

شبیه‌سازی و تحلیل کیفی و کمی خطر فرآیند تولید سوربیتول

آناهیتا مبصری، هومن فتوره‌چی*، محمّد فروغی دهر، سهرابعلی قربانیان

دانشکده مهندسی شیمی، پردیس دانشکده‌های فنی، دانشگاه تهران، تهران، ایران

چکیده: استفاده از هیدروژن در مقیاس بزرگ، نیازمند کنترل ریسک دقیق می‌باشد که با سرمایه‌گذاری بر روی روش تحلیل ریسک قابل اطمینان، قابل دستیابی می‌باشد. در مطالعه‌ی حاضر برای بررسی خطرات ناشی از حضور هیدروژن در شرایط فشار و دمای بالا در واحد تولید سوربیتول، ابتدا از روش تحلیل مفهوم خطر به همراه روش تحلیل کیفی ریسک برای شناسایی خطرات اصلی موجود در واحد استفاده شده است. سپس از نرم‌افزار PHAST 8.22 برای مدل‌سازی پیامدهای ناشی از سناریوها با ریسک بالا، روش تحلیل ریسک کمی با استفاده از داده‌های ارزیابی ریسک انجمن بین‌المللی تولیدکنندگان نفت و گاز به منظور تخمین فرکانس سناریوها و روش تحلیل درخت رویداد برای تخمین فرکانس پیامدهای ناشی از سناریوهای تعریف شده، مورد استفاده قرار گرفته است. در آخر نواحی آسیب‌پذیر در اثر پیامد سناریوها، مشخص شده و تعداد تلفات در صورت بروز هر یک از این پیامدها مشخص شده است. با استفاده از نمودار فرکانس بر حسب تعداد تلفات بر اساس مدرک معیار پذیرش ریسک برای هیدروژن، نواحی با ریسک غیرقابل قبول مشخص شده‌اند. با توجه به این نمودار، ریسک راکتور و کمپرسور در ناحیه‌ی غیرقابل قبول قرار دارند که اقدامات لازم از نظر ساختاری، عملکردی و یا سازمانی برای کاهش ریسک مرتبط با این دو تجهیز باید در الویت قرار بگیرد.

واژگان کلیدی: فرآیند تولید سوربیتول، شبیه‌سازی فرآیند، تحلیل ریسک، نرم‌افزار PHAST

KEYWORDS: Sorbitol production process, process simulation, risk analysis, PHAST software package.

مقدمه

این بخش هیدروژن می‌باشد که به علت بازه‌ی گسترده‌ی آتش‌گیری و انرژی آزاد شده در اثر سوختن و یا انفجار این ماده می‌باشد [۲]. همچنین حوادث متعددی در دنیا در ارتباط با هیدروژن به وقوع پیوسته است که اهمیت بررسی این ماده را در واحد مورد نظر با توجه به فشار و دمای عملیاتی بالای آن نشان می‌دهد. در گزارش دپارتمان انرژی آمریکا^۳ از سال ۱۹۹۵ تا ۲۰۱۳، وقوع ۲۰۸ حادثه در ارتباط با هیدروژن در سراسر جهان در بخش‌های صنعتی، دولتی و علمی ثبت شده است [۳].

سوربیتول قند الکلی طبیعی با فرمول $C_6H_{14}O_6$ می‌باشد. کاربرد اصلی این ماده در صنایع تولید خمیردندان، آرایشی و بهداشتی، تولید ویتامین C (اسید اسکوربیک)، سورفکتانت‌های صنعتی^۱ و صنایع داروسازی می‌باشد [۱]. عمده‌ی سوربیتول از واکنش هیدروژناسیون بین هیدروژن و محلول آبی گلوکز (۶۰٪ وزنی) در حضور کاتالیست نیکل رانی^۲ تحت فشار بالا (۱۷۰-۱۴۰ bar) و دمای $150^{\circ}C$ تولید می‌شود. مواد موجود در بخش سنتز سوربیتول عبارتند از: هیدروژن، محلول گلوکز و محلول سوربیتول. تنها ماده‌ی خطرناک موجود در

* عهده‌دار مکاتبات

+Email: hfatoorehchi@ut.ac.ir

(۱) Industrial Surfactant

(۲) Ni-Raney

(۳) Department of Energy (DOE)

فرآیند از Aspen Hysys به منظور طراحی واحد تولید هیدروژن با ظرفیت $50 \cdot \text{kg/h}$ به همراه شیرهی سوربیتول به عنوان خوراک استفاده شده است.

