ارایه روشی برای مدل‌سازی پیامد و ارزیابی کمی ریسک حریق و انفجار در صنایع فرآیندی (مطالعه موردی: فرآیند تولید هیدروژن)

محمد جواد جعفری[۱] - اسماعیل زارعی[۲*] - علی دورمحمدی[۳]

smlzarei65@gmail.com

چکیده

مقدمه: صنایع فرآیندی اغلب با مواد شیمیایی پر خطر و واحدهای عملیاتی تحت شرایط دما و فشار بالا نظیر راکتورها و تانک‌های ذخیره سروکار دارند. بنابراین احتمال وقوع حوادثی از قبیل انفجار و آتش‌سوزی در آنها بسیار بالا است. هدف این تحقیق ارایه روشی جامع و کارآمد برای ارزیابی کمی ریسک حریق و انفجار واحدهای فرآیندی است.

روش کار: روش پیشنهادی در این تحقیق مشهور به QRA است و شامل هفت مرحله می باشد. بعد از تعیین اهداف مطالعه و شناسایی کامل فرآیند مورد مطالعه، ابتدا از روش‌های کیفی مناسب جهت غربالگری و شناسایی کانون‌های خطر استفاده می گردد و سپس سناریوهای محتمل شناسایی و الویت بندی می شوند. در ادامه جهت برآورد میزان تکرارپذیری سناریوها از روش آمار و سوابق گذشته یا روش تحلیل درخت خطا (Analysis Fault Tree) به همراه درخت رویداد (Event Tree) استفاده می گردد. برای مدل‌سازی پیامد از نرم افزار تخصصی PHAST 6.54 همراه با معادلات پرابیت به منظور ارزیابی پیامد استفاده می گردد. در آخرین مرحله با ترکیب پیامد و تکرارپذیری، ریسک فردی و جمعی تک تک سناریوها و ریسک کلی فرآیند یا واحد مورد مطالعه محاسبه می گردد.

یافته ها: به‌کارگیری روش پیشنهادی نشان داد که خطرناکترین پیامدهای واحد تولید هیدروژن آتش فورانی، آتش ناگهانی و انفجار است. نتایج بیان کرد که ریسک جمعی هر دو حریق و انفجار ناشی از پارگی کامل راکتور سولفورزدایی(سناریو۳)، رفورمر(سناریو۹) و جاذب های تصفیه هیدروژن(سناریو۱۲) غیرقابل پذیرش است. کل واحد تولید هیدروژن از نظر ریسک فردی حریق در ناحیه ARARP قرار دارد و تا فاصله ۱۶۰متری از حد مرزی واحد، ریسک فردی حریق غیر قابل پذیرش است. این فاصله نه تنها فراتر از حد مرزی واحد تولید هیدروژن است، بلکه از حد مرزی مجتمع نیز فراتر است. راکتورسولفورزدایی(۵۷%) و رفورمر(۳۴%) دارای بیشترین سهم در ریسک فردی انفجار برای پرسنل اتاق کنترل می باشند و ریسک آنها غیر قابل پذیرش است.

نتیجه گیری: به‌دلیل آن‌که روش پیشنهادی در تمام مراحل طراحی فرآیند یا سیستم قابل اجرا است و برای برآورد ریسک حریق و انفجار از یک نگرش کمی، جامع و مبتنی بر معادلات ریاضی استفاده می کند، استفاده از آن به عنوان روش جایگزین روش‌های کیفی و نیمه کمی موجود، توصیه می شود.

کلمات کلیدی: *علایم عصبی- رفتاری، فیوم جوشکاری، منگنز*

۱- دانشیار مهندسی بهداشت حرفه‌ای، دانشکده بهداشت، دانشگاه علوم پزشکی شهید بهشتی
۲- کارشناس ارشد مهندسی بهداشت حرفه‌ای، دانشکده بهداشت، دانشگاه علوم پزشکی شهید بهشتی
۳- کارشناس ارشد مهندسی ارزیابی ریسک کمی، ایمنی فرآیند، هیدروژن مدان

Archive of SID

www.SID.ir

مقدمه

توسعه، پیشرفت و گسترش فناوری های بسیار پیچیده و پراهمیت در صنایع مختلف، خصوصا صنایع فرآیندی سبب شده است که فلسفه ایمنی از رویکرد پس از وقوع به رویکرد پیش از وقوع تغییر یابد. رویکرد جدید بر پایه شناسایی و کنترل خطر پیش از وقوع حادثه است. به‌کارگیری روز افزون این رویکرد جدید و کاهش تعداد حوادث در صنایع شیمیایی نشان دهنده اثرات مثبت این روند در کاهش خسارات می باشد. صنایع فرآیندی اغلب با مواد شیمیایی پر خطر و واحدهای عملیاتی تحت شرایط دما و فشار بالا نظیر راکتورها و تانک‌های ذخیره سروکار دارند. بنابراین احتمال وقوع حوادثی از قبیل انفجار و آتش‌سوزی در آنها بسیار بالا است (Mannan, *et al.,* 2005). همچنین با توجه به گستردگی زیاد، تعداد پرسنل بالا، وجود حجم قابل توجهی از مواد هیدروکربنی و شیمیایی گوناگون و در شرایط عملیاتی حاد، پتانسیل ایجاد حوادث بسیار عظیمی از بعد تعداد تلفات، میزان خسارات و بعد مسافتی بالا را دارا می باشند. لذا آگاهی از حداکثر شعاع-های آتش و انفجار بسیار مهم بوده و نقش بسیار با اهمیتی را در مقابله با حوادث در شرایط اضطراری می‌تواند بازی کند (Zeynali, 2008).

بررسی دقیق حوادث معروف ثابت می کند قسمت اعظم خسارت‌های ناشی از آنها و احتمال بروز آنها نه فقط قابل پیشگیری بلکه قابل پیش بینی بوده‌اند، مشروط بر آن‌که دست کم تحلیل‌های مهندسی ایمنی نظیر مدل‌سازی پیامد و ارزیابی کمی ریسک به‌موقع انجام گیرد (Hyatt, 2003). ارزیابی ریسک کمی خطراتی همچون رها شدن مواد شیمیایی قابل اشتعال و انفجار در محیط، یکی از ضروری‌ترین و اصلی‌ترین مراحل برای افزایش سطح ایمنی در واحدهای موجود یا در حال طراحی فرآیندی است (Mannan, *et al.,* 2005). ارزیابی ریسک کمی در کشورهای پیشرفته و توسعه‌یافته جزء لاینفک طراحی واحدهای فرایندی می‌باشد که متأسفانه در کشور ما هنوز جایگاه خود را به‌دست نیاورده است و شاید یکی از دلایل مهم آن عدم آشنایی کافی با مبانی اولیه ارزیابی ریسک است (Zeynali, 2008). ارزیابی ریسک روشی پرکاربرد به منظور مدیریت ابزارهای موثر در ایمنی واحدهای فرآیندی در جهت کاهش ریسک ناشی از حوادث مختلف می باشد. امروزه استفاده از روش‌های ارزیابی ریسک رشد روز افزورنی دارد و اغلب از روش‌های کیفی مانند PHA، What if، HAZID، HAZOP، روش‌های نیمه کمی و کمی مانند DOW, LOPA، ETBA، FMEA، Index و ویلیام فاین به منظور شناسایی مخاطرات و ارزیابی ریسک استفاده می شود (Hyatt, 2003). در این روش‌ها به دلایلی از جمله: ارایه نتایج کیفی، عدم توانایی در شناسایی مخاطرات و ریسک های فرآیندهای پیچیده، عدم حصول اطمینان از شناسایی همه خطرات، استفاده از ماتریس ریسک در اغلب روش‌های فوق برای ارزشیابی ریسک، عدم مدل‌سازی پیامد، عدم تاثیر شرایط جغرافیایی بخصوص شرایط آب و هوایی در پیامدهای حوادث و ... انجام مطالعات جامع، کمی و دقیق امکان پذیر نمی باشد. هم‌چنین در روش‌های فوق برای تعیین سطوح ریسک از ماتریس ریسک استفاده می گردد که میزان دقت ماتریس ریسک نسبت به منحنی F-N (ارایه نتایج ریسک جمعی در روش پیشنهادی) به مراتب کمتر می باشد، زیرا در ماتریس ریسک با محدوده-ی تکرار پذیری سروکار داریم. درصورتی که در منحنی F-N مقدارتکرارپذیری به‌طور کاملا" مستقل در ارزیابی لحاظ می‌شود

