط لوله ۱۰ اینچی به مخزن تخلیه TK-3601 هدایت می‌شود تا از تجهیزات و لوله‌ها محافظت شود. ظرفیت این مخزن یا تانک بر اساس ۳۰ دقیقه تخلیه محاسبه شده‌است.

چنانچه به هر دلیلی TRV-3501 و TRV-3502 فعال شوند، مایع خروجی از آن‌ها از طریق یک لوله ۲ اینچی وارد تانک TK-3602 شده و در صورت پر شدن تانک، پمپ تخلیه P-3601 فعال گشته و جریان اضافه را به بیرون پمپاژ می‌کند.

مشخصات تجهیزات موجود در گره شماره دو در ادامه آماده است.
مشخصات تانک تخلیه TK-3601 :

ابعاد: 13450 × 10500 mm

ظرفیت اسمی: 1512 m³

فشار طراحی: فشار اتمسفریک

دمای طراحی: 85 °C

مشخصات TK-3602 :

ابعاد: 2500 × 4000 mm

ظرفیت اسمی: 20 m³

فشار طراحی: فشار اتمسفریک

دمای طراحی: 85 °C

مشخصات پمپ تخلیه P-3601 :

ظرفیت نسبی: 10 m³/hr

اختلاف فشار: 3 barg

توان پمپ: 2.8 kw

پس از بررسی تجهیزات مستقر در گره ۲، پارامترهای عملیاتی موثر بر فرایند مزکور تعیین و به تناسب آن‌ها کلمات کلیدی نیز مشخص گردید. در جدول شماره ۵-۶،

انحراف‌های کشف شده در این گره ذکر شده‌اند. همچنین تعداد موارد مورد مطالعه در گره ۲ در جدول شماره ۴-۷ ثبت گردیده است.

جدول شماره ۴-۵ انحراف‌های شناسایی شده در گره ۲

گره ۲: سیستم تانک تخلیه TK-3601 تانک زهکشی TK-3602 پمپ تخلیه P-3601			شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 7 of 7
نوع تجهیزات: تانک یا مخزن و پمپ			شناسه تجهیزات: TK-3602 و TK-3601، P-3501
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی: با جریان BPD ۵۰۰,۰۰۰، دمای ۴۰ °C و فشار ۴۲,۰۷ barg			
پارامتر	کلمه کلیدی	انحراف	
Level	High	1. High Level	
Level	Low	2. Low Level	
Pressure	High	3. High Pressure	
Maintenance	Other than	4. Maintenance Hazards	

جدول شماره ۴-۶ تفکیک بر اساس انحراف‌های شناسایی شده در گره ۲

گره عملیاتی	انحراف	تعداد موارد مورد مطالعه		
		علت	پیامد	حفاظ یا هشدار دهنده
گره ۲: سیستم تانک تخلیه TK-3601 تانک زهکشی TK-3602 پمپ تخلیه P-3601	High Level	۶	۶	۶
	Low Level	۱	۱	۱
	High Pressure	۳	۳	۵
	Maintenance Hazards	۱	۳	۰

پس از تعیین انحراف‌های شناسایی شده به بررسی علل، پیامدها و تعیین حفاظ‌ها و تجهیزات هشدار دهنده پرداخته شد. یافته‌هایی که طی جلسات گوناگون به دست آمده برای گره شماره ۲ در کاربرگ‌های مربوطه تکمیل و ارائه گردید. (فرم کاربرگ گره شماره ۲ شکل ۴-۴)

کاربرگ HAZOP گره شماره ۲			
شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 7 of 7		گره ۲: استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکرپر تراپ ورودی R-3501	
شناسه تجهیزات: TK-3601، P-3501 و TK-3602		نوع تجهیزات: تانک یا مخزن و پمپ	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی: با جریانBPD ۵۰۰،۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۴۲،۰۷			
انحراف: ۱. High Level			
علل	پیامدها	حفاظت‌های ایمنی	پیشنهادهای
۱. فعال شدن هم‌زمان PRV-3501A، PRV-3501B و PRV-3501C باهم	۱.افزایش سطح در تانک TK-3601	۱.فعال شدن لوپ‌ها کنترلی LI-3601، LIA-3601 و LAHH-3601	
۲. فعال شدن HS-3502 باعث بسته شدن MOV-3502 به‌طور کامل شود.	۱.افزایش سطح در تانک TK-3601	۱.فعال شدن لوپ‌ها کنترلی LI-3601، LIA-3601 و LAHH-3601	
۳. فعال شدن HS-3601 یا XS-3201 باعث روشن شدن پمپ P-3601	۱.افزایش سطح در تانک TK-3601	۱.فعال شدن لوپ‌ها کنترلی LI-3601، LIA-3601 و LAHH-3601	
۴. فعال شدن TRV-3502، TRV-3505A، TRV-3505B یا TRV-3505C	۱.افزایش سطح در تانک TK-3602	۱.فعال شدن لوپ‌ها کنترلی LIT-3602، LIA-3602 و LAHH-3602 به ESD-3601 توسط	
۵. کاهش جریان خروجی به سمت واحد Reinjection به هر دلیلی	۱.افزایش سطح در تانک TK-3601	۱.فعال شدن لوپ‌ها کنترلی LI-3601، LIA-3601 و LAHH-3601	
۶. تریپ خوردن پمپ تخلیه P-3501 به هر دلیلی	۱.افزایش سطح در تانک TK-3602	۱.فعال شدن لوپ‌ها کنترلی LIT-3602، LIA-3602 و LAHH-3602 به ESD-3601 توسط	

