Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ - (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

ارزیابی کیفی مخاطرات فرآیندی بخش تامین دی اکسید کربن واحد اوره بر اساس روش HAZOP و با بهره گیری از برنامه PHA-Pro 6

ندا لتحری جزئی: دانشجوی کارشناسی ارشد رشته مهندسی شیمی دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران جنوب
ایرج ناصر: دکتری مهندسی شیمی و عضو هیئت علمی دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران جنوب
abfasahebgharanieh@yahoo.com

چکیده

شناسایی دقیق خطرات صنایع نفت، گاز و پتروشیمی به عنوان بخشی از یک تحلیل ایمنی جامع نه تنها امری کاملاً توصیه شده است، بلکه توسط سازمان‌های ناظر رسمی نیز بر آن تاکید شده است. در فعالیت‌های صنعتی تکنیک‌های ارزیابی و مدیریت ریسک از طریق استفاده از رویکرد پیشگیرنده و با هدف بهبود ایمنی برای کاهش توان حوادث به کار گرفته می‌شود. لذا مقاله پیش روی در راستای گام برداشتن در جهت این هدف تعریف و مورد تحقیق قرار گرفته است، در این پژوهش ابتدا به بررسی کلیات بحث نظیر مروری بر فجایع عظیم صنعتی گذشته و نیز تعاریف و اصطلاحات کاربردی پرداخته می‌شود، سپس روش‌های شناسایی و ارزیابی مخاطرات و ارائه دستورالعمل روش آنالیز عملیاتی مخاطره (Hazop) ارائه می‌گردد، بررسی روش‌های مختلف تشخیص و شناسائی مخاطرات و روش‌های ارزیابی ریسک و آشنائی کامل با روش Hazop و مراحل و نحوه اجرای آن از دیگر مباحث این مقاله می‌باشد. در انتها به بحث اصلی این مقاله یعنی بحث و ارزیابی کیفی خطرات و پیش آمدهای فرآیندی بخش تامین دی اکسید کربن واحد اوره با استفاده از نرم‌افزار PHA-pro 6 پرداخته می‌شود، تعیین انحرافات، عوامل بروز، نتایج و پیامدهای در اثر رخ داد، معرفی تجهیزات حفاظتی و نیز ارائه راهکار و پیشنهاد در صورت ناکار آمد بودن ادوات حفاظتی و نیز آنالیز نتایج واحد مورد بحث، از مباحث مهمی است که در این مقاله به آن پرداخته می‌شود.

واژگان کلیدی: ارزیابی کیفی، تامین دی اکسید کربن، HAZOP، PHA-Pro 6

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ - (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

۱- مقدمه

سازمان ها معمولا نیاز به سیستمی دارند که علاوه بر ارزیابی فعالیت ها و فرآیند شان بتواند در خصوص وضعیت ریسک، تعیین معیارهای ریسک قابل تحمل و مشخص نمودن دقیق ریسک دقیق فرآیندهایشان ، و... آنان را رهنمون نماید که بسته به پیچیدگی فعالیت هر صنعت نوع سیستمی که بتواند آنان را به هدف مذکور برساند متفاوت است. لذا سازمان ها باید بتوانند از نوع روش های ارزیابی ریسک یکی یا تلفیقی از چند مورد را انتخاب نمایند. در برخی از موارد و جهت پاره ای از فرآیندهای حساس به خصوص در صنایع شیمیایی تولید محصولات انفجاری و احتراقی بایستی قبل از تعیین نوع روش کلیه روش ها مورد تجزیه و تحلیل قرار گرفته و بهترین روش با توجه به منابع مالی، نیاز به اطلاعات کیفی یا کمی و یا کیفی و کمی، محدودیت زمان، محدودیت نیروی انسانی کارآزموده، نوع کاربرد روش شناسایی ریسک، مزایا و معایب هر یک از سیستم های مذکور انتخاب نمایند. اصولا تجزیه تحلیل سیستم ها یک روش پر مهارت بوده و بایستی توسط تیم کاملی از کارشناسان که نسبت به سازمان خود شناخت کامل دارند صورت پذیرد انتخاب درست روش شناسایی ریسک به کارایی روش انتخابی و تعیین دقیق ریسک ها می انجامد، همچنین در صورتیکه ریسک هر فرآیند به درستی شناخته شده باشد تعیین ریسک قابل قبول و اقدامات اصلاحی جهت کاهش ریسک ملموس تر است.

۲- مروری بر برخی فجایع عظیم صنعتی در گذشته

۲-۱-انفجار پالایشگاه فیسین فرانسه

این حادثه در سال ۱۹۹۶ و به دلیل نشت ۱۲۰۰ مترمکعب پروپان از مخزن کروی و پدیده BLEVE به وجود آمد. خسارات حاصله از آن معادل ۸۷ میلیون دلار بوده است و سبب کشته شدن ۱۸ نفر گردید[۲].

۲-۲-آتش سوزی و انفجار سکوی تولید نفت دریای شمال پایپرآلفا

ای حادثه در سال ۱۹۹۸ و به دلیل نشت سوخت مایع و تبدیل آن به توده متراکم گازی به وجود آمد خسارات حاصل از آن معادل ۳۰۰ میلیون دلار بوده و سبب کشته شدن ۱۶۷ نفر گردید[۲].