Archive of SID

www.SID.ir

(Mannan, *et al.*, 2005; CCPS, 2000) . با توجه به ویژگیه‌ای منحصر به فرد واحدهای فرآیندی که در فوق به اندکی از این موارد اشاره شد و نواقص فوق الذکر سایر روش‌ها ایمن بودن این واحدها مستلزم استفاده از روش‌های جامع و تحلیلی ارزیابی ریسک به جای روش‌های فوق می باشد. از این رو در ادامه به منظور معرفی بیشتر روش پیشنهادی، به برخی از نقاط قوت منحصر به فرد، این روش مطالعه حاضر اشاره شده است، بدیهی است که با ذکر امتیازات این روش نواقص سایر روش‌ها هم بهتر مشاهد می گردد. از آنجای که احتمال برخی حوادث هرگز از بین نمی رود، روش ارایه شده در این مطالعه الگوریتمی را به منظور ارزیابی کمی ریسک و کاهش ریسک ناشی از حوادث مختلف را تا جایی که از نظر اقتصادی مقرون به صرفه است را ارایه می دهد . این روش توسط انجمن مهندسی شیمی آمریکا و موسسه DNV به طور اختصاصی برای انجام مطالعات ریسک پذیری صنایع فرآیندی پیشنهاد گردید (CCPS, 2000; Det Norske Veritas, 1998). یک روش جامع بوده به‌طوریکه در ابتدا از روش‌های کیفی مناسب جهت غربالگری و شناسایی اولیه کانون‌های خطر استفاده می گردد و در ادامه جهت برآورد میزان تکرارپذیری پیامدها از معادلات معتبر پرابیت و برای مدل‌سازی و ارزیابی پیامد نیز از بهترین نرم افزار حرفه‌ای موجود که منطبق برمعادلات ریاضی می‌باشد، بهره گرفته می‌شود.

بر خلاف روش‌های رایج، روش پیشنهادی، علاوه بر در نظر گرفتن متغیرهای موثر و متعدد (خواص مواد شیمیایی، شرایط عملیاتی، تاثیر سیستم های از کاراندازی اتوماتیک در شرایط رهایش مواد، شرایط اقلیمی و الگوی پراکندگی جمعیت) به‌دست آمده در پیش بینی رفتار مواد در سناریوهای مختلف، از مدل‌های معتبر و دقیق برای پیش بینی رفتارهای مواد شیمیای خطرناک استفاده می کند. یکی از مهمترین مراحل ارزیابی ریسک صنایع فرایندی مدل سازی پیامدهای ناشی از حوادث محتمل می باشد. این مرحله شامل مدل سازی تخلیه، انتشار مواد در محیط و به دنبال آن مدل سازی پیامدهای ناشی از اشتعال یا انفجار مواد می‌باشد، که این روش قادر به مدل‌سازی این پیامدها می باشند. در روش پیشهادی، برآورد شدت پیامد و میزان خسارت وارده و احتمال بروز خطر، منطبق بر اصول مهندسی و محاسبات ریاضی است و از برآورد ذهنی افراد و عملکرد سلیقه‌ای که ممکن است به دلایل مختلف مانند بی تجربگی و... نتایجی ناقص و یا گاهاً اشتباه به‌دست بیاید، استفاده نشده است، این عملکرد سلیقه ای نقص اکثر روش‌های ارزیابی ریسک است که منجر به نتایج متفاوت به دنبال اجرای آنها در یک واحد فرآیند و توسط افراد مختلف می باشد (CCPS, 2000) روش پیشنهادی علاوه بر اینکه مطالعات جامع ارزیابی ریسک را در واحدهای فرآیندی انجام می دهد از نتایج این روش به راحتی می توان در برآورد مناسب از هزینه‌های بیمه، جانمایی واحدهای فرآیندی (Layout)، موقعیت‌یابی واحدهای فرآیندی (Siting)، طرح‌ریزی واکنش اضطراری (ERP) استفاده کرد که نشان دهنده توانایی و کارآمد بود این روش می باشد. در پایان نتایج ارزیابی کمی ریسک در غالب معتبرترین معیارها مانند ریسک جمعی (Risk Social) و ریسک فردی (Individual risk) ارایه می-شود. بنابراین مدیریت ریسک موفق خطرات صنایع فرآیندی (حریق، انفجار و رهایش مواد سمی) بدون یک ارزیابی جامع و صحیح از ریسک‌های موجود و متعاقبا اتخاذ تدابیر پیشگیرانه و کنترل به‌موقع امکان پذیر نیست و نمی توان مطالعات ریسک پذیری

Archive of SID

www.SID.ir

را برای واحدهای فرآیند کامل دانست، مگر اینکه از چنین روشی جامع، دقیق و کمی استفاده گردد (CCPS, 2000).

در ادامه با استفاده از روش پیشنهادی مطالعه موردی برروی فرآیند تولید هیدروژن انجام گرفته است. هیدروژن یک ماده اولیه بسیار مهم در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی محسوب می شود. در این میان ۹۹% هیدروژن مصرفی در این صنایع توسط فرآیند رفرمینگ گاز طبیعی تولید می شود. در این فرآیند گاز متان و گاز هیدروژن با درصد خلوص بالایی وجود دارد که قابلیت اشتعال و انفجار بسیار بالایی دارند (PHAST, 2000). از این رو به‌خاطر رشد چشمگیر استفاده از هیدروژن و قابلیت اشتعال و انفجار بالای آن، به عنوان مطالعه موردی انتخاب شده است.

از آنجایی که وقوع حوادث آتش سوزی و انفجار در صنایع فرآیندی و به‌خصوص صنایع فرآیندی کشورمان از تکرارپذیری بالایی برخودار می باشد و این حوادث اغلب همراه با خسارت های جانی و مالی شدید هستند، همچنین علی رغم توانایی هر کدام از روش‌ها موجود در مطالعات ارزیابی ریسک واحدهای صنعتی خاص به دلیل نواقص زیاد و معنی دار این روش‌ها در ارزیابی ریسک کمی حریق و انفجار صنایع فرآیندی، ارایه روش پیشنهادی این مطالعه (QRA) به منظور انجام مطالعات ارزیابی ریسک جامع، دقیق و کمی صنایع فرآیندی اجتناب ناپذیر است. در این پژوهش به‌طور خلاصه اهداف ذیل دنبال می شود.