شکل ۴-۴ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۲

کاربرگ HAZOP گره شماره ۲			
شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 7 of 7		گره ۲: استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکراپر تراپ ورودی R-3501	
شناسه تجهیزات: TK-3601، P-3501 و TK-3602		نوع تجهیزات: تانک یا مخزن و پمپ	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی: با جریانBPD ۵۰۰،۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۴۲،۰۷			
انحراف: ۲. Low Level			
علل	پیامدها	حفاظه‌های ایمنی	پیشنهادهای
۱. افزایش جریان خروجی به سمت واحد Reinjection به هر دلیلی	۱. کاهش سطح در تانک TK-3601	۱. فعال شدن لوپ‌ها کنترلی LI-3601، LAL-3601 و LALL-3601	

شکل ۴-۴ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۲

کاربرگ HAZOP گره شماره ۲			
شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 7 of 7		گره ۲: استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکرابر تراپ ورودی R-3501	
شناسه تجهیزات: TK-3601، P-3501 و TK-3602		نوع تجهیزات: تانک یا مخزن و پمپ	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی: با جریانBPD ۵۰۰،۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۴۲،۰۷			
انحراف: ۳. High Pressure			
پیشنهادهای	حفاظت‌های ایمنی	پیامدها	علل
	۱.فعال شدن لوپ‌های کنترلی: PDAH-3505A ، PDAH-3505B ، PAH-3501 ، PI-3501 ، PRV-3501A PDI-3505A.PI-3505A.PR-3501B PI-3504 .PDI-3505B ، PI-3505B،	۱.افزایش فشار خوراک در خط انتقال	۱. باز شدن MOV-1102 D به‌طور کامل با فعال شدنHS-1102 D بر اساس P&ID NO: 3035-PO-ED-PR-PID- 00001 BO sheet 2/7
	۱. LAHH-3601 ۲. PVSV-3601	۱.افزایش فشار در تانک TK-3602	۲. فعال شدن TRV-3502 ، TRV-3505A ، TRV-3505B یا TRV-3505C و همزمان بسته شدن کامل TRV-3601
	۱. PVSV-3601 ۲. TRV-3601	۱.احتمال حریق و انفجار در تانک TK-3601	۳. افزایش دما بر اثر شرایط ناپایدار محیطی

شکل ۴-۴ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۲

کاربرگ HAZOP گره شماره ۲			
شماره نقشه: 3035-PO-ED-PR-PID-00001-BO Sheet 7 of 7		گره ۲: استرینرها STR-3501 A/B/C و اسکراپر تراپ ورودی R-3501	
شناسه تجهیزات: TK-3602 و TK-3601، P-3501		نوع تجهیزات: تانک یا مخزن و پمپ	
شرایط طراحی: میعانات گازی ورودی: با جریانBPD ۵۰۰،۰۰۰، دمای °C ۴۰ و فشار barg ۴۲،۰۷			
انحراف:۴. Maintenance Hazards			
علل	پیامدها	حفاظ‌های ایمنی	پیشنهادهات
۱. خطای انسانی در عملیات تعمیر و نگهداری	۱. آسیب انسانی ۲. هدر رفتن محصول(خوراک) و آسیب به تجهیزات ۳. آلودگی محیطی		۱. آموزش اپراتورها ۲. تهیه دستورالعمل انجام عملیات تعمیر و نگداری و تکمیل گردن چک لیست در زمان انجام عملیات

شکل ۴-۴ فرم کاربرگ HAZOP گره شماره ۲

نتایج حاصل از جلسات برگزار شده HAZOP در طول انجام پژوهش در فرم‌هایی تحت عنوان کاربرگ‌های HAZOP مربوط به گره‌های عملیاتی ۱ و ۲ به‌طور کامل ثبت شده است. در فصل پایانی نیز یک سری پیشنهادات قابل توجیه اقتصادی و متناسب با شرایط موجود در خصوص رفع انحرافات شناسایی شده و همچنین تعدادی پیشنهاد عمومی در خصوص بهبود سیستم ایمنی واحدهای مورد مطالعه، ارائه خواهد شد.

فصل پنجم

نتیجه گیری و پیشنهادات

۵-۱- نتایج پژوهش

به طور کلی یافته‌های مربوط به انجام مطالعه پس از تقسیم بندی پروژه به دو گره عملیاتی، شامل ۱۲ مورد انحراف، ۳۷ علت، ۴۵ پیامد و ۵۲ مورد حفاظ ایمنی یا هشداردهنده می‌باشد. این یافته‌ها در فرم‌هایی تحت عنوان کاربرگ HAZOP بطور کامل در گزارش نهایی HAZOP که با استفاده از نرم افزار PHA-pro جمع بندی و در فصل ۴ ارائه شده است.