۲-۳-مجتمع شیمیائی فلیکسبرو

در نیمه شب اول ژوئن ۱۹۷۴، به دلیل شکستگی و متعاقب آن انفجار یک لوله ۲۰ اینچی که دو راکتور را به یکدیگر متصل می نمود، بخارات سیکلوهگزان در محیط کارخانه و اطراف آن منتشر شده که منجر به کشته شدن ۲۸ نفر در محل شده و ۲۶ نفر دیگر از پرسنل و ۵۳ نفر از مردم ساکن در نزدیکی کارخانه نیز مجروح شدند. برای بررسی حادثه دادگاهی تشکیل شد و در ظرف مدت ۷۰ روز، از ۱۷۳۰ نفر تحقیق به عمل آمد که در نتیجه این تحقیقات علت اصلی حادثه مشخص گردید که عبارت بود از:

۱) عدم کنترل و تائید طرح توسط کارشناسان ارشد.
۲) عدم استفاده از پرسنل با صلاحیت در بخش های تخصصی کارخانه[۲].

۳-ماتریس ریسک

www.SID.ir

Archive of SID

ریسک تابعی از احتمال و شدت حادثه ناخوشایند می باشد. در بررسی کیفی ریسک برای هر مخاطره مشخص، میزان احتمال و شدت حادثه تخمین زده خواهد شد. شدت حادثه شامل آسیب وارده به انسان، تخریب محیط زیست، خسارات وارده به دستگاه ها گرانقیمت یا تخریب شهرت کارخانه می باشد. در جدول (۱) نمونه ای طبقه بندی کیفی تعاریف شدت ارائه شده است. احتمال حوادث بر اساس نتایج آماری و داوری ها به دست آید. در جدول (۲) نمونه ای از بررسی احتمال حوادث نشان داده شده است. جهت تخمین کیفیت ریسک از نمودار احتمال شدت معروف به ماتریس ریسک استفاده می نماییم. طبق جداول (۳) و (۴) شدت بر روی محور افقی و احتمال بر روی محور عمودی نشان داده شده است. آرایه های درون ماتریس کیفی بوده و ارزش ریسک را نشان می دهند و مرتبه ماتریس نیز به تعداد تعاریف احتمال و شدت بستگی دارد. ماتریس ریسک لزوما نباید متقارن باشد و بر اساس نیاز می توان ماتریس ریسک نامتقارن نیز تعریف نمود. استفاده از رنگ ها به جای اعداد و حروف برای آرایه های درون ماتریس نیز معمول می باشد.

جدول (۱): تعاریف کیفی شدت جهت آسیب وارده به انسان [۶]

حادثه منجر به مرگ	E	خیلی شدید
حادثه منجر به قطع عضو	D	شدید
حادثه منجر به شکستگی	C	متوسط
حادثه منجر به بریدگی	B	خفیف
حادثه منجر به کوبیدگی	A	خیلی خفیف

جدول (۲): تعاریف کیفی احتمال [۶]

ممکن است بارها در سال اتفاق بیافتد	E	خیلی زیاد
ممکن است گهگاه (هر ۵ سال یکبار) اتفاق بیافتد	D	زیاد
ممکن است در وضعیت های غیرمعقول (هر ۱۵سال) اتفاق بیافتد	C	متوسط
ممکن است در طول عمر کارخانه (هر ۳۰ سال) یکبار اتفاق بیافتد	B	کم
در طول عمر کارخانه اتفاق نمی افتد (تقریبا در ۱۰۰ سال یکبار)	A	خیلی کم

جدول (۳): ماتریس ریسک [۶]

درجه ریسک	نوع ریسک	توضیح
۱۲و۱۶	غیر قابل پذیرش	حداکثر ۶ ماه فرصت است تا میزان ریسک به مرتبه قابل پذیرش کاهش یابد
۸ و۹	غیر قابل پذیرش	حداکثر ۱۲ ماه فرصت است تا میزان ریسک به مرتبه قابل پذیرش کاهش یابد
۴ و۶	قابل پذیرش با کنترل	روش های کنترلی واحد مورد بحث باید تصحیح گردد

www.SID.ir

Archive of SID

۱و ۲ و۳	قابل پذیرش	نیازی به کاهش ریسک وجود ندارد

جدول (۴): معانی ارزش ریسک [۶]

۴	۸	۱۲	۱۶
۳	۶	۹	۱۲
۲	۴	۶	۸
۱	۲	۳	۴

احتمال

شدت

۴-روش های تشخیص و شناسائی خطرات

اولین مرحله جهت کنترل مخاطرات شناسائی خطرات و دستگاه های مخاطره آمیز است. شناسائی خطر یکی از بخش های اساسی در آنالیز خطر می باشد. ایمن کردن سیستم، بدون شناسائی اولیه مخاطرات و کنترل ریسک ها واقعا غیر ممکن است. روش هایی که برای شناسائی این خطرها وجود دارد بر اساس تفاوت ویژگی های مزایا و معایب خاص خود موجود می باشند که اطلاع از این ویژگی ها، انتخاب تکنیک مناسب را امکان پذیر می سازد. شناسائی خطرها در واقع مهمترین مرحله آنالیز محسوب می گردد زیرا خطراتی که شناسائی نشوند نمی توانند موضوع مطالعه قرار گیرند و از سوی دیگر ممکن است ارزیابی کمی خطرات به صورت ناقص صورت گیرد که این نیز می تواند خطرناک باشد. گاهی اوقات خطرات کاملا مشهود می باشند و نیاز به پروسه ویژه ای برای آشکار شدن ندارند به عنوان مثال در راکتور ها جایی که هیدروکربن و اکسیژن ترکیب می شوند به درجه اشتعال نزدیک می شوند. در برخی موارد خطر اینقدر واضح نیست و نیاز به تجزیه و تحلیل حوادثی است که ممکن است اتفاق بیافتد. گاهی نشت مواد سمی و یا وقوع انفجار به گونه ای رخ نمی دهد که برای تشخیص خطر کافی باشد، بنابراین با تحقیق و مطالعه می بایست مکانیزم ها و نتایج اتفاقاتی که به وقوع حوادث ویژه منجر می گردد مشخص نمود. به این ترتیب شرایطی برای رویدادها ایجاد می شود که احتمال و یا نتایج حوادث پر خطر را کاهش می دهد. اولین رویداد را رویداد بنیادی گویند. عموما میان رویداد بنیادی و اتفاق خطر آفرین یک سری حوادث زنجیره ای دیده می شود که شامل پاسخ سیستم و پردازشگر به حوادث همزمان است. همه این فاکتورها به عنوان آیتم های شناسائی خطر شناخته شده اند. از مهمترین راه های شناسائی خطرات می توان به روش های ذیل اشاره نمود[۴]:

۱) بازدید ایمنی[۱]
۲) آنالیز پرسش[۲]
۳) تجزیه و تحلیل مقدماتی[۳]
۴) طبقه بندی نسبی خطر[۴]
۵) فهرست مقدماتی[۱]

[1] . Safty Reviews (SR)
[2] . What-if Analysis (WIA)
[3] . Preliminary Hazard Analysis (PHA)
[4] . Relative Ranking (RR)

www.SID.ir

Archive of SID

۶) آنالیز فهرست های جامع[۲]

۵-روش های ارزیابی ریسک

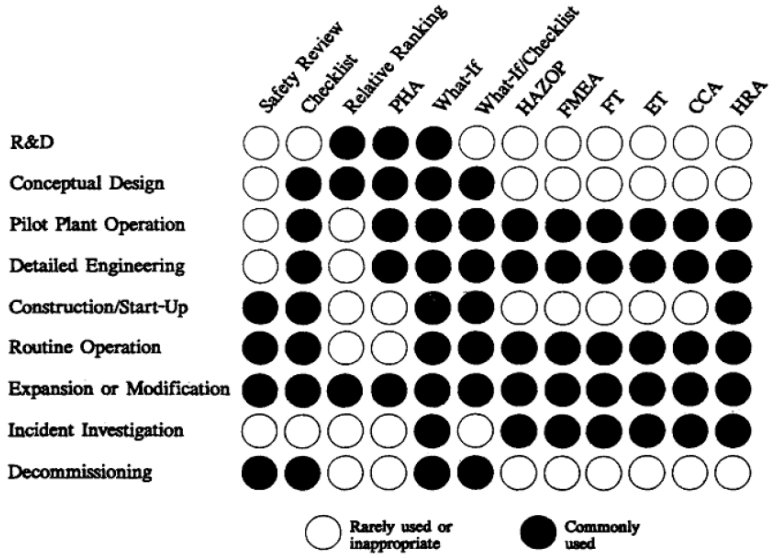
بعد از شناسائی مخاطرات مرحله بعدی ارزیابی خطرات است. امروزه استفاده از روش های ارزیابی ریسک در صنایع رو به گسترش است به طوری که در حال حاضر بیش از ۷۰ نوع روش مختلف کیفی و کمی ارزیابی ریسک در دنیا وجود دارد. این روش ها معمولا برای شناسائی، کنترل و کاهش پیامدهای خطرات به کار می روند. عمده روش های موجود ارزیابی ریسک روش های مناسب جهت ارزیابی خطرات بوده و نتایج آن ها را می توان جهت مدیریت و تصمیم گیری در خصوص کنترل و کاهش پیامدهای آن بدون نگرانی به کار برد، هر یک از صنایع بسته به نیاز خود می تواند از روش های مذکور بهره لازم را کسب نماید. این روش ها نسبت به یکدیگر دارای مزایا و معایب مختلف می باشند. از عوامل موثر بر انتخاب روش های ارزیابی مخاطرات نوع نتایج مورد انتظار از مطالعه و اطلاعاتی که برای مطالعه، فرآیند مورد نظر در دسترس است و نیز خصوصیات فرآیند مورد مطالعه می باشد. لذا یکی از وظایف سیستم های ایمنی و بهداشت موجود در هر صنعت بررسی کلیه روش های ارزیابی ریسک ها و خطرات و انتخاب روش مناسب جهت اجراء در صنعت و سازمان مطبوع خود می باشند. هر کدام از روش های ارزیابی مخاطرات نقاط ضعف و قوت خاص خود را دارد که اطلاع از خصوصیات هر روش، انتخاب تکنیک مناسب را امکان پذیر می نماید. اکنون به معرفی برخی از روش های ارزیابی ریسک می پردازیم[۴]:

۱) تحلیل عیب ها و اثرات[۳]
۲) آنالیز مقدماتی خطر[۴]
۳) تجزیه و تحلیل عوامل شکست و آثار آن[۵]
۴) تجزیه و تحلیل چه می شود اگر[۶]
۵) آنالیز درخت خطا[۷]
۶) آنالیز عملیاتی مخاطره[۸]

[1] . List /Preliminary Hazard
[2] . Check List Analysis (CLA)
[3] . Cause Consequence Analysis
[4] .Preliminary Hazard Analysis
[5] . Failure Modes &Effect Analysis
[6] . What – If Analysis
[7] . Fault Tree Analysis
[8] . Hazard & Operability Analysis

www.SID.ir

Archive of SID



شکل (۱): روش های برآورد خطر و فازهای مناسب به کار گیری آنها در پروژه های صنعتی[۱]