- ارایه و معرفی روش جدید و جامع به منظور مدل‌سازی پیامد و ارزیابی ریسک حریق و انفجار صنایع فرآیندی
- آشنایی محققین و مهندسین با چگونگی اجرای روش پیشنهادی، امتیازات و کاربردهای متفاوت از نتایج حاصل از اجرای این روش در جلوگیری از حوادث و بهبود سطح ایمنی صنایع فرآیندی
- اجرای مطالعه موردی برروی یکی از پرکاربردترین و خطرناکترین فرآیندهای صنایع شیمیایی کشور با استفاده از روش پیشنهادی.

روش کار

روش معرفی شده در این پژوهش (روش QRA) به منظور ارزیابی ریسک کمی در فرایندیهای شیمیایی، نفت، گاز و صنایع حمل و نقلی به‌کار گرفته می شد و توسط انستیتوی مهندسی شیمی آمریکا و شرکت DNV (Det Norske Veritas) پیشنهاد گردید(Mannan, *et al.*, 2005; CCPS, 2000). جهت پیاده سازی این روش مراحل ارزیابی ریسک، طبق شکل۱ قدم به قدم اجرا گردید:

مرحله اول: تعین اهداف ارزیابی ریسک: در این مرحله اهداف مطالعه بررسی و تعیین می گردد و معیارهای اندازه گیری ریسک و نحوه ارایه آن مشخص می شود.

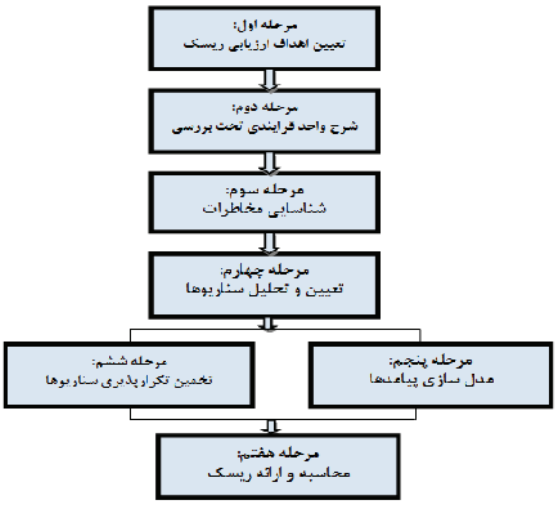
مرحله دوم : شرح واحد فرآیندی مورد نظر: در این مرحله تمام اطلاعات مربوط به واحد فرآیندی مورد نظر که برای ارزیابی کمی ریسک مورد نیاز است جمع آوری می گردد.

مرحله سوم: شناسایی مخاطرات: شناسایی نشدن یک سری از خطرات محتمل یعنی ارزیابی نشدن پیامدهای آنها. به‌همین خاطر این مرحله از اهمیت زیادی برخورد باشد، روش‌های رایج در این مرحله شامل PHA، HAZOP، HAZID است.

مرحله چهارم : تعیین و تحلیل سناریوها: این مرحله شامل شناسایی و جدول بندی تمام سناریوهای ممکن براساس اهمیت عامل به وجود آورنده آن

Archive of SID

www.SID.ir



شکل ۱: مراحل ارزیابی ریسک واحدهای فرآیندی به روش QRA

سناریو می باشد.سپس از میان تمام سناریوهای تعیین شده، آن دسته از سناریوها که محتمل تر بوده و به نوعی سایر سناریوها را تحت پوشش خود قرار می دهند، انتخاب می شوند.

مرحله پنجم: تعیین تکرار پذیری سناریوها: تکرار پذیری سناریوها از دو راه معمول تعیین می شود که اولین آنها استفاده از داده های مربوط به تکرار شدن سناریوها در زمان های گذشته بوده و روش دوم استفاده از درخت تحلیل خطا (Fault Tree Analysis) است. همچنین برای تعیین تکرارپذیری پیامدهای رویداد آغازگر سناریوها از روش درخت رویداد (Event Tree) استفاده می گردد.

مرحله ششم :مدل‌سازی و ارزیابی پیامد سناریوها: دراین مرحله تمام پیامدهای گوناگون هر سناریو ابتدا مدل‌سازی و سپس ارزیابی می گردد. این پیامدها شامل انواع آتش سوزی و انواع انفجار می باشند. برای مدل‌سازی انتشار مواد در محیط، مدل‌سازی آثار آتش سوزی و انفجار مدل های متعددی در نرم افزارPHAST تعریف شده است. این نرم افزار توسط موسسه DNV اعتبار بخشی شده است و به طور اختصاصی برای رهایش هیدروژن در سال ۲۰۰۸ اعتبار سنجی گردیده است.

بعد از مدل‌سازی پیامد، نوبت به ارزیابی پیامد می رسد. به منظور ارزیابی پیامدهای ناشی از تشعشع(آتش فورانی) معادله ۱ تعریف می گردد (U.S. Department of Energy).

$$Y = -14.9 + 2.56\, Ln\left(\frac{t.I^{4/3}}{10^{4}}\right) \qquad (۱)$$

Y= مقدار Probit

I = شدت تشعشع (وات بر مترمربع)

t= مدت زمان مواجهه با شعله (ثانیه)

معادله ۲ برای محاسبه Probit و در نتیجه احتمال مرگ و میر به خاطر آسیب به شش ها در صورت برخورد با موج انفجار ارایه شده است (Cheremisinoff, 2000).

$$Y = -77.1 + 6.91 \ln(P^{0}) \qquad (۲)$$

در این معادله P^{o} حداکثر افزایش فشار(پاسکال) ایجاد شده ناشی از موج انفجار در یک فاصله خاص می باشد.

Archive of SID

www.SID.ir

مقدار Probit عددی بین ۰ و ۸ می باشد و هر چه این عدد بزرگ‌تر باشد احتمال مرگ و میر بیش‌تر است. رابطه بین Probit و احتمال مرگ و میر با معادله ۳ داده می‌شود (H_2 Release and Jet Dispersion, 2008)

$$P = 0.5\left[1+\frac{p-5}{|p-5|}erf\left(\frac{|p-5|}{\sqrt{2}}\right)\right] \qquad (۳)$$

و در نهایت برای محاسبه میزان مرگ و میر از رابطه ۴ استفاده می گردد.

$$N = \int_A P \times dA \qquad (۴)$$

N= تعداد مرگ و میر (نفر)

P= تراکم جمعیت (نفر/ متر مربع)

A= مساحت تحت تاثیر هر رویداد (مترمربع)

مرحله هفتم: محاسبه و ارایه ریسک: در این مرحله از ترکیب میزان تکرار پذیری سناریوها و پیامد سناریوها به منظور تعیین ریسک استفاده می‌شود و نتایج در غالب ریسک کمی به‌صورت معتبرترین معیارها یعنی ریسک فردی (Individual risk) و ریسک جمعی (Social risk) بیان می‌شود.