با توجه به افزایش تنوع محصولات تولیدی توسط صنایع شیمیایی، استفاده از راکتورهای شیمیایی، لوله و مخازن ذخیره‌سازی برای به‌کار بردن مواد خطرزا در دما و فشار بالا امری معمول شده است. حوادث رخ داده در این واحدها می‌تواند ناشی از ایجاد ترک در مخازن، اشتباهات فرآیندی و یک اختلال خارجی باشد که بعضاً نتایج فاجعه‌باری در پی دارد [۱۱]. به همین علت QRA ابزاری ارزشمند برای تعیین خطرات ناشی از جابه‌جایی، حمل و نگهداری مواد خطرناک می‌باشد. محاسبه‌ی ریسک به دو پارامتر احتمال وقوع حادثه و نتیجه‌ی ناشی از آن بستگی دارد. خطا در تخمین پیامد به صورت مستقیم بر ریسک تخمین‌زده شده و در نهایت اقدامات لازم برای کاهش ریسک تاثیر دارد. به همین علت، تخمین درست پیامد ناشی از نشتی مواد و یا پارگی تجهیزات اهمیت ویژه‌ای دارد [۱۲]. تحلیل پیامد امری ضروری در پیش‌بینی پیامد ناشی از حوادث می‌باشد که می‌تواند اطلاعاتی دقیقی برای ارزیابی ریسک، ایمنی و تحلیل خسارت بدهد. به همین علت منابع مختلف در کنار QRA، از نرم‌افزارهای تجزیه و تحلیل خطر مانند PHAST استفاده می‌کنند تا ارزیابی ریسک و مدل‌سازی سناریوهای تصادفی در واحدهای صنعتی را با دقت بالاتری انجام بدهند [۱۳].

رزید و همکاران^{۱۲} [۱۴] به بررسی ریسک ذخیره‌سازی هیدروژن تحت فشار پرداخته‌اند. این مطالعه بر اساس تحلیل درخت رویداد و تحلیل درخت خطا^{۱۳} به همراه محاسبات پیامد به‌وسیله‌ی نرم‌افزار PHAST انجام شده است در مطالعه‌ی دیگر ریسک مرتبط با واحد تولید هیدروژن از طریق فرآیند ریفورمینگ گاز طبیعی با استفاده از QRA بررسی شده است. در این مطالعه پس از انجام مرحله‌ی تعیین خطر، از داده‌های عمومی^{۱۴} برای تخمین فرکانس سناریوها استفاده شده است. مدل‌سازی پیامد و تخمین ریسک با استفاده از QRA بدست آمده است [۱۵]. جعفری و همکاران^{۱۶} با بهره‌گیری از مدل‌سازی با استفاده از نرم‌افزار PHAST نتیجه‌گیری کردند که در صورت ایجاد نشتی (Leakage) بزرگترین خطری که افراد و

به منظور جلوگیری از وقوع حوادث و پیامدهای ناشی از آن، ریسک تمامی فعالیت‌های مرتبط با هیدروژن باید به وسیله‌ی روش‌های دقیق و جدید تجزیه و تحلیل ریسک مشخص شود. روش‌های مرسوم و قدیمی‌تر تجزیه و تحلیل ریسک برای ارزیابی ریسک واحدهای پیچیده کافی نیستند [۴]. روش QRA ابزاری مناسب برای دستیابی به استفاده‌ی ایمن از هیدروژن در صنایع محسوب می‌شود و معمولاً به منظور کمی‌سازی ریسک در اطراف تسهیلات صنعتی از این روش استفاده می‌شود [۵].