باتوجه به این که تجهیزات به کار رفته در واحدهای مورد ارزیابی، شامل استرینر سبددار، پیگ لانچر یا اسکرپر، تانک تخلیه، ولوهای صنعتی و اتصالات می‌باشد. مهمترین پارمترهای عملیاتی که در عملکرد تجهیزات نامبرده مؤثر شناسایی شدند عبارت بودند از فشار^۱، جریان^۲ و سطح^۳. همچنین علاوه بر این پارمترهای فیزیکی، پارامترهایی مانند خطا در عملیات، خطای در عمل نکردن صحیح لوپ‌های کنترلی، خطای اپراتور در اجرای دستورالعمل‌ها، نشستی شیرها و اتصالات و... نیز شناسایی شدند که همه این موارد به همراه پیامدهای ناشی از آنها، لایه‌های حفاظتی و تجهیزات هشداردهنده طراحی شده، در فصل ۵ و در گزارش HAZOP Study به تفصیل بیان شده‌اند.

در ادامه برای انحراف‌هایی که هیچ گونه حفاظ ایمنی برای آنها در نظر گرفته نشده بود پیشنهاداتی در راستای بالا بردن کیفیت فرایند، افزایش سطح ایمنی و پایین آوردن احتمال بروز حوادث ارائه گردیده است.

1 pressure
2 Flow
3 Level

۵-۲- پیشنهادات

- نصب PSV در نقشه P&ID به شماره 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7) در زمان بهره‌برداری فاز ۳ پروژه
- باز کردن کامل ولو MOV-3505C به وسیله HS-3505C در زمان بسته شدن کامل ولو MOV-3505B توسط اپراتور در محل سایت.
- لحاظ کردن FAH بر خط لوله ورودی ترمینال بندرعباس قبل از اسکرابر گیرنده R-3501 و استرینرهای STR- 3501 A/B/C
- محاسبه دقیق شرایط و عوامل موثر بر فشار در ایستگاه تقلیل فشار در ترمینال بندرعباس به منظور پیشگیری آسیب ناشی از افزایش یا کاهش فشار و جریان سیال بر روی استرینرهای STR- 3501 A/B/C
- لحاظ کردن یک خط لوله حفظ تعادل^۱ در کم‌ترین فاصله بین پیگ لانچر و اسکرابر گیرنده R-3501
- تعمیرات پیشگیرانه و تمیز کردن و پاک‌سازی فیلتر استرینرهای STR- 3501 A/B/C قبل از به صدا در آمدن آلارم هشدار دهنده
- تهیه و تکمیل چک لیست برای عملیات پیگ‌رانی
- بازرسی و تعمیرات پیشگیرانه پمپ تخلیه P-3601
- تدوین و استفاده از دستورالعمل شرایط اضطراری جهت سیستم تانک تخلیه TK-3601 و تانک زهکشی TK-3602 در ترمینال بندرعباس
- اتوماتیک کردن تمامی لوپ‌های کنترلی در صورت امکان به منظور پیشگیری از خطای انسانی
- بازرسی مدون و برنامه‌ریزی شده از شیرهای کنترل فشار و شیرهای اطمینان:
- TRV- 3601، PRV-3501 A/B/C، TRV-3502، TRV-3505 A/B/C، PCV-3501، TRV- 3601 و TRV-3602
- ارزیابی تناسب قطر خطوط لوله با خروجی تانک تخلیه TK-3601، استرینرهای STR- 3501 A/B/C و R-3501