ریسک فردی:ریسک فردی به معنای احتمال صدمه دیدن یک شخص در نزدیکی محل حادثه می‌باشد و تابع عوامل مختلفی نظیر نوع صدمه ایجاد شده، احتمال اتفاق افتادن حادثه و شدت حادثه مورد نظر است، ریسک فردی در هر نقطه جغرافیایی از طریق رابطه ۵ محاسبه گردید(CCPS, 2000) .

$$IR_{x,y} = \sum_{i=1}^{n} IR_{x,y,i} \qquad (۵)$$

$IR_{x,y}$: ریسک فردی نهایی در نقطهای به موقعیت جغرافیایی x وy، (احتمال کشته شدن یک نفر در سال).

$IR_{x,y,i}$: ریسک فردی در نقطه ای به موقعیت جغرافیایی x، y و ناشی از پیامد نهایی i، (احتمال کشته شدن یک نفر در سال).

n: تعداد پیامدهای نهایی ناشی از هر حادثه.

برای محاسبه ریسک فردی در نقطه‌ای به موقعیت جغرافیایی x، y و ناشی از پیامد نهایی i از رابطه ۶ استفاده شده است.

$$IR_{x,y,i} = f_i p_{f,i} \qquad (۶)$$

f_i: میزان تکرار پذیری پیامد نهایی i ناشی از یک حادثه (yr/1).

$p_{f,i}$: احتمال مرگبار بودن پیامد نهایی i ناشی از یک حادثه در موقعیت جغرافیایی x وy.

ریسک جمعی: معیار ریسک جمعی، همانند ریسک فردی است با این تفاوت که برای تعیین ریسک جمعی، توزیع جمعیت افراد در نزدیکی محل خطر نیز باید تعیین شده باشد. برای ارایه ریسک جمعی از منحنی های (F-N) استفاده شده است، در این منحنی ها مجموع تکرارپذیری پیامدهای ناشی از حادثه بر حسب تعداد تلفات ناشی از حادثه به صورت لگاریتمی رسم شده است.

محاسبه ریسک جمعی: تعداد تلفات ناشی از هر پیامد نهایی از طریق رابطه ۷ تعیین شده است.

$$N_i = \sum_{x,y} P_{x,y} P_{f,i} \qquad (۷)$$

N_i: تعداد تلفات ناشی از پیامد نهایی i.

$P_{x,y}$: جمعیت حاضر در نقطه ای به موقعیت جغرافیایی (x,y).

$p_{f,i}$: احتمال مرگبار بودن پیامد نهایی i ناشی از یک حادثه در موقعیت جغرافیایی (x,y).

تکرارپذیری تجمعی پیامدها از رابطه ۸ به‌دست می آید. (۸)

Archive of SID

www.SID.ir

$$F_N = \sum F_i \ for\ all\ incident\ outcome\ \ case\ i\ which\ N_i > N$$

F_N: مجموع تکرار پذیری تمام پیامدهای نهایی می باشد که دارای تلفاتی بیشتر از N نفر هستند.

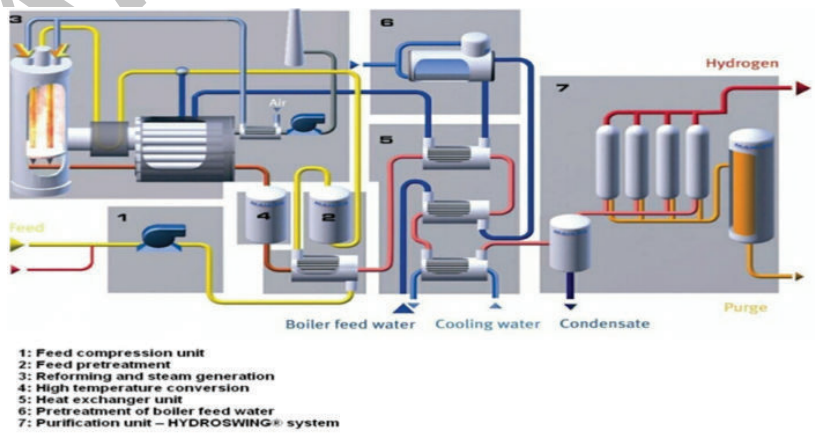
F_i: تکرار پذیری مربوط به پیامد نهایی i.

N_i: تعداد تلفات ناشی از پیامد نهایی i.

یافته ها

فرایند مورد مطالعه

در فرآیند مورد مطالعه، هیدروژن به روش رفورمینگ گاز طبیعی تولید می شود. گاز طبیعی(گاز متان) ورودی به مجموعه تولید هیدروژن با فشار ۲ بار با جریان هیدروژن برگشتی مخلوط می گردد و سپس به‌وسیله کمپرسور تا فشار ۲۲ بار فشرده می شود. گاز فشرده شده به‌وسیله مبدل حرارتی تا حدود ۳۸۰ درجه سانتیگراد گرم می شود و سپس در راکتور دیسولفورایزر، عمل جداسازی گوگرد از ترکیب گاز متان انجام می شود. گاز طبیعی دیسولفورایز شده با بخار تولید شده در فرآیند مخلوط می گردد و در سوپرهیتر دمای آن تا حدود ۵۱۵ درجه سانتیگراد افزایش می یابد. گاز خوراک این سوپرهیتر در واحد ریفورمینگ، طی یک واکنش گرماگیر و هنگام گذر از لوله های کراکینگ پرشده از کاتالیزور نیکل (Ni)، شکافته می شود. گاز کراکینگ شده که با دمای حدود ۸۵۰ درجه سانتیگراد از لوله های کوره رفورمر خارج می شود، در چیلر تا حدود ۳۵۰ درجه سانتیگراد سرد می گردد. سپس از مبدل دمای بالا عبور می کند و بخش اعظم محتوی مونواکسیدکربن جریان گاز به هیدروژن و دی اکسیدکربن تبدیل می گردد. کندانس باقیمانده از گاز تبدیل شده، در کندانسور جداسازی می شود. گاز بدون کندانس، متعاقبا"در تجهیزات ۴ بستر جاذب سطحی D-A۳۰ مطابق با جذب سطحی نوسانات فشار تمیز می گردد. هیدروژن تولیدی خلوصی در حدود ۹۹/۹۹ درصد، فشار ۱۵ بار و دمای ۴۰ درجه سانتیگراد دارد. مجموعه تولید گاز هیدروژن، کاملا"خودکار عمل می کند و از طریق مرکز فرمان فرآیند، به‌وسیله مانیتورهای مخصوصی نظارت و کنترل می شود(EVT-MAHLER, ۲۰۱۱) . به‌طور کلی در این پژوهش اطلاعات مورد نیاز به منظور شناخت کامل فرآیند مورد مطالعه از طریق مواردی مانند اطلاعات مربوط به محیطی که واحد در آن قرار گرفته، شرایط آب و هوایی، P&IDs، PFDs، طرح جانمایی واحد، رویه های مورد استفاده در مرحله عملیاتی یا برقراری واحد، اسناد فنی، خواص فیزیکی مواد موجود در فرآیند و ... استفاده گردید.