شبیه‌سازی فرآیند و بهینه‌سازی آن از اهمیت بالایی در طراحی و بهره‌برداری صنایع شیمیایی برخوردار است، زیرا می‌تواند به بهبود بهره‌وری، عملکرد و کیفیت محصول با روشی قابل اعتماد و اقتصادی کمک کند. امروزه مهندسان شیمی به منظور کاهش زمان لازم برای طراحی واحدهای شیمیایی و کاهش هزینه، از شبیه‌سازها استفاده می‌کنند. شبیه‌سازهای متنوعی بدین منظور موجود می‌باشد مانند ChemCad، ProII، Unisim و غیره. از میان تمامی شبیه‌سازها، Aspen HYSYS به دلیلی کمک در دو زمینه‌ی مورد توجه یعنی طراحی و بهره‌برداری، بیشترین استفاده را دارا می‌باشد [۶، ۷].

یانگ و همکاران^۱ [۸] دو فرآیند جدید برای تولید اتیلن و پروپیلن از گاز شیل^۲ طراحی کرده‌اند. در فرآیند نخست، گاز شیل خام فرآوری می‌شود تا مخلوطی از اتان-پروپان بدست آید که سپس بر روی این جریان به‌صورت هم‌زمان عملیات کرکینگ^۳ انجام می‌شود تا اتیلن و پروپیلن بدست آید. در طراحی دوم، اتان و پروپان به صورت جدا از گاز شیل بدست می‌آیند و سپس اتیلن به صورت عمده از کرکینگ بخار اتان و پروپیلن از دی‌هیدروژناسیون^۴ پروپان تولید می‌شود. تمامی مراحل طراحی فرآیند با استفاده از Aspen HYSYS شبیه‌سازی و مدل‌سازی شده است تا موازنه جرم و انرژی بدست آید. رضاکاظمی و همکاران^۵ [۹] فرآیند واحد بازیابی^۶ اتان را توسط Aspen HYSYS شبیه‌سازی کرده‌اند. هدف از انجام یکسری شبیه‌سازی در این واحد، مقایسه‌ی بازیابی اتان از شیر ژول-تامسون^۷، توربین انبساطی^۸ و تکنولوژی تویستر^۹ می‌باشد. اسلادکوسکی و همکاران^{۱۰} [۱۰] بر روی طراحی فرآیند ریفورمینگ فاز آبی^{۱۱} سوربیتول تحقیق انجام داده‌اند. برای شبیه‌سازی این

(۱) Yang et al

(۳) Cracking

(۵) Rezakazemi et al

(۷) Joule Thomson Valve

(۹) Twister

(۱۱) Aqueous Phase Reforming

(۱۳) Fault Tree Analyses

(۲) Shale gas

(۴) Dehydrogenation

(۶) Recovery

(۸) Turbo-Expander

(۱۰) Sladkovskiy et al

(۱۲) Rosyid et al

(۱۴) Generic data

نبهانی و همکاران [۲۰] به بررسی خطرات اصلی در مخزن بوتان در بندر امام ایران پرداخته‌اند. در این تحقیق، سه سناریو نشت از خط بارگیری، نشت از مخزن بر اثر ایجاد سوراخ و پارگی مخزن کروی بوتان به منظور مدل‌سازی حوادث بررسی شده است. بررسی دقیق نتایج پیشنهادها دقیق و ارزشمندی را درباره‌ی ایمنی واحد از جمله کمترین فاصله از محل پارگی برای انواع آتش فراهم آورده است. با استفاده از این پیشنهادها می‌توان آگاهی کارکنان را افزایش داد و از حوادث مهلک جلوگیری کرد.