¹ Balance Line

- فیلترها و صافی‌ها باید از نظر افت فشار هر ۶ ماه یک‌بار مورد ارزیابی قرار گیرند.
 - بر اساس یک روش اجرایی مشخص، نقاط جوش خطوط لوله بایستی توسط تست‌های غیرمخرب مورد بازرسی قرار گیرند.
 - نازل‌ها و هر قسمتی از تجهیزات که در آن‌ها احتمال جمع شدن آب وجود دارد، باید جهت تعیین میزان خوردگی تحت آزمایش قرار بگیرند.
 - بدون شک دستورالعمل‌های تعمیر و نگهداری همیشه وجود دارند اما این مستندات باید جنبه کاربردی داشته باشند و دربرگیرنده پارامترهای اساسی جهت یک تعمیر مناسب باشند.
 - لازم است تمام چک‌لیست‌ها و اطلاعات و سوابق بازرسی و تعمیراتی طبق یک روند استاندارد مستندسازی گردد و به دنبال آن بتوان از یک سیستم بایگانی یا بانک اطلاعاتی کاملی استفاده نمود.
 - آموزش دوره‌ای و بازآموزی پرسنل
 - به اشتراک گذاشتن انحرافات و پیامدهای شناسایی شده ناشی از آن‌ها با تمامی واحدها
 - طراحی و اجرای سیستم ثبت و ضبط و تحلیل خرابی‌ها و اطلاعات مربوط به حوادث
 - توصیه می‌شود به روز رسانی مطالعات HAZOP در موارد زیر انجام شود: پس از دوره زمانی مشخص، پس از هرگونه تغییر در فرایند، تغییرات در مدیریت فرایند، بعد از بروز حوادث و بعد از تغییر تجهیزات نصب شده
 - ارزیابی ریسک‌ها و مخاطرات بهتر است در صورت امکان با دو روش متفاوت انجام شود و نتایج آن‌ها جهت حصول اطمینان با هم مقایسه شود.
- در پایان توصیه می‌شود یک پرونده ایمنی کامل برای هر واحد تشکیل گردد. این پرونده باید تمام مطالعات و مستندات مربوط به ایمنی واحد از جمله گزارش مطالعه HAZOP را در بر گرفته و در دوره‌های زمانی خاصی مورد بازنگری قرار بگیرد. بهتر است برای سهولت پیگیری نواقص، تصمیمات اخذ شده و پیشنهادات ارائه شده در جلسات HAZOP، یک پایگاه اطلاعات کامپیوتری راه‌اندازی شده و تمامی افراد مسئول و ذیربط به آن دسترسی داشته باشند. در این پایگاه باید وضعیت کنونی نواقص مبنی بر این که آیا رفع شده‌اند، به تاخیر افتاده‌اند یا در حال اجرا

می‌باشند، ذکر شود. در نهایت پرونده ایمنی به همراه نظرات ممیزی باید به مدیران ارشد ارائه شود تا در راستای رفع نواقص و بهبود شرایط ایمنی دستورهای لازم را انجام دهند.

فهرست منابع:

- ۱- عمرانی، علی. شناسایی و ارزیابی مخاطرات فرایندی واحد LPG پالایشگاه تهران با استفاده از تکنیک HAZOP. پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۱۳۹۰.
- ۲- اسعدی، س. ز. ارزیابی کیفی ریسک در واحد کاهش گرانروی پالایشگاه تهران با روش HAZOP و ارزیابی حوادث پرخطر آن با نرم افزار PHAST. پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه آزاد اسلامی واحد شاهرود، ۱۳۹۴.
- ۳- شکرودی، م. بررسی مخاطرات فرایندی جذب CO₂ با آمین به روش HAZOP. پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه سمنان، دانشکده مهندسی شیمی، ۱۳۹۲.
- ۴- پژند مقدم، م [و دیگران]. بهینه سازی جانمایی آشکارسازی های گازی با استفاده از نرم افزار PHAST، چهارمین همایش ملی مهندسی ایمنی و مهندسی HSE، ۱۳۹۰.
- ۵- حافظی، ن. شناسایی و ارزیابی مخاطرات فرایندی واحد Isomax پالایشگاه بندرعباس با استفاده از تکنیک HAZOP. پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۱۳۹۰.
- ۶- جعفری، م، ج [و دیگران]. ارزیابی لایه های حفاظتی مستقل برج های شیرین سازیدر دو پالایشگاه گاز. مجله ارتقای ایمنی و پیشگیری از مصدومیت ها، جلد ۲، شماره ۲، ص ۱۰۳ تا ۱۱۲، ۱۳۹۳.
- ۷- متولی، ع. شناسایی خطرات و ارزیابی ریسک به روش HAZOP واحد ایزومریزاسیون پالایشگاه امام خمینی شازند اراک. پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه آزاد واحد اراک، دانشکده مدیریت، ۱۳۹۴.
- ۸- وکیل آزاد، غ. پورستوده، ن. روش های ارزیابی ریسک زیست محیطی در پروژه های خطوط انتقال نفت و گاز. ماهنامه نفت، گاز و انرژی، شماره ۴۲، ۱۳۹۶.
- ۹- رضایی نوده، ف [و دیگران]. برآورد کمی ریسک خطوط انتقال گاز با استفاده از تحلیل های مکانی در محیط GIS. سنجش از دور و GIS ایران، شماره چهارم، ص ۳۱ تا ۴۴، ۱۳۹۵.
- ۱۰- حیرانی، پ. بقایی، ع. ارزیابی ریسک خطوط انتقال نفت و گاز بر مبنای روش Bow-tie فازی شده. فصلنامه بهداشت و ایمنی کار، جلد ۶، شماره ۱، ص ۵۹ تا ۷۱، ۱۳۹۵.
- ۱۱- ایزدی، ع. چاوشیان، س. ع. ارزیابی کمی و کیفی ریسک های خطوط لوله انتقال نفت ایران (مطالعه موردی: خطوط لوله انتقال نفت منطقه مارون اصفهان). کنفرانس ملی مدیریت ریسک سازمانی، تهران، ۱۳۹۴.

12- Kletz, T.A. Hazop: Past and Future. Reliability Engineering & System Safety. Volume 55, Issue 3, Pages 263-266, 1997.