شکل۲: فرآیند تولید گاز هیدروژن به روش رفورمینگ گاز طبیعی

Archive of SID

www.SID.ir

نتایج

نتایج تکرارپذیری سناریوها

با اجرای روش HAZID کلیه خطرات و کانون‌های خطر واحد تولید هیدروژن شناسایی گردید تا زمینه برای استخراج سناریوهای محتمل فراهم گردد. اندازه لوله های واحد تولید هیدروژن بین ۶ تا ۱۲ اینچ بوده و براین اساس تمامی سناریوها در سه اندازه نشتی کوچک(۵ میلی متر)، متوسط(۳۰ میلی متر) و بزرگ (۳۰۰ میلی متر یا پارگی کامل) مدل‌سازی شد. در مجموع در این مطالعه ۱۵ سناریو برای ارزیابی ریسک کمی واحد تولید هیدروژن مورد بررسی قرارگرفت. در واقع هدف این مرحله کاهش تعداد سناریوها به حدی می باشد که مطالعات مربوط به آنها قابل مدیریت و از نظر اقتصادی مقرون به صرفه باشد، ضمن آن که از هیچ کدام از سناریوهای محتمل صرف نظر نشود. برای محاسبات تکرارپذیری سناریوها از داده های پایگاه اطلاعاتی انجمن تولید کنندگان نفت و گاز استفاده گردید (OGP, 2010). در این مطالعه رهایش مواد در همه سناریوها به‌صورت دایمی در نظر گرفته شده است. پیامدهای رهایش دایمی بستگی به زمان رسیدن به جرقه (آنی یا تاخیری) دارد. جرقه آنی مستقیما" سبب آتش فورانی می شود، درحالی‌که جرقه تاخیری منجر به یکی از پیامدهای، آتش ناگهانی و انفجار میگردد. در صورتی‌که رهایش در یک فضای بسته و یا با تراکم بالای تجهیزات صورت گیرد پیامد نهایی انفجار خواهد بود. در صورتی که جرقه تاخیری وجود نداشته باشد و ماده پخش شده سمی باشد، رهایش سمی وجود خواهد داشت (CPR, 1999). با استفاده از درخت رویداد نوع پیامدهای نهایی و احتمال وقوع آن برای همه سناریوهای محتمل محاسبه گردید که در شکل۳ محاسبات مربوط به درخت رویداد سناریوی پانزدهم(پارگی کامل جاذب های تصفیه هیدروژن) آورده شده است.

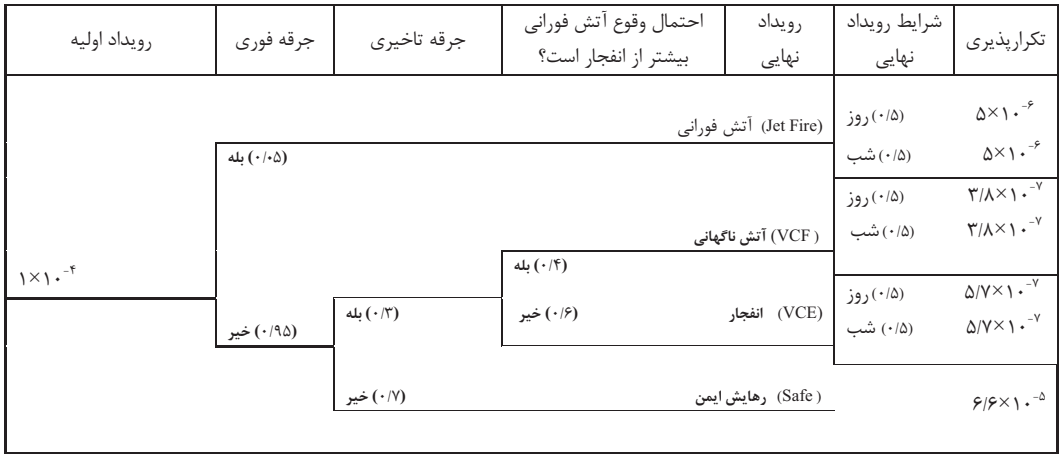
جدول ۱: نتایج محاسبات تکرار پذیری و لیست سناریوهای مطالعه شده(داده‌های مورد نیاز مدل‌سازی پیامد سناریوها)

کد سناریو	محتمل ترین محل وقوع سناریو	اندازه نشتی (mm)	تکرارپذیری(در هر سال)
۱	راکتور سولفورزدایی	۵	$۳/۹\times۱۰^{-۲}$
۲		۳۰	$۳/۳\times۱۰^{-۳}$
۳		۳۰۰	$۲/۹\times۱۰^{-۲}$
۴	مبدل حرارتی	۵	۲×۱۰^{-۲}
۵		۳۰	$۲/۴\times۱۰^{-۴}$
۶		۳۰۰	$۹/۶\times۱۰^{-۵}$
۷	رفورمر(کوره)	۵	$۲/۶\times۱۰^{-۲}$
۸		۳۰	۳×۱۰^{-۲}
۹		۳۰۰	$۱/۴\times۱۰^{-۲}$
۱۰	جاذب‌های خالص سازی هیدروژن	۵	$۱/۸\times۱۰^{-۲}$
۱۱		۳۰	$۱/۵\times۱۰^{-۲}$
۱۲		۳۰۰	$۶/۸\times۱۰^{-۴}$
۱۳	مخزن گاز ضایعات	۵	۳×۱۰^{-۳}
۱۴		۳۰	$۲/۷\times۱۰^{-۴}$
۱۵		۳۰۰	۱×۱۰^{-۴}

توضیح این‌که نشتی با قطر ۳۰۰ میلیمتر به‌عنوان پارگی کامل تلقی می شود

Archive of SID

www.SID.ir



شکل ۳: درخت رویداد سناریوی پانزدهم

جدول۲: تجهیزات و شرایط فرآیندی سناریوهای مطالعه شده

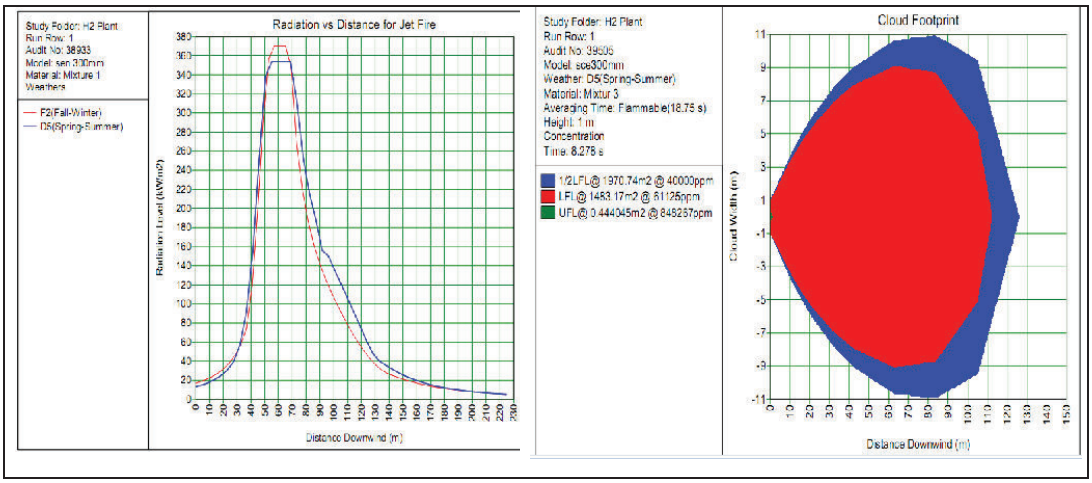
محل وقوع سناریو	فشار(bar)	دما(°C)	تجهیزات هر سناریو	ترکیب مواد	درصد مولی
راکتور سولفورزدایی	۲۵	۲۰۰	کمپرسور، مبدل حرارتی راکتور سولفورزدایی ولو، فلنج	متان هیدروژن	۹۵ ۵
مبدل حرارتی	۲۷	۵۳۰	مبدل حرارتی ولو، فلنج	متان آب هیدروژن	۵۱ ۴۶ ۳
رفورمر(کوره)	۳۰	۳۵	کوره، مبدل‌های حرارتی، کانورتور، چیلر، کندانسور، اکنومایزر، ولو، فلنج، لوله	متان هیدروژن منواکسید کربن دی اکسید کربن آب	۵ ۶۰ ۲ ۸ ۲۵
جاذب‌های خالص سازی هیدروژن	۱۵	۴۰	جاذب خالص سازی هیدرروژن ولو، فلنج، لوله	هیدروژن	۹۹/۹۹
مخزن گاز ضایعات	۴	۳۵	مخزن گاز زایعات ولو، فلنج، لوله	متان هیدروژن منواکسید کربن دی اکسید کربن	۱۲ ۳۴ ۱۳ ۴۰