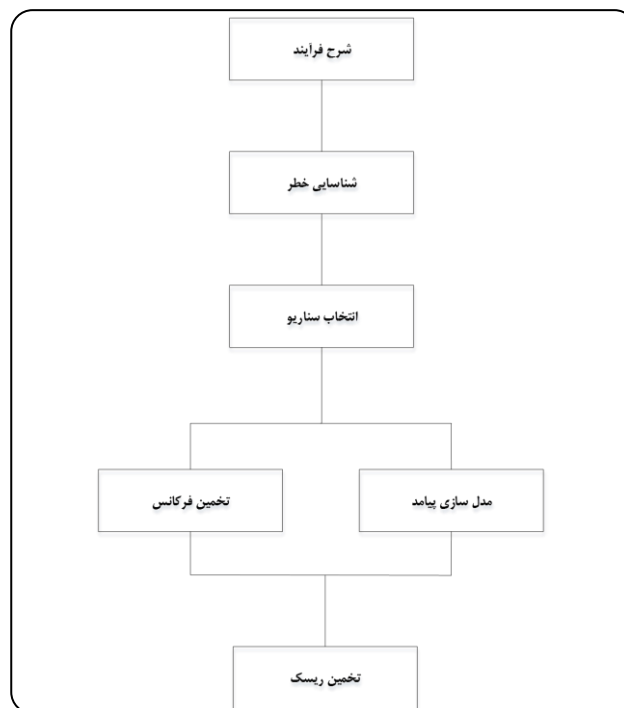
جیانگ و همکاران^۲ [۲۱] نیز به بررسی آسیب‌پذیری مخازن ذخیره‌سازی در صورت وقوع اثرات دومینویی پرداخته‌اند و مکانیزم رویداد و مدل ارزیابی سناریوهای متوالی را نیز در کار تحقیقاتی خود شرح داده‌اند. بر اساس وقوع، پیشرفت و اثر حادثه‌ی اولیه و ترکیب تئوری گسترش عنصر، روش وزنی انتروپی، ماتریس ریسک، وزن I، وزن II، شاخص ارزیابی و سیستم مورد ارزیابی ایجاد شده‌اند که به راحتی می‌توانند میزان آسیب‌پذیری مخزن را تعیین کنند. برای مصور سازی نتایج، با استفاده از روش بیزی نشان داده شده است که با حذف آسیب‌پذیرترین مخازن می‌توان احتمال خرابی کل واحد را کاهش داد که نشان دهنده‌ی مناسب بودن روش ارزیابی می‌باشد. در مطالعه حاضر، ابتدا شبیه‌سازی واحد تولید سوریبتول به کمک نرم‌افزار Aspen HYSYS به منظور مشخص کردن دما و فشار عملیاتی تجهیزات انجام شده است. سپس به منظور بررسی ریسک مرتبط با این واحد، از روش تحلیل خطر^۳ و ماتریس ریسک^۴ به منظور شناسایی خطرات اصلی در واحد، استفاده شده است. در آخر با استفاده از روش تحلیل کمی خطر به همراه نرم‌افزار PHAST برای شبیه‌سازی و بررسی دقیق‌تر پیامدها و تاثیرات ناشی از آن، ریسک مرتبط با واحد تولید سوریبتول تخمین زده شده است.

بخش تجربی

هدف از مطالعه حاضر، دنبال کردن روش مطالعه QRA سیستماتیک نشان داده شده در شکل ۲ به منظور تحلیل ریسک ناشی از حضور هیدروژن با فشار و دمای بالا در واحد تولید سوریبتول می‌باشد.

شرح فرآیند

کارخانه تولید سوریبتول اصفهان، به منظور دستیابی به سوریبتول ۷۰٪ وزنی به بخش‌های آماده‌سازی و ذخیره‌سازی مواد خام، آماده‌سازی



شکل ۲ - روند نمای مراحل استفاده شده برای QRA

تجهیزات و به تبعیت از آن گروه آتش نشانی را تهدید می‌کند وقوع پدیده Flash Fire می‌باشد که معمولاً محدوده گسترده‌ای را در بر می‌گیرد و در نتیجه این تحقیق فواصل ایمن جهت استقرار گروه آتش نشانی مشخص گردید. کوان و همکاران^۱ [۱۷] تحلیل کمی ریسک را برای ایستگاه‌های سوخت گیری هیدروژن در کره جنوبی را با استفاده از دو نرم افزار Hy-KoRAM و Phast/Safety انجام دادند و تاثیر گرمای تابشی و طول شعله را همراه با ریسک‌های اجتماعی و فردی محاسبه نمودند.