۶-شرح کلی Hazop

روش Hazop یک رهیافت گروهی سیستماتیک جهت شناسائی خطرات فرآیندی و ناکارآمدی یک سیستم می باشد به عبارتی یک روش سازمان یافته برای اعمال ترکیبی از متغیرهای فرآیند (جریان، دما و ...) و تکنیک شناسائی، ارزیابی و کنترل خطرات بر پایه نگرش سیستمی است که بر اصل زیر استوار می باشد"سیستم زمانی ایمن است که کلیه پارامترهای عملیاتی آن نظیر فشار، درجه حرارت، میزان جریان و ... در حالت طبیعی قرار داشته باشند و به منظور تعیین انحرافات از اهداف طراحی، پارامترهای عملیاتی و عواقب این انحرافات بحث شوند." آنگاه ارزیابی شده و به همراه دستورات و پیشنهادات برای ملاحظه بیشتر ثبت می شود. در واقع این روش با تجزیه کردن واحد (فرآیند مورد مطالعه) به اجزای کوچک که هر کدام را یک گره می نامند تقسیم می نمایند. انتخاب گره بستگی به میزان ریز بینی، دقت لازم و اطلاعات موجود دارد و می توانند یکی از تجهیزات فرآیندی، خطوط لوله و یا بخشی از فرآیند باشند. پس از انتخاب گره می بایست تمامی دستگاه ها و بخش های زیر مجموعه آن گره و شرایط نرمال عملیاتی مربوط به آن گره در نظر گرفته شود. برای بررسی تمام جوانب به روش سیستماتیک از دسته ای از کلمات راهنما و اعمال آن ها پارامترهایی مثل فشار، دما و ... امکان به وجود آمدن انحراف از اهداف طراحی با عملیات نرمال بررسی می شود و اگر چنین انحرافی وجود داشت سعی می گردد همه دلایلی که ممکن است باعث به وجود آمدن انحراف شده باشد در یک بررسی سیستماتیک و خلاقانه آشکار شده و تمام عواقب محتمل آن مشخص شود سپس همه پیشنهادات برای جلوگیری از وقوع انحراف مطرح می گردد به همین شکل کل فرآیند مورد بررسی گره به گره جهت پیدا نمودن مخاطرات و انحرافات فرآیندی بررسی می گردد[۱۰].

۶-۱-انواع Hazop

این تکنیک را می توان بر اساس عنصر سیستم مورد مطالعه در چهار دسته زیر طبقه بندی نمود.

www.SID.ir

Archive of SID

- هازوپ فرآیندی[1]
- هازوپ انسانی[2]
- هازوپ دستورالعملی[3]
- هازوپ نرم افزاری[4]

۶-۲-شناسائی پارامترهای عملیاتی هر گره

یکی از مراحل مهم در ارزیابی ایمنی سیستم با استفاده از تکنیک Hazop تعیین پارامترهای عملیاتی آن است. عدم توانائی در شناسائی کلیه پارامترهای عملیاتی می تواند ارزیابی را از جامعیت خارج سازد. منظور از پارامترهای عملیاتی کلیه متغیرهای قابل شناسائی در سیستم است. تعدادی از پارامترهای عملیاتی عبارتند از: جریان، درجه حرارت، فشار، سطح، غلظت، مقدار، جذب، حلالیت، خنثی بودن، تمیز سازی، انتقال حرارت، جداسازی، واکنش ، ویسکوزیته، دانسیته، PH، نگهداری، نمونه برداری، برچسب زنی و ... کلیه پارامترهایی که معرف فرآیند، کیفیت و چگونگی بهره برداری و انحراف آن ها از دستورالعمل های موجود، حفاظت و نگهداری، رفتار و خطای انسانی، ناکارامدی و عملکرد عوامل موثر می بایست مد نظر قرار گیرند [۸].

جدول (۵): تغییرات پارامترهای عملیاتی هر گره[۸]

کلمات کلیدی	مفهوم
هیچ No/Not	پارامتر مورد نظر انجام نمی شود، به طور کلی انجام نمی گیرد، وجود ندارد
کمتر از Less Than	پارامتر مورد مطالعه کمتر یا پایین تر از حد طبیعی است، کاهش کمی
بیش از More Than	پارامتر مورد نظر بالاتر و بیش تر از حد استاندارد است، افزایش کمی
به علاوه As Well As	مورد دیگری به غیر از پارامتر تعریف شده وجود دارد، افزایش کیفی
بخشی از Part Of	به جای کل پارامتر مورد مطالعه تنها بخشی از آن وجود دارد
معکوس Reverse	پارامتر عکس حالتی که تعریف شده اتفاق می افتند
به جای اینکه Other Than	نوع پارامتر جا به جا و عوض می شود

انحراف از تمایل طراحی برای دستگاه های مختلف یکی از نکات مهم در مطالعه Hazop می باشد. لیست پارامترهایی که در طول مطالعه مورد استفاده قرار گرفته و تناظر آن ها با هر کدام از تجهیزات مورد ارجاع در گره ها، می بایست در متن گزارش Hazop لیست شده و مورد بحث و بررسی قرار گیرند.

[1] . Process Hazop
[2] . Human Hazop
[3] . Procedure Hazop
[4] . Software Hazop

www.SID.ir

Archive of SID

جدول (۶): انحراف از تمایل طراحی برای دستگاه های متفاوت[۵]