نتایج مدل‌سازی پیامد سناریوها

یکی از مهم‌ترین عوامل انتشار مواد، شرایط آب و هوایی منطقه می باشد که تمامی سناریوهای این مطالعه با در نظر گرفتن اطلاعات حاصل از نمودارهای گلباد منطقه‌ای(طی یک دوره ۵ ساله) در دو شرایط آب و هوایی گرم (روز) و سرد (شب) مدل‌سازی شده است.

واحد تولید هیدروژن در یک مجتمع صنعتی با مساحت کل ۱۷۷۶۷۴ متر مربع و جمعیت کل ۱۲۰۰نفر قراردارد که ۸۰۰ نفر در روز و ۴۰۰ نفر در شب مشغول به‌کار هستند. میانگین توزیع جمعیت در روز و شب به ترتیب برابر ۰/۰۰۵ و ۰/۰۰۲ نفر به ازای هر مترمربع محاسبه شد. در روش پیشنهادی این مطالعه، استفاده

www.SID.ir



شکل۴: میزان تشعشع آتش فورانی ناشی از پارگی کامل راکتور سولفورزدایی

شکل۵: نمای بالای پروفایل غلظت ناشی از پارگی کامل رفورمر(کوره)

از مدل PHAST به دلیل امتیازاتی که نسبت به سایر مدل های موجود دارد استفاده گردید. این مدل برخلاف سایر مدل‌ها طیف وسیعی از مواد خالص سبک‌تر یا سنگین‌تر از هوا را در بر می‌گیرد و توانایی مدلسازی مخلوطی از مواد را نیز داراست. ارتفاع رهایش و متوسط ناهمواری‌های سطح زمین در این مدل در نظر گـــرفته می‌شود. به همین خاطر دقت این مدل نسبت به ســـایر مدل‌های گفته شده بیشتر می‌باشد(PHAST, 2000).

نتایج مدل‌سازی پیامدهای فرآیند تولید هیدروژن نشان داد که پیامدهای محتمل شامل آتش فورانی (Jet Fire)، آتش ناگهانی (Flash Fire) و انفجار (Vapour Cloud Explosion) خواهد بود.

شکل ۴ میزان تشعشع آتش فورانی(kW/m^2) را برحسب فاصله از محل وقوع حادثه نشان می دهد که بیش‌ترین مقدار تشعشع مربوط به پارگی کامل راکتور سولفورزدایی است و همچنین شکل ۵ نمای بالای پروفایل بیش‌ترین غلظت گاز پخش شده را نشان می‌دهد که ناشی از پارگی کامل رفورمر است (۴۰۰۰۰ ppm و ۱۹۷۰ متر مربع).

نتایج ریسک

نتایج ریسک فردی و ریسک جمعی آتش ناگهانی و آتش فورانی: معیار ریسک فردی مورد استفاده در این مطالعه، معیار ریسک ضابطین ایمنی و بهداشت انگلستان است (European Integrated Hydrogen Project 2; 2003; HMSO, 2004). بر این اساس معیار ریسک فردی در سه سطح، ریسک مربوط به سطح قابل قبول برابر 10^{-6} (کانتور سبز رنگ)، سطح ALARP برابر 10^{-5} (کانتور زرد رنگ) و سطح ریسک غیر قابل قبول برابر 10^{-4} (کانتور قرمز رنگ) است (۱۰). شکل ۶ کانتورهای ریسک فردی ناشی از آتش ناگهانی و فورانی واحد تولیدهیدروژن را نشان می دهد.

نتایج ریسک انفجار

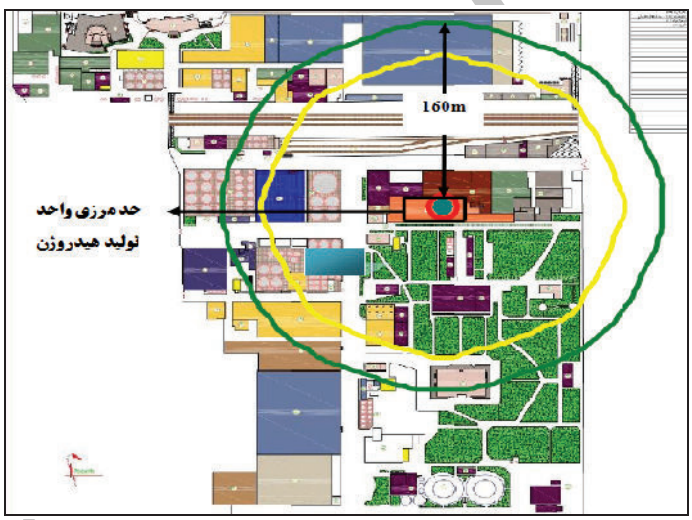
محاسبات ریسک فردی ناشی از موج انفجار نشان داد که راکتور سولفورزدایی(۵۷%) و رفورمر(۳۴%) دارای بیش‌ترین ریسک فردی انفجار برای افراد اتاق کنترل می باشند و احتمال مرگ و میر این افراد برابر ۱ می باشد. همچنین شکل ۷ نتایج ریسک جمعی انفجار در واحد تولیدهیدروژن را نشان می دهد.