- 13- Eizenberg, Sh. Coming Hazop With Dynamic Simulation Application For Safety Education. loss prevention in the process industres, 19: 754-761, 2006.
- 14- Rossing, A,N. A Functional HAZOP Methodology, Computer and Chemical Engineering, 34: 244-253, 2010.
- 15- Selvan, R,T. and et. Study Of Hazar Identification Techniques Adopted By Oil And Gas Industries For Risk Assessment. International Journal of Management, Information Technology and Engineering Vol. 3, Issue 10: 117-126, 20
- 16- Appil, O. and et. Hazard Identification of Chemical Mixing Plant through HAZOP Study. International Journal of Advance Research & development, volumn 2, Issue 3: 79-84, 2017.
- ۱۷- عبدالحمیدزاده، بهمن و بدری، ناصر. ارزیابی کمی و کیفی ریسک در صنایع فرایندی و شرح فرایندهای و شرح روش‌های شناسایی مخاطرات صنعتی با تمرکز بر روش HAZOP. تهران: اندیشه سرا، ۱۳۹۵.
- ۱۸- علوی فر، س. تجزیه و تحلیل روش‌های کیفی ارزیابی ریسک و کیفیت استفاده از آن‌ها در مقالات علمی و پژوهشی. اولین کنفرانس بین‌المللی HSE در پروژه‌های عمرانی نفت و گاز. تهران: دانشگاه شهید بهشتی، ۱۳۹۳.
- 19-Guide of Audit of Risk 1994
- 20-OHSAS 18001: 2008
- 21-ISO 45001: 2018
- ۲۲- جهانگیری، مهدی و نوروزی، محمد امین. مدیریت و ارزیابی ریسک جلد اول ارزیابی کیفی ریسک. تهران: فن‌آوران، ۱۳۹۴.
- 23-Ericson, Clifton A. Hazard Analysis techniques for System Safety, New Jersey: John Willy & Sons Interscience , 2005.
- 24-ISO 31000: Risk Management – A partical guide for SMEs, Geneva: 2009
- 25-ISO Guide 73: 2009
- 26-IOSH Managing Safely, Version 5, Leicestershire: 2017
- ۲۷- جهانگیری، مهدی [و دیگران]. مدیریت و ارزیابی ریسک جلد دوم ارزیابی کمی ریسک در صنایع فرایندی. تهران: فن‌آوران، ۱۳۹۵.
- ۲۸- دایره المعارف بین‌المللی کار
- ۲۹- فتحی، ف و فتحی، ب. مدیریت ریسک و بیمه در لجستیک و زنجیره عرضه، اولین کنفرانس ملی لجستیک و زنجیره‌ی تامین، تهران: ۱۳۸۳
- ۳۰- سرایی، فرشاد. شناسایی مخاطرات فرایندی به روش HAZOP Study. تهران: نگارنده دانش، ۱۳۹۲.

HAZOP Study Report

General

Facility Information:
Company: PERSIAN GULF STAR GAS OIL CO. (PGSOC)
Location: BANDAR ABBAS
Unit: TERMINAL INLET SCRAPER TRAP & STRAINER
Project ID: 3035-PO-ED-PR-PID-0001-BO
Study Duration:
Start: 10/8/2018
End: 12/11/2018
Methodology: HAZOP
Type: Hazard and Operability Analysis (HAZOP)
Comments: Persian Gulf Star Gas Condensate Refinery 36" Pipeline

Overview

Number of Study Items:
Nodes: 2
Deviations: 12
Causes: 37
Consequences: 45
Safeguards: 52
Recommendations: 12
Remarks: 0
User Fields 1: 0
User Fields 2: 0
Total Cost of Implementation:

Drawings

Drawing	File Path	Place(s) Used	Comment
3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)		Nodes: 1	
3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 7 / 7)		Nodes: 2	

Nodes

Nodes	Type	Design Conditions/Parameters	Drawings	Equipment ID
1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602	Strainer, Receiving Trap	Gas Condensate Inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C	3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6 of 7)	STR- 3501 A / B / C, R-3501
2. Gas Condensate Inlet from Drain Header to Drain tank TK-3602 using Pump P-360, Gas condensate from Pipeline via PRV-3501 A/ B/ C to Relief Tank TK-3601	Tank, Pump	Gas Condensate Inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C, Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40°C	3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 7 / 7)	TK-3601, TK-3602, P-3601

Breakdown by Node

Node	Number of Study Items			
	Deviations	Causes	Consequences	Safeguards
1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602	8	26	32	40
2. Gas Condensate inlet from drain header to drain tank TK-3602 using pump P-360, Gas condensate from pipeline via PRV-3501 A/ B/ C to relief tank TK-3601	4	11	13	12

Deviations

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602			Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)				
Type: Strainer, Receiving Trap			Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501				
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C							
Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Re v. #	Revision Date
1. No Flow	No	Flow					
2. More Flow	More	Flow					
3. Less Flow	Less	Flow					
4. High Pressure	High	Pressure					
5. Pigging Hazards	Part of	Performance					
6. Trap end Closure Open	No	Maintenance					
7. Fault in Pigging Operation	Part of	Performance					
8. Leakage	As well as	Flow					