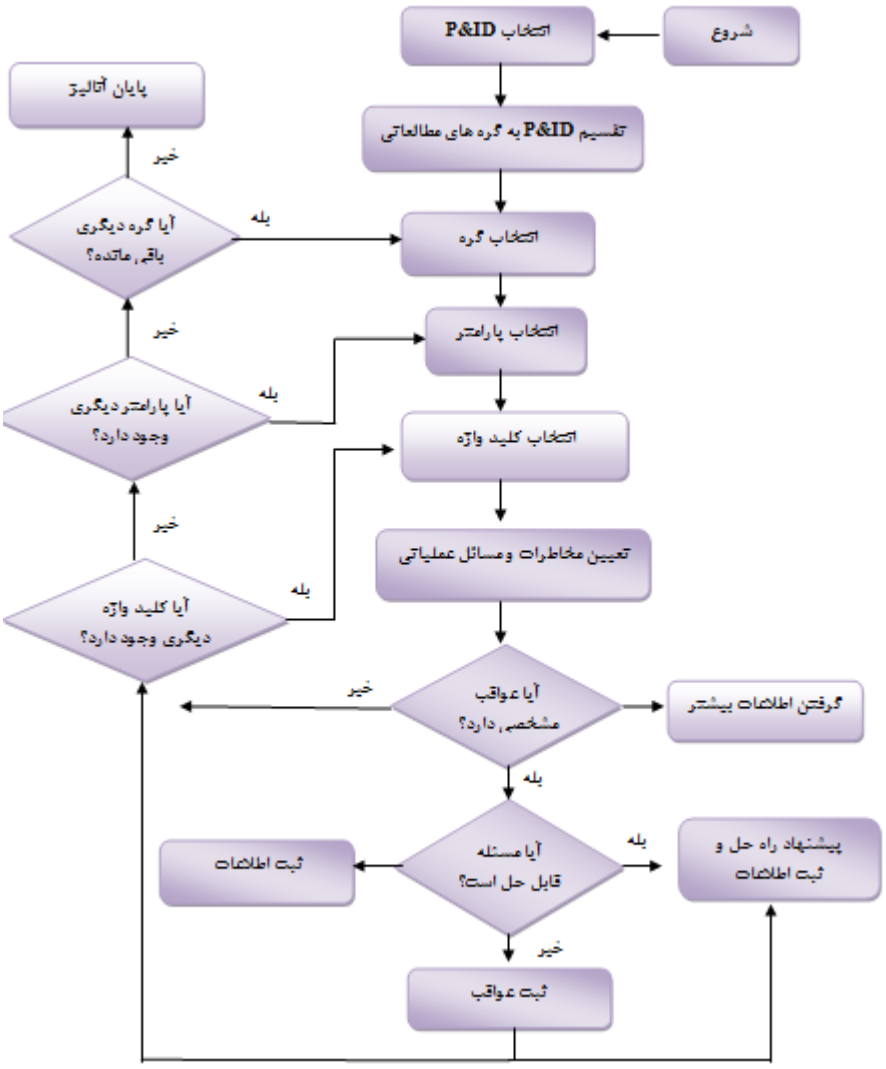
	Process Section Type				
Deviation	Column	Tank/ Vessel	Line	Heat Exchanger	Pump
High flow			X		
Low/no flow			X		
High level	X	X			
Low level	X	X			
High interface		X			
Low interface		X			
High pressure	X	X	X		
Low pressure	X	X	X		
High temperature	X	X	X		
Low temperature	X	X	X		
High concentration	X	X	X		
Low concentration	X	X	X		
Reverse/misdirected flow			X		
Tube leak				X	
Tube rupture				X	
Leak	X	X	X	X	X
Rupture	X	X	X	X	X

۶-۳-اجرای مطالعه

از این مرحله اجرای عملی مطالعه آغاز می گردد که به صورت یک جلسه تیمی می باشد پس از معرفی هر گره کلمات راهنما متناسب، به ترتیب در پارامترهای عملیاتی به کار گرفته شده و ضمن تعیین علل احتمالی انحراف اثر انحراف بر روی زیر سیستم و عمل سیستم مورد ارزیابی قرار می گیرد. سپس با اختصاص کد ارزیابی ریسک به خطر شناسائی شده، ارزیابی ریسک انجام می شود و با توجه به اندازه ریسک اقدامات پیشگیرانه مناسب نیز پیشنهاد می گردد. از آنجا که ممکن است برای هر خطر شناسائی شده چندین روش اصلاحی توصیه گردد، لازم است که اصلاحات توصیه شده اولویت بندی شوند. جهت اولویت بندی اقدامات، بحث کلیدی هزینه آن ها می باشد. برای اطمینان از اجرای پیشنهادات لازم است که واحد یا شخص مسئول پیگیری، اقدامات توصیه شده و همچنین فرصت زمانی انجام آن نیز تعیین گردد. در این مرحله تصمیمات اتخاذ شده توسط دبیر جلسه در برگه کاری وارد شده و مستند می گردد [۵].

www.SID.ir

Archive of SID



شکل (۲): دیاگرام مراحل اجرای مناسب مطالعه[۳]

۷-بحث و بررسی کیفی مخاطرات بخش های تامین دی اکسید کربن واحد اوره با بهره گیری از برنامه PHA-Pro 6

در این قسمت با استفاده از نرم افزار (PHA-Pro 6) و با رعایت اصول و مبانی آن به بحث و آنالیز کیفی خطرات واحد مورد مطالعه پرداخته می شود و در صورت لزوم و عدم وجود تجهیزات ایمنی ناکارآمد، راهکارهایی جهت بهبود وضعیت ارائه می گردد.

www.SID.ir

Archive of SID

۷-۱- مشخصات گره های مورد مطالعه

پس از وارد نمودن اطلاعات مورد نیاز در صفحه Administration وارد صفحه Nodes گردیده و گره مورد مطالعه ، مختصری از شرح فرآیند و پارامترهای مورد مطالعه ، شماره P&ID های مورد مطالعه و نیز نام و شماره تجهیزات در گره مورد نظر بیان می گردد. جدول ذیل نشانگر این صفحه می باشد.