Archive of SID

www.SID.ir

بحث

نتایج مدل‌سازی پیامد نشان داد که بیش‌ترین مرگ و میر آتش فورانی مربوط به پارگی کامل راکتورسولفوزدایی (۲۶ و ۱۰ نفر به ترتیب در روز و شب) و بیشترین مرگ و میر آتش ناگهانی مربوط به پارگی کامل رفورمر (۸ و ۳ نفر به ترتیب در روز و شب) است. درصد بالای گازهای قابل اشتعال در این سناریوها سبب مرگ و میر زیاد افراد شده است(جدول۲). بررسی محدوده اثرگذاری آتش فورانی بر تجهیزات و افراد نشان داده پارگی کامل راکتور سولفورزدایی دارای بیشترین فاصله تاثیر است (۲۲۵ و ۲۰۰ متر به ترتیب در روز و شب) (شکل ۴). محدود اثر گذاری آتش ناگهانی نشان داد که پارگی کامل رفورمر دارای بیش‌ترین محدود اثرگذاری می باشد (۱۴۰ و ۱۳۲ متر به ترتیب در روز و شب)(شکل۵). مطالعه آقای مونیس و والدی در سال ۲۰۱۰ که در ارتباط با ارزیابی ریسک زنجیره تهیه گاز هیدروژن انجام شده بود، نشان داد که شعاع آتش ناگهانی در اثر نشتی از تانکر حمل هیدروژن برابر ۴۰۰ متر می باشد که این نشان دهنده میزان خطرناک بودند گاز هیدروژن و خاصیت اشتعال پذیری بالای این گاز است. همچنین مطالعه آقای مونیس و والدی نشان داد که در اثر پارگی کامل سیلندر گاز هیدروژن، حداقل غلظت قابل اشتعال



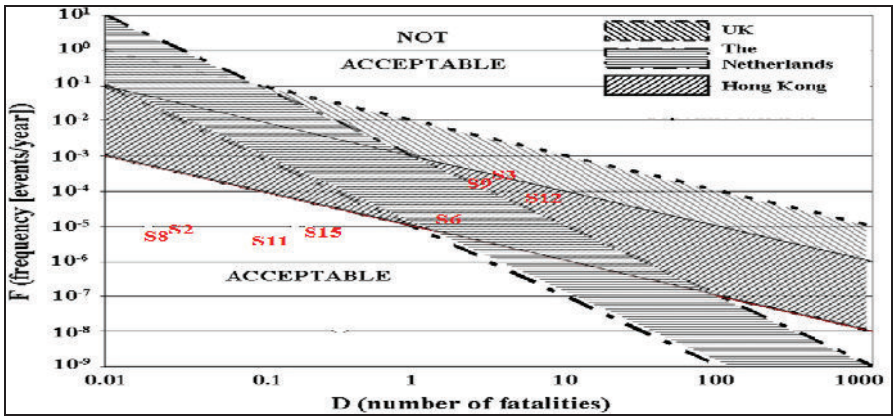
شکل۶:کانتورهای ریسک فردی واحدتولید هیدروژن

جدول۳: نتایج ریسک جمعی آتش فورانی و ناگهانی واحد تولیدهیدروژن

نتایج ریسک	شماره سناریو*
قابل قبول(Acceptable)	۱۵،۱،۲،۴،۵،۷،۸،۱۰،۱۱،۱۳،
ARARP	۶
غیرقابل قبول(Unacceptable)	۳،۹،۱۲
*شماره‌های سناریو از جدول ۱ گرفته شده شده است.	

Archive of SID

www.SID.ir



شکل۷: مقایسه نتایج ارزیابی ریسک انفجار با معیارهای ریسک کشور انگلستان، هلند و چین

(HK Planning Department; 2008; Ball and Floyd, 1998)

گاز هیدروژن تا شعاع ۲۵ متری طی کرده است (Moonis). مطالعه دیگری توسط آقای گربونی و سالوادور در سال ۲۰۰۹ صورت گرفت که نشان داد شعاع آتش ناگهانی و آتش فورانی ناشی از نشتی از لوله انتقال گاز هیدروژن به ترتیب برابر ۱۳ و ۳۰ متر است (Gerboni, 2009). در روش QRA حریم ایمن۷ براساس محاسبات ریسک تعیین می‌گردید که کمتر در سایر روش‌های ارزیابی ریسک مشاهده شده است. فاصله ایمن حریق واحد تولید هیدروژن برابر ۱۶۵ متر می باشد، یعنی فاصله حد مرزی واحد تا کانتور ریسک 10^{-6}برابر ۱۶۵ متر است(شکل۶). مطالعه آقای لی زایونگو و پان ایکساین گمن در سال ۲۰۱۱ که با هدف ارزیابی ریسک کمی جایگاه توزیع گاز هیدروژن صورت گرفت، نشان داد که فاصله ایمن برای جایگاه توزیع گاز هیدروژن برابر ۱۰ متر است (Li, 2010).

نتایج ریسک فردی حریق(آتش ناگهانی و آتش فورانی) نشان داد کل واحد تولید هیدروژن در داخل کانتور 10^{-6} است، به‌طوریکه ریسک فردی در اطراف رفورمر و مبدل حرارتی (سناریوی نهم و ششم) دارای بیش‌ترین مقادیر است(کانتور قرمز رنگ) و ریسک فردی در این ناحیه غیر قابل قبول است و سایر نواحی واحد تولید هیدروژن در ناحیه ALARP قرار دارند (شکل۶). در اطراف رفورمر و مبدل حراراتی که ریسک در ناحیه غیر قابل قبول است، ریسک باید کاهش یابد. در ناحیه ALARP توصیه می شود جهت کاهش ریسک آنالیز هزینه - فایده انجام شود، به‌طوری که اگر سود حاصل از کاهش ریسک بیشتر از هزینه های مورد نیاز برای کاهش ریسک شد، ریسک باید تا ناحیه قابل قبول کاهش یابد. هم‌چنین ریسک جمعی حریق سناریوهای سوم، نهم و دوازدهم نیز غیرقابل قبول بود و باید تا سطح قابل قبول کاهش یابد. نتایج مدل‌سازی انفجار نشان داد که پارگی کامل راکتور سولفور زدایی(سناریوی سوم) داری بیشترین موج انفجاری (Overpressure) است. به‌طوریکه فاصله ایمن (فشار ۰/۰۱ بار) این سناریو در روز و شب به‌ترتیب برابر ۱۱۳۰ و ۱۲۳۳ متر از محل وقوع انفجار می باشد. همچنین این سناریو تا فاصله ۵۵ متر و ۶۰ متری (به ترتیب در روز و شب) باعث ایجاد موج انفجار ۰/۸۳ بار می گردد که سبب مرگ

Archive of SID

www.SID.ir

و میر کلیه افراد و تخریب کامل کلیه ساختمان‌ها و تجهیزات می شود. اتاق کنترل یکی از نقاط حساس می‌باشد که افراد بیش‌ترین وقت خود را در آن سپری می نمایند. محاسبات ریسک فردی ناشی از موج انفجاری نشان داد که راکتور سولفورزدایی(۵۷%) و رفورمر(۳۴%) دارای بیشترین ریسک فردی انفجار برای افراد اتاق کنترل می‌باشد و ریسک ناشی از آنها غیر قابل قبول است، در حالی‌که ریسک فردی ناشی از جاذب‌های تصفیه و مبدل حرارتی در ناحیه ALARP و تنها مخزن گاز ضایعات در ناحیه قابل قبول است. نتایج ریسک جمعی ناشی از انفجار با معیارهای دو کشور هلند و انگلستان مقایسه گردید. نتایج نشان داد که بر اساس معیار کشور هلند ریسک جمعی سناریوهای سوم، نهم و دوازدهم در ناحیه غیر قابل قبول و سناریوی ششم در ناحیه ALARP و مابقی سناریوها در ناحیه قابل قبول است، در حالی‌که براساس معیار کشور انگلستان تنها سناریوی سوم در ناحیه ALARP و مابقی سناریوها در ناحیه قابل قبول می باشند (شکل۷).