Node: 2. Gas Condensate inlet from drain header to drain tank TK-3602 using pump P-360, Gas condensate from pipeline via PRV-3501 A/ B/ C to relief tank TK-3601				Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 7 / 7)			
Type: Tank, Pump				Equipment ID: TK-3601, TK-3602, P-3601			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C, Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40°C							
Deviations	Guide Word	Parameter	Design Intent	Comment	Date	Re v. #	Revision Date
1. High Level	High	Level					
2. Low Level	Low	Level					
3. High Pressure	High	Pressure					
4. Maintenance Hazards	Other than	Maintenance					

Breakdown by Deviation

Node	Deviation	Number of Study Items		
		Causes	Consequences	Safeguards
1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602	1. No Flow	7	7	15
	2. More Flow	3	3	5
	3. Less Flow	7	7	15
	4. High Pressure	4	5	3
	5. Pigging Hazards	1	1	0
	6. Trap end Closure Open	2	4	0
	7. Fault in Pigging Operation	1	3	0
	8. Leakage	1	2	2
2. Gas Condensate inlet from drain header to drain tank TK-3602 using pump P-360, Gas condensate from pipeline via PRV-3501 A/ B/ C to relief tank TK-3601	1. High Level	6	6	6
	2. Low Level	1	1	1
	3. High Pressure	3	3	5
	4. Maintenance Hazards	1	3	0

Worksheet

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 1. No Flow								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	R R				
1. MOV- 3502 fully closed (HS- 3502 active)	1. No flow to process unit				1. Closed light HS-3502 2. active, ZLC-3502, PRV-3501A , PRV-3501 B			
2. MOV- 3505 A fully closed (HS-3505 A active)	1. No flow to str-3501A				1. Active Closed light HS-3505 A 2.Active, ZLC-3505 A 3.Active PRV-3501A , PRV-3501 B, PI-3505 A, PDI-3505 A	1. Operator must be fully open MOV-3505 C using HS-3505 C		

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)				
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501				
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C									
Deviation: 1. No Flow									
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status	
		S	L	R R					
3. MOV- 3505 B fully closed (HS-3505 B active)	1. No flow to str-3501B				1. Closed light HS-3505 B active, ZLC-3505 B 2.Active PRV-3501A , PRV-3501 B, PI-3505 B, PDI-3505 B	1. Operator must be fully open MOV-3505 C using HS-3505 C			
4. STR-3501A fully plugging	1. Less flow to process unit				1. PDAH-3505 A, PDI-3505 A, PI-3505 A 2. PRV-3501 A, PRV-3501 B	11. Provide operating procedure for routine checking (6month)			
5. STR-3501 B fully plugging	1. Less flow to process unit				1. PDAH-3505 B, PDI-3505 B, PI-3505 B 2. PRV-3501 A, PRV-3501 B	11. Provide operating procedure for routine checking (6month)			

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 1. No Flow								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	R				
6. STR-3501A partial plugging	1. Same as cause 4 consequence 1					11. Provide operating procedure for routine checking (6month)		
7. STR-3501B partial plugging	1. Same as cause 5 consequence 1					11. Provide operating procedure for routine checking (6month)		

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 2. More Flow								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Respo nsibili ty	Status
		S	L	R R				
1. MOV-1102 D fully open (HS-1102 D active) - P&ID NO: 3035-PO-ED-PR-PID-00001 BO sheet 2 / 7	1. feed pipeline high pressure				PDAH-3505 A,PDAH-3505 B, PI-3505 A, PDI-3505 A, PDI-3505 B, PI-3505 B, PI-3504 PAH-3501,PI-3501 PRV-3501 A, PRV-3501 B			
2. PRV-3501A, PRV-3501 B & PRV-3501 C are active	1. level increase in TK-3601				1. FSH-3502, FAH-3502			
3. MOV- 3503 fully open	1. Level increase in TK-3602				1. ZLC-3503 send signal to Interlock 503 then HS-3503 closed			

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 3. Less Flow								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Respo nsibili ty	Status
		S	L	R R				
1. STR-3501 A partial plugging	1. less flow to process unit				1. PDAH-3505 A, PAL-3501, PDI-3505 A, PI-3505 A, 2. PRV-3501 A, PRV-3501 B			
2. STR-3501 B partial plugging	1. same as cause 1 consequence 1				1. PDAH-3505 B, PAL-3501, PDI-3505 B, PI-3505 B 2. PRV-3501 A, PRV-3501 B			
3. same as deviation no flow cause 2								
4. same as deviation no flow cause 3								
5. same as deviation no flow cause 4								

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 3. Less Flow								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	R				
6. same as deviation no flow cause 5								
7. MOV-1102 D fully open (HS-1102 D active) - P&ID NO: 3035-PO-ED-PR-PID-00001 BO sheet 2 / 7	1. feed pipeline high pressure				PDAH-3505 A,PDAH-3505 B, PAH-3501,PI-3501, PI-3505 A, PDI-3505 A, PDI-3505 B, PI-3505 B, PI-3504 PRV-3501 A, PRV-3501 B			