جدول (۶): تعیین گره، شرایط عملیاتی و تجهیزات فرآیندی در گره مورد مطالعه

Nodes	Design Conditions/Parameters	Drawings	Equipment ID
1. carbon dioxide supply of urea unit	Carbon dioxide (stream no. 601, 43^{oC}, 1.7 barA, 101273 kg/hr) is combined with the air flow entered to the drum D-6001 the output stream from the top of the drum entered the first stage of four stage compressor C-6001 the output stream of the first stage compressor to decrease the temperature entered to the heat exchanger E-6001, and this process continues until the fourth stage of compressor C-6001, the output streams from the bottom drums D-6001, D-6002, D-6003, D-6004 all combined together with the liquid phase and entered to the T-9001 tower in the following outlet from bottom of the T-9001 tower to increase pressure entered to the pumps P-9001A/B, oulet stream from pump for decrease the temperature entered to the heat exchanger E-9001. Therefore the Carbon dioxide flow pressure increases.	PID-60-PR-0007 PID-65-PR-0001 PID-90-PR-0004	C-6001 , E-6001 , E-6002 , E-6003 , E-9001 , R-6001 , D-6001 , D-6002 , D-6003 , D-6004 , P-9001 , T-9001 , SIL-6001 , SIL-6002

۷-۲-تعیین پارامترهای انحرافی در گره مورد مطالعه

پس از تعریف گره های مورد مطالعه تعیین انحرافات در گام بعدی قرار می گیرد، هر فرآیندی می تواند از تعداد زیادی پارامترهای انحرافی برخوردار باشد که بسته به شرایط رخداد آن، تعریف می گردد. در بخش تامین دی اکسید کربن واحد اوره مطابق جدول ذیل ۱۱ پارامتر انحرافی تعریف و به طور جامع مورد بررسی قرار می گیرد.

جدول(۷): انتخاب پارامترهای انحرافی در بخش تامین دی اکسید کربن واحد اوره

Deviations	Guide Word	Design Intent
1. High Temperature		
2. Low Temperature		
3. High Pressure		
4. Low Pressure		
5. No Flow		
6. More Flow		
7. Less Flow		

www.SID.ir

Archive of SID

Deviations	Guide Word	Design Intent
8. Reverse Flow		
9. High Level		
10. Low Level		
11. Leak		

۷-۳-بررسی علل بروز انحرافات، نتایج حاصل از وقوع آن ها و تجهیزات ایمنی مربوطه در گره مورد مطالعه

در ادامه به تفکیک علل بروز انحرافات ، نتایج حاصل از وقوع آن ها و تجهیزات ایمنی ۱۱ انحراف در بخش تامین دی اکسید کربن واحد اوره مورد بررسی قرار می گیرد و در صورت ناکارآمد بودن تجهیزات ایمنی و ابزار دقیق پیشنهاد مناسب جهت افزایش ایمنی واحد ارائه می گردد. شایان ذکر است در این مقاله به دلیل رعایت اختصار تنها به بررسی علل بروز افزایش و کاهش فشار، نتایج حاصل از وقوع آن ها و تجهیزات ایمنی مربوطه در گره مورد بحث پرداخته می شود.

۷-۳-۱-بررسی علل بروز افزایش فشار، نتایج حاصل از وقوع آن ها و تجهیزات ایمنی مربوطه در گره مورد بحث

جدول ذیل نشانگر عوامل ایجاد افزایش فشار در سیستم، نتایج در اثر بروز، شدت و احتمال رخداد حادثه مذکور، عوامل هشدار دهنده و محافظتی و نیز ارائه پیشنهاد و راهکار کاربردی در صورت ناکارآمد بودن ادوات کنترلی و حفاظتی می باشد.

اولین علت افزایش فشار، تغییر دمای آب سرد به سبب تغییر دمای محیط می باشد. نتیجه این علت این است که ممکن است سبب یخ زدگی دی اکسید کربن در مبدل حرارتی E-6003 به سبب کاهش دما و افزایش فشار گردد. استفاده از بای پس HIC(6012) برای مبدل E-6003 گارد محافظتی برای مقابله با این معضل می باشد. دومین علت افزایش فشار، باز شدن شیر FV(6006) می باشد که این امر منجر به افزایش فشار در مراحل اول و دوم کمپرسور C-6001 می گردد. جک دستی FV(6006) و FZLC(6006) از جمله ابزارهای حفاظتی در این بخش می باشند. سومین علت افزایش فشار، افزایش مقدار جریان ورودی دی اکسید کربن از واحد آمونیاک می باشد که این علت منجر به افزایش فشار در گره مورد مطالعه و گره های بعدی می گردد.PIC(6023) PAH(6501) آلارم های هشدار دهنده افزایش فشار جهت اطلاع از این مشکل می باشند. چهارمین علت افزایش فشار، افزایش سرعت و توان کمپرسور C-6001 می باشد که این علت نیز سبب افزایش فشار در این گره می شود. PAH(6501)، افزایش میزان باز شدگی شیر FV(6005)، FIC(6007) با فرستادن سیگنال به FIC(6003) در نهایت منجر به بازشدن بیشتر شیر FV(6003) شده در انتها افزایش میزان جریان آمونیاک را به همراه خواهد داشت، موارد مذکور همگی از ادوات حفاظتی و هشدار دهنده در برابر این انحراف می باشند. توصیه می گردد جهت افزایش میزان تخلیه به اتمسفر(Vent) سایز شیرهای ایمنی به شماره PSV(6501A), PSV(6501B), PSV(6501C), PSV(6501D) چک گردد. پنجمین علت افزایش فشار، بسته شدن شیر XV(6503) می باشد. این امر سبب افزایش فشار و دما در این گره می گردد. گاردهای حفاظتی برای این معضل عبارتند از: PSV(6011), TAH(6017) ، TSHH(6018) سبب فعال شدن Shut down اضطراری شماره ۶۰۰۲ (ESD(6002)) می گردد، PIC(6023) سبب بازتر شدن شیر PV(6023) می شود.