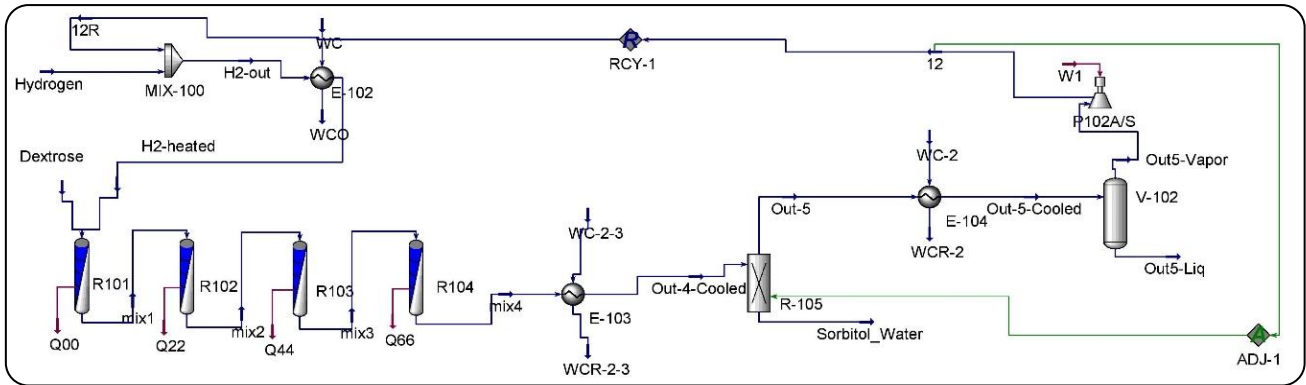
تحلیل ریسک فقط محدود به بررسی خطرات واحدهای مرتبط با هیدروژن نمی‌شود، بهمنی و همکاران [۱۸] با استفاده از نرم افزار PHAST ارزیابی ریسک و تحلیل پیامد حریق و انفجار در یک مخزن وینیل کلراید را مورد بررسی قرار دادند. با توجه به تحلیل‌های انجام شده در صورت پارگی کامل شعاع تحت تاثیر موج فشاری برابر با ۷۹ متر می‌باشد. یوسف‌زادگان و همکاران [۱۹] به بررسی پیامدهای آتش و محیط زیستی ناشی از تمیز کردن کارتريج فیلتر در فرآیندهای گاز طبیعی با نرم‌افزار PHAST پرداخته‌اند. این بررسی در شرایط آب‌وهوایی مختلف بررسی شده است و در آخر شدت حوادث ممکن و فاصله‌ی ایمن از تجهیزات بدست آمده است.

(۱) Kowan et al

(۳) Concept Hazard Analysis

(۲) Jiang et al

(۴) Risk Matrix



شکل ۱ - نتیجه شبیه‌سازی واحد سنتز سوربیتول توسط نرم‌افزار Aspen HYSYS

عبور از کمپرسور رفت و برگشتی P102A/S به فشار اولیه ۱۵۰ bar می‌رسد و در آخر به اولین راکتور (R101) بازگردانده می‌شود. مخلوط واکنش داده از جداکننده R105 تخلیه شده و در گاززدا^۲ گازهای غیرقابل کندانس و هیدروژن حل شده از مایع جدا شده و مایع به سمت مخزن بلودان^۴ جریان می‌یابد.

برای شبیه‌سازی واحد سنتز سوربیتول از نرم‌افزار هایسیس استفاده شده است. بدین منظور معادله حالت ترمودینامیکی پنگ راینسون اصلاح شده^۵ انتخاب شده است. شکل ۱ نتیجه شبیه‌سازی این واحد را نشان می‌دهد.