نتیجه گیری

روش ارزیابی کمی ریسک ارایه شده در این مطالعه (QRA) یکی از اختصاصی‌ترین روش‌های مدل‌سازی پیامد و ارزیابی ریسک کمی در صنایع فرآیندی است. در این روش سعی شده در کلیه مراحل، محاسبات براساس اصول مهندسی و روابط ریاضی باشد تا از ایجاد خطا در اثر تخمین و برآورد ذهنی و عملکرد سلیقه‌ی افراد جلوگیری گردد. علاوه براین در روش پیشنهادی، عوامل موثر بر نتایج ریسک مانند توزیع جمعیت در مجتمع صنعتی، تاثیر شرایط آب و هوایی و جهت بادهای غالب منطقه، چگونگی حرکت و تغییرات فیزیکی و شیمیایی توده مواد از هنگام تخلیه به محیط تا مکان تاثیرگذاری، رژیم‌های مختلف جریان و تشکیل و تقسیم فازها و سایر پدیده های فیزیکی مواد که به ندرت در سایر روش‌ها دیده شده است، به دقت مورد بررسی و تحلیل قرار گرفته است. بنابراین استفاده از روش پیشنهادی برای افزایش سطح ایمنی واحدهای فرآیندی توصیه می‌شود. پیاده سازی این روش در واحد تولید هیدروژن نشان داد که خطرناک‌ترین پیامدهای تولید هیدروژن آتش فورانی، آتش ناگهانی و انفجار ابر بخار است. ریسک کلی فردی و جمعی واحد تولید هیدروژن غیر قابل قبول محاسبه شد. لذا به منظور کاهش ریسک اقدمات کاهنده ریسک به شرح زیر پیشنهاد می گردد: استفاده از مخازن کوچکتر، استفاده از لوله های با قطر کوچکتر، افزایش ارتفاع تجهیزات تولید هیدروژن از سطح زمین و نصب ESD اتوماتیک در واحد تولید هیدروژن.

منابع

AIChE/CCPS, "Guidelines for Evaluating the Charactristics of Vapor Cloud Explosion, Flash Fires and BLEVEs", New York, Center for Chemical Process Safety, 1994.

Center for Chemical Process Safety (CCPS), Guidelines for chemical process quantitative risk analysis: American Institute of Chemical Engineers; New York, 2000.

Cheremisinoff, N.P., Handbook of Hazardous Chemical Properties, Butterworth-Heinemann, London, pp. 311-350 (2000).

CPR 18E (Purple Book). Guidelines for quantitative risk assessment. Committee for the Prevention of Disasters; 1999.

Det Norske Veritas, ARF-Activity Responsible Function, DNV Proprietary Documentation, Norway, 1998.

Archive of SID

www.SID.ir

Energy 2010; 35:6822-9

Mannan S, Lees FP. Lee's loss prevention in the process industries: hazard identification, assessment, and control. 3rd ed, Elsevier; 2005.

Moonis M, Wilday AJ, Wardman MJ. Semi-quantitative risk assessment of commercial scale supply chain of hydrogen fuel and implications for industry and society. Process Safety and Environmental Protection.88 (2):97-108.

Risk acceptance criteria for hydrogen refueling stations. Norsk Hydro ASA and Det Norske Veritas AS for WP5.2 European Integrated Hydrogen Project 2; 2003.

Societal Risk. D. J. Ball and P. J. Floyd, Crown Copyright, available from Health & Safety Executive, Risk Assessment Policy Unit, 2 Southward Bridge, London SE19 5ND.1998.

U.S. Department of Energy, Hydrogen Incident Reporting and Lessons Learned.2011 May 24; Availble online in: http://www.h2incidents.org

Zeynali N .Risk assessment possible domino effect between the two petrochemical complexes [dissertation]: Sharif University of Technology; 2008.P126-128. (Persian).

DNV Software PHAST, Version 6.0, 2000.

EVT-MAHLER. Process description of hydrogen plant, EVTMAHLER GMBH (internal documents of studied plant); 2011.

Gerboni, E. Salvador. Hydrogen transportation systems: Elements of risk analysis. Energy. 2009;34:2223–9 H_2 Release and Jet Dispersion-Validation of PHAST and KFX. Report for DNV research CT1910. DNV Energy 2008.

Health and safety Executive, HMSO, ISBN 0 11 885676 6. Institution of Chemical Eng. http://www.hse.gov.uk/landuseplanning/padhi.pdf. HSE. 2004a. IFRLUP

HK Planning Department. Hong Kong planning standard and guidelines. HK Planning Department 2008.

Hyatt N. Guidelines for process hazards analysis, hazards identification & risk analysis. CRC press; 2003. P1-12.

International Association of Oil & Gas Producer (OGP). Risk Assessment Data Directory, Process release frequency; Report No.434-1: 2010

Li ZhY, Pan XM, Ma JX. Quantitative risk assessment on a gaseous hydrogen refueling station in Shanghai. International Journal of Hydrogen

Archive of SID

www.SID.ir

Presentation of a method for consequence modeling and quantitative risk assessment of fire and explosion in process industry (Case study: Hydrogen Production Process)

M. J. Jafari[1]; E. Zarei[2*]; A. Dormohammadi[3]

[1]Associate Prof, Department of Occupational Health Eng, Faculty of Health, Shahid Beheshti University of Medical Sciences, Tehran, Iran
[2] MSc, Department of Occupational Health Eng, Faculty of Health, Shahid Beheshti University of Medical Sciences, Tehran, Iran
[3] MSc, Department of Occupational Health Eng, Faculty of Health, Hamadan University of Medical Sciences, Hamadan, Iran

Archive of SID

Abstract

Introduction: Process industries, often work with hazardous and operational chemical units with high temperature and pressure conditions, such as reactors and storage tanks. Thus, probabilities of incidence such as explosions, and fire are extremely high, The purpose of this study was to present a comprehensive and efficient method for the quantitative risk assessment of fire and explosion in the process units.

Material and Method: The proposed method in this study is known as the QRA and includes seven steps. After determination of study objectives and perfect identification of study process, first, qualitative methods are used to screen and identify hazard points and the possible scenarios appropriate are identified and prioritized. Then, estimation of frequency rate are done using past records and statistics or Fault Tree Analysis along whit Event Tree. PAHST professional software and probit equations are used in order to consequence modeling and consequence evaluation, respectively. In the last step by combination of consequence and frequency of each scenario, individual and social risk and overall risk of process or under study unit was calculated.

Result: Applying the proposed method showed that the jet fire, flash fire and explosion are most dangerous consequence of hydrogen generation unit. Results showed that social risk of the both fire and explosion caused by full bore rupture in Desulphrizing reactor (Scenari3), Reformer (scenario 9) and Hydrogen purification absorbers are unacceptable. All of the hydrogen generation unit fall in ARARP zone of fire individual risk (FIR) and FIR up to 160 m of boundary limit unit is unacceptable. This distance is not only beyond of hydrogen generation unit boundary limit, but also beyond of complex boundary limit. Desulphurization Reactor (75%) and Reformer (34%) had the highest role in explosion individual risk in the control room and their risks are unacceptable.

Conclusion: Since the proposed method is applicable in all phases of process or system design, and estimates the risk of fire and explosion by a quantitative, comprehensive and mathematical-based equations approach. It can be used as an alternative method instead of qualitative and semi quantitative methods.

Keywords: *Quantitative risk assessment, Process safety, Hydrogen*

* Corresponding Author Email: *smlzarei65@gmail.com*

www.SID.ir