جدول(۸):علل بروز افزایش فشار ، نتایج حاصل از وقوع آن ها و تجهیزات ایمنی مربوطه در گره مورد مطالعه

www.SID.ir

Archive of SID

Deviation: 3. High Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. Due to ambient temperature cooling water temperature change	1. CO2 May freeze at heat exchanger E-6003 due to high pressure and low temperature	1	3	3	1. HIC(6012) by pass for heat exchanger E-6003	
2. FV(6006) fail to open	1. Pressure increase in first and second stage of compressor C-6001	1	3	3	1. FZLC(6006), FV(6006) Handy Jack	
3. More flow of CO2 from ammonia plant	1. Pressure increase in this node and the other nodes	1	3	3	1. PAH(6501), PIC(6023)	
4. compressor power or speed increase	1. Pressure increase in this node	1	3	3	1. PAH(6501), FV(6005) opening percentage increase, FIC(6007) send signal to FIC(6003) and FV(6003) opening percentage will increase therefore ammonia flow rate will increase	31. Check size of PSV(6501A), PSV(6501B), PSV(6501C), PSV(6501D) With the aim of increasing vent
5. XV(6503) fail close	1. Temperature and Pressure increase in this node	1	4	4	1. PSV(6011), TAH(6017), TSHH(6018) will active ESD(6002), PIC(6023) will increase PV(6023) opening percentage	

۷-۳-۲-بررسی علل بروز کاهش فشار، نتایج حاصل از وقوع آن ها و تجهیزات ایمنی مربوطه در گره مورد بحث

جدول ذیل نشانگر عوامل ایجاد کاهش فشار در سیستم، نتایج در اثر بروز، شدت و احتمال رخداد حادثه مذکور، عوامل هشدار دهنده و محافظتی و نیز ارائه پیشنهاد و راهکار کاربردی در صورت ناکارآمد بودن ادوات کنترلی و حفاظتی می باشد.

اولین دلیل کاهش فشار در سیستم مورد مطالعه، باز شدن شیر PV(6023) می باشد که سبب کاهش فشار در این گره می گردد. خط bypass شیر PV(6023) این مشکل را مرتفع می سازد. دومین دلیل کاهش فشار در سیستم مورد مطالعه، باز شدن شیر HV(6002) می باشد که این علت نیز منجر به کاهش فشار در این گره می گردد. FV(6006) از جمله ابزار حفاظتی جهت مقابله با این مشکل می باشد. سومین و آخرین دلیل کاهش فشار در سیستم مورد مطالعه، رخداد شرایط نامناسب در واحد آمونیاک جهت عرضه دی اکسید کربن می باشد. نتیجه این علت نیز همانند سایر علل، کاهش فشار می باشد.

HS(6011) سبب فعال شدن ESD(6002) می شود، PG(6011), PG(6012), PG(6013), PG(6014), PG(6009), PI(6007), PG(6016), PG(6018), PG(6022), PI(6017), PI(6020), PIC(6023) PAL(6010) ادوات حفاظتی در برابر کاهش فشار می باشند. توصیه می گردد سیستم کنترلی به گونه ای طراحی گردد که ESD(6002) بتواند ESD(6004) فعال نماید.

جدول(۹):علل بروز کاهش فشار ، نتایج حاصل از وقوع آن ها و تجهیزات ایمنی مربوطه در گره مورد مطالعه

Deviation: 4. Low Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		

www.SID.ir

Archive of SID

Deviation: 4. Low Pressure

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
		S	L	RR		
1. PV(6023) fail to open	1. Pressure decrease in this node	1	2	2	1. PV(6023) bypass line	
2. HV(6002) fail to open	1. Pressure decrease in this node	1	3	3	1. FV(6006)	
3. uncomfortable condition in ammonia plant for CO2 supply	1. Low suction pressure	1	3	3	1. PG(6011), PG(6012), PG(6013), PG(6014), PG(6009), PI(6007), PAL(6010), PG(6016), PG(6018), PG(6022), PI(6017), PI(6020), PIC(6023), HS(6011) will active ESD(6002)	32. Created a condition that ESD(6002) could active ESD(6004)

۸- نتیجه‌گیری

در این بخش به اختصار و تیتروار پیشنهادات ارائه شده در بررسی انحرافات ، ارائه می گردد البته شایان ذکر است پیشنهادات مطرح شده در هر مطالعه Hazop ابتدا در حد یک توصیه بوده و می بایست به طور کامل امکان اجرای آن در فرآیند مورد بررسی قرار گیرد و سپس در صورت نیاز، اجرا گردد.

پیشنهادات ارائه شده در بخش تامین دی اکسید کربن واحد اوره (گره مورد مطالعه)

- پیشنهاد می گردد جهت جلوگیری از افزایش دما، نتایج مدل سازی نحوه رها و آزاد شدن دی اکسید کربن و نیز انواع آتش ها و انفجارها و دامنه اثرات آن با استفاده از نرم افزارهای موجود نظیر PHAST مورد مطالعه قرار گیرد.
- جهت جلوگیری از افزایش فشار، توصیه می گردد به منظور افزایش میزان تخلیه به اتمسفر(Vent) سایز شیرهای ایمنی به شماره PSV(6501A), PSV(6501B), PSV(6501C), PSV(6501D) چک گردد.
- جهت جلوگیری از کاهش فشار، توصیه می گردد سیستم کنترلی به گونه ای طراحی گردد که ESD(6002) بتواند ESD(6004) فعال نماید.
- توصیه می گردد جهت جلوگیری از بروز عدم وجود جریان، در صورت امکان یک عدد سویچ فشار جهت دریافت سیگنال از PT(6010) به منظور فعال کردن ESD(6002) در نظر گرفته شود.
- توصیه می گردد جهت جلوگیری از بروز عدم وجود جریان، برای احتیاط یک لوپ کنترلی جهت حداقل جریان پمپ P-6001A/B طراحی گردد و یا اینکه آموزش های لازم به اوپراتورهای مربوطه جهت استفاده از HS(9001A/B) برای خاموش کردن پمپ P-6001A/B داده شود.