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 4. High Pressure								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Respo nsibili ty	Status
		S	I	R				
1. External Fire	1. Damage to strainers					2. Calculation Depressurize Condition		
						3. Design & Install PSV		
						4. Instrument Alarm for High Flow		
2. TRV-3501fully open	1. Level increase In Drain Tank TK-3602				1. ZLC-3501 Send signal to Interlock 502 then HS-3501 closed			
3. TRV-3602 are active	1. Level increase in TK-3602				1. LAHH-3602, LAH-3602, LIT-3602, LAHH-3602 send signal to ESD-3601			

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 4. High Pressure								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Respo nsibili ty	Status
		S	L	R				
4. Failure of PCV-3501 or any elements in its control loop that makes it to close more.	1. Damage to strainers				1. PIT-3501,PIAH-3501, PIC-3501			
	2. No flow to process unit							

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 5. Pigging Hazards								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Respo nsibili ty	Status
		S	L	R				
1. Sticking of Pig in Launcher Throat due to Application of No Proper Pig	1. Entrapping of High Pressure Gas Between Pig and R-3501 with Possibility of pig shooting					5. Consider Balance line in Minimum Distance to R-3501 on Pig Launcher		
						10. Preparation Check List for Pigging		

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 6. Trap end Closure Open								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Respo nsibili ty	Status
		S	L	R				
1. Human Fault in Operation	1. Human Loss					6. Training Operator		
	2. Product Loss					7. Filling Check list		
	3. Environmental Contamination							
2. Not Attention to Commissioning Procedure	1. Same as cause 1							

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 7. Fault in Pigging Operation								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Respo nsibili ty	Status
		S	L	R R				
1. Human Fault in Operation	1. Human Loss					6. Training Operator		
	2. Product Loss					7. Filling Check list		
	3. Environmental Contamination					8. Control System		

Node: 1. Gas Condensate From Pipeline Send to Receiving Trap, Pipeline Strainers STR-3501 A / B / C then Gas Condensate Send to Relief Tank TK-3601& Drain Tank TK-3602					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 6/7)			
Type: Strainer, Receiving Trap					Equipment ID: STR- 3501 A / B / C, R- 3501			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C , Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40° C								
Deviation: 8. Leakage								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Respo nsibili ty	Status
		S	L	R R				
1. flow or pressure increased by any reason	1. Environmental Contamination				PT-3510, PX-3510,PIA-3510 FAH-3502, FSH-3502	12. Provide a procedure for inspection of valves and control loops		
	2. Fire or explosion					7. Filling Check list		

Node: 2. Gas Condensate inlet from drain header to drain tank TK-3602 using pump P-360, Gas condensate from pipeline via PRV-3501 A/ B/ C to relief tank TK-3601					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 7 / 7)			
Type: Tank, Pump					Equipment ID: TK-3601, TK-3602, P-3601			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C, Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40°C								
Deviation: 1. High Level								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	R				
1. PRV-3501A, PRV-3501 B & PRV-3501 C are active	1. Level increase in TK-3601				1. LAHH-3601, LAH-3601, LI-3601			
2. MOV- 3502 fully closed (HS- 3502 active)	1. Level increase in TK-3601				1. LAHH-3601, LAH-3601, LI-3601			
3. P-3601 start (HS-3601 or XS-3201 are active)	1. Same as cause 1 consequence 1							
4. TRV-3502 , TRV-3505 A , TRV-3505 B or TRV-3505 C are active	1. Level increase in TK-3602				1. LAHH-3602, LAH-3602, LIT-3602, LAHH-3602 send signal to ESD-3601			

Node: 2. Gas Condensate inlet from drain header to drain tank TK-3602 using pump P-360, Gas condensate from pipeline via PRV-3501 A/ B/ C to relief tank TK-3601					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 7 / 7)			
Type: Tank, Pump					Equipment ID: TK-3601, TK-3602, P-3601			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C, Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40°C								
Deviation: 1. High Level								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	R				
5. Less flow to reinjection unit	1. Same as cause 1 consequence 1							
6. P-3601 Tripped by any reason	1. Same as cause 4 consequence 1							

Node: 2. Gas Condensate inlet from drain header to drain tank TK-3602 using pump P-360, Gas condensate from pipeline via PRV-3501 A/ B/ C to relief tank TK-3601					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 7 / 7)			
Type: Tank, Pump					Equipment ID: TK-3601, TK-3602, P-3601			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C, Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40°C								
Deviation: 2. Low Level								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	R				
1. More flow to reinjection unit	1. Level decrease in TK-3601				1. LALL-3601, LAL-3601, LI-3601			