www.SID.ir

Archive of SID

- توصیه می گردد جهت جلوگیری از بروز عدم وجود جریان، اگر چه چک ولو و شیر XV(6503) در ورودی مبدل E-6501 وجود دارد ولی آن ها دارای نشتی می باشند لذا در صورت امکان یک عدد شیر MOV[1] قبل از XV(6503) به جای block valve استفاده گردد.
- توصیه می گردد جهت جلوگیری از افزایش جریان، از آنجائیکه ترکیب هیدروژن و اکسیژن و نیز آمونیاک و اکسیژن قابلیت اشتعال دارند لذا غلظت اکسیژن بسیار حائز اهمیت می باشد بنابراین مطالعه غلظت بحرانی برای تعیین set point جهت فعال کردن ESD(6003) توسط AIC(6001) ، حتما در دستور کار قرار گیرد.
- جهت اطمینان از عدم بروز مشکل کاهش جریان، پیشنهاد می گردد بازدید دوره ای صورت پذیرد و نیز از استانداردهای جهانی شیرهای ایمنی نظیر API-STD-527 و ASME-PTC-25 جهت بررسی نشتی شیر اطمینان و همچنین از استاندارد API-526 جهت سایزینگ و متریال این شیر استفاده گردد.
- آموزش اوپراتورها جهت استفاده از خط جریان bypass در هنگام افزایش میزان دبی اکسیژن جهت اطمینان از عدم بروز مشکل کاهش جریان، توصیه می گردد.
- بازرسی دوره ای در زمان های مشخص به خصوص در زمان اورهال جهت تعیین نشتی، ترک خوردگی، خوردگی و فرسایش و نیز مطالعات بازرسی مبتنی بر ریسک (RBI) و تناسب برای خدمات (API RP 579) (FFS) جهت شناسائی مکانیزم فرسایش و جلوگیری از خوردگی و نشت با استفاده از استانداردهای مناسب API و ASME پیشنهاد می گردد.

جداول ذیل تعداد علت ها، نتایج و دستگاه ها و ادوات حفاظتی برای هر انحراف را به تفکیک نمایش می دهد. همانگونه که ملاحظه می گردد به عنوان مثال (در جدول ۱۰) برای انحراف افزایش فشار ، ۵ علت، ۵ نتیجه و پیامد و ۵ ابزار و ادوات کنترلی در واحد مورد بحث، تعیین گردیده است. برای گره اول مورد بررسی (در جدول ۱۱) ۱۱ انحراف، ۵۰ علت، ۷۵ نتیجه و پیامد و ۶۳ ابزار حفاظتی پیش بینی گردیده است.

جدول(۱۰): تعداد انحرافات، علت ها، نتایج و ادوات حفاظتی برای گره مورد مطالعه

[1] .Motor operated valve

www.SID.ir

Archive of SID

Node	Deviation	Number of Study Items		
		Causes	Consequences	Safeguards
1. carbon dioxide supply of urea unit	1. High Temperature	4	5	5
	2. Low Temperature	3	4	4
	3. High Pressure	5	5	5
	4. Low Pressure	3	3	3
	5. No Flow	3	10	8
	6. More Flow	3	6	5
	7. Less Flow	7	13	9
	8. Reverse Flow	4	6	4
	9. High Level	5	8	6
	10. Low Level	3	4	4
	11. Leak	10	11	10

جدول(۱۱): تعداد علت ها، نتایج و ادوات حفاظتی برای گره مورد مطالعه

Node	Number of Study Items			
	Deviations	Causes	Consequences	Safeguards
1. carbon dioxide supply of urea unit	11	50	75	63

مراجع

[1]. P.K. Marhavilas, D. Koulouriotis, V. Gemeni," Risk analysis and assessment methodologies in the work sites On a review,classification and comparative study of the scientific literature", Journal of Loss Prevention in the Process Industries 24 (2011) 477e523.
[2]. Tixier, J., Dusserre, G.,"Review of 62 risk analysis methodologies of industrial plants", Journal of loss prevention in the process industries, Vol.15, No.4, PP.291-303, 2011.
[3]. Ericson, Clifton A.,"Hazard analysis techniques for system safety", Ajohn wiley and sons, Inc. Publication , USA, 2009.
[4]. Keletz T., "Hazop – past and future", Reliability engineering and system safety , vol.55, No.3, pp.263-266, 2002.
[5]. Macdonald,D.,"Practical hazops trips and alarms", IDC Technilogies, Elsevier, 2012.
[6]. Netta Liin Rossing, Morten Lind, Johannes Petersen," A Functional approach to HAZOP studies", CAPEC, Dept. of Chemical Engineering, Technical University of Denmark, Kgs.
Lyngby, Denmark,2010.
[7]. J. A. McDermid and D. J. Pumfrey," DEVELOPMENT OF HAZARD ANALYSIS TO AID SOFTWARE DESIGN", Department of Computer Science,University of York,Heslington,York YO1 5DD, U.K.2014.
[8]. PALMER, C. and CHUNG, P.W.H.," An automated system for
batch hazard and operability studies", An automated system for batch hazard and operability studies. Reliability Engineering & System Safety, 94 (6), pp. 1095-1106,2009.
[9]. Eizenberg,S.,Shacham,"Combining hazop with dynamic simulation-Applications for safety education", Journal of loss prevention in the process industries, Vol.19, No.6, PP.754-761, 2009.
[10]. C. Tsoka, W. R. Johns, P. Linkea and A. Kokossis," Towards sustainability and green chemical engineering: tools and technology requirements", Received 23rd February 2004, Accepted 29th June 2004.

www.SID.ir

Archive of SID

[11]. Z. Švandová,, L. Jelemenský, A. Molnár, J. Markoš., "Steady States Analysis and Dynamic Simulation as a Complement in the Hazop Study of Chemical Reactors",process safety and environmental protection, September 2005Volume 83, Issue 5, Pages 463–471.

www.Mobadel.ir

www.SID.ir