Node: 2. Gas Condensate inlet from drain header to drain tank TK-3602 using pump P-360, Gas condensate from pipeline via PRV-3501 A/ B/ C to relief tank TK-3601					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 7 / 7)			
Type: Tank, Pump					Equipment ID: TK-3601, TK-3602, P-3601			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C, Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40°C								
Deviation: 3. High Pressure								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Respo nsibili ty	Status
		S	L	R R				
1. MOV-1102 D fully open (HS-1102 D active) - P&ID NO: 3035-PO-ED-PR-PID-00001 BO sheet 2 / 7	1. Feed pipeline high pressure				1. PDAH-3505 A, PDAH-3505 B, PAH-3501,PI-3501, , PI-3505 A, PDI-3505 A, PDI-3505 B, PI-3505 B, PI-3504 2. PRV-3501 A, PRV-3501 B	9. Appropriate design Pressure due to Standard & Hydraulic Gradient and surge study		
2. PRV-3501A, PRV-3501 B & PRV-3501 C are active	1. Pressure Increase in TK-3601				1. LAHH-3601 2. PVSU-3601			
3. Increased temperature due to unstable ambient conditions	1. Fire or explosion in TK-3601				1.LAHH-3601 2.PVSU-3601			

Node: 2. Gas Condensate inlet from drain header to drain tank TK-3602 using pump P-360, Gas condensate from pipeline via PRV-3501 A/ B/ C to relief tank TK-3601					Drawings: 3035- PO- ED-PR-PID-00001-BO (sheet No. 7 / 7)			
Type: Tank, Pump					Equipment ID: TK-3601, TK-3602, P-3601			
Design Conditions/Parameters: Gas Condensate inlet From Pipeline:500,000 BPSD, 85.08 barg, 40°C, Gas Condensate Inlet Terminal: 500,000 BPSD, 42.07 barg, 40°C								
Deviation: 4. Maintenance Hazards								
Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations	Responsibility	Status
		S	L	R				
1. Human Fault in Operation	1. Environmental Contamination					6. Training Operator		
	2. Human Loss							
	3. Product Loss					8. Control System		

Recommendations

Recommendations	Place(s) Used	Responsibility	Status
1. Operator must be fully open MOV-3505 C using HS-3505 C	Causes: 1.1.2, 1.1.3		
2. Calculation Depressurize Condition	Causes: 1.4.1		
3. Design & Install PSV	Causes: 1.4.1		
4. Instrument Alarm for High Flow	Causes: 1.4.1		
5. Consider Balance line in Minimum Distance to R-3501 on Pig Launcher	Causes: 1.5.1		
6. Training Operator	Causes: 1.6.1, 1.7.1		
7. Filling Check list	Causes: 1.6.1, 1.7.1		
8. Control System	Causes: 1.7.1		
9. Appropriate design Pressure due to Standard & Hydraulic Gradient and surge study	Causes: 2.3.1		
10. Preparation Check List for Pigging	Causes: 1.5.1		
11. Provide operating procedure for routine checking (6month)	Causes: 1.1.4, 1.1.5, 1.1.6, 1.1.7		
12. General recommendation: Provide procedure in operating manual that site man should be present at location for all manual draining	-		

Abstract

Persian Gulf Star Gas Condensate Refinery, located on the western side of Bandar Abbas approximately 25km away from the city, is the first gas condensate feed-based refinery with a processing capacity of roughly 360,000 barrels of gas condensate a day. The gas condensate to be refined is supplied from the South Pars Gas refineries through a 388-kilometer pipeline. The present study aimed to hazard identification and qualitative risk assessment of terminal inlet scraper and drain system located at the route end of the project of the pipeline to in Bandar Abbas project and providing strategies to increase their optimal control. Due to the complicated structure and high applicability of the methodology in the oil industry, the methodology of HAZOP was applied. In order to increase the speed of meeting process and providing the final HAZOP report, the PHA-pro, as one of most useful softwares in the field was applied.

In the beginning sessions P&ID and PFD, Process description, procedure, tools and equipment in the target units were investigated. The second stage refers to categorizing the study to two nodes. After identification of basic and influencing parameters on these two nodes, keywords related to determine probable deviations and their cause and consequences were registered. The number of 8 deviations in node No.1 and 4 deviations in node No.2 were identified. According to the fact that the needed equipment in the investigated units include basket strainer, scraper and relief tank, the most important operating parameters are flow, pressure and level, in general the resulted findings of the HAZOP study for the determined deviations in two nodes shows 37 causes, 45 consequences and 52 Safeguards. Finally some recommendations were proposed to enhance the process quality, increasing safety level and decreasing of the number mishap occurrence of the deviations with no safeguards.

Key words: HAZOP ,Risk ,Piping ,Receiving Scraper Trap ,Strainer, Relief Tank



Energy Institute For Higher Education

Faculty Of Engineering

Department Of Chemical Engineering- (HSE)

Degree Of Master Of science (M.Sc)

Title:

**Hazard Identification and Qualitative Risk
Assessment of Terminal Inlet Scraper and
Drain System in Persian Gulf Star Gas
Condensate Refinery 36" Pipeline, by
HAZOP Technique**

Advisors:

Nasrollah Mohammadi P.h.D

Mojtaba Mirzaee P.h.D

By:

Sheno Nazari

Winter 2019