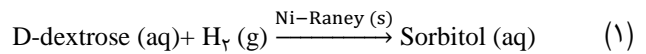
شناسایی خطر

در بیشتر پروژه‌های صنایع شیمیایی از دو روش HAZOP و PRA برای شناسایی خطر استفاده می‌شود [۲۲]. برای استفاده از این دو روش نیاز به در دسترس بودن طراحی دقیق تجهیزات و افراد متخصص و با تجربه‌ی بالا می‌باشد [۲۳، ۲۴]. در این پروژه با توجه به در دسترس نبودن تمامی نقشه‌ها و اطلاعات مورد نیاز، برای شناسایی خطر از روش CHA استفاده شده است. در روش CHA هدف اصلی، شناسایی مناطقی از فرآیند می‌باشد که در حوادث گذشته به عنوان ناحیه‌ی خطرناک شناسایی شده‌اند؛ هرچند که دو فرآیند با هم تفاوت داشته باشند [۲۵]. این روش با استفاده از مرور حوادث گذشته در مناطقی از فرآیند که مورد توجه است، انجام می‌شود.

هیدروژن اصلی‌ترین ماده‌ی خطرزا در فرآیند تولید سوربیتول می‌باشد. هنگامی که میزان قابل توجهی هیدروژن نشت کند و با اکسیژن ترکیب شود، جرقه‌ای می‌تواند منجر به انفجار شود. همچنین در صورت اختلاط هیدروژن با اکسیژن در دمای ۵۰۰°C،

مخلوط دوفازی (مایع-جامد)، سنتز سوربیتول، جداسازی و بازیافت کاتالیست، دیمینرالیزاسیون^۱ محصول، تغلیظ سوربیتول، پرکردن درام^۲ و تصفیه فاضلاب تقسیم می‌شود. با توجه به اطلاعات موجود از کارخانه مورد نظر و حضور هیدروژن در فشار و دمای بالا در بخش سنتز سوربیتول، تنها شبیه‌سازی و تحلیل ریسک بر روی این بخش انجام گرفته است.

در این واحد، محلول ۶۰٪ جرمی گلوکز پس از آماده شدن در بخش آماده‌سازی مخلوط دوفازی، وارد اولین راکتور (R101) می‌شود. همچنین هیدروژن تولید شده در بخش آماده‌سازی مواد خام، در کمپرسور P101A/S به فشار ۱۵۰ bar و در مبدل حرارتی E102 به دمای ۱۲۰°C می‌رسد و وارد اولین راکتور تولید سوربیتول (R101) می‌شود. در سری راکتورهای لوله‌ای عمودی R101 تا R104 واکنش (۱) صورت می‌گیرد:



قطر و ارتفاع این راکتورها به ترتیب برابر ۳۲۰ mm و ۷۲۰۰ mm می‌باشد. ژاکت این راکتورها از جنس کربن استیل می‌باشد که در آن‌ها بخار با فشار کم وارد شده و آب کندانس شده با فشار کم خارج می‌شود. مقدار گاز هیدروژن وارد شده به راکتور، از میزان استوکیومتری بیشتر می‌باشد تا میزان انتقال جرم فرایند حداکثر شود. هر یک از این راکتورها افت فشاری برابر ۲/۵ bar دارند. گاز خروجی از راکتور R104 وارد مبدل حرارتی شده و دمای آن تا ۷۰°C کاهش می‌یابد و سپس وارد جداکننده R105 شده و گاز اضافی از محلول سوربیتول جدا می‌شود. بدین ترتیب، گاز هیدروژن اضافی خروجی از جداکننده R105 در کولر E104 تا دمای ۵۰°C سرد شده و پس از

(۱) Demineralization

(۳) Degasator

(۵) Peng–Robinson–Stryjek–Vera (PRSV)

(۲) Drum

(۴) Blow-down Vessel

جدول ۱ - خلاصه‌ای از حوادث مرتبط با هیدروژن [۲۸، ۲۹]

تاریخ	علت حادثه	تجهیز مربوطه	حادثه	خسارت
۲۰۰۶	نشت هیدروژن و فشار بالا (بیش از ۱۰۰bar)	راکتور	آتش‌سوزی	مصدومیت ۱ نفر
۲۰۰۱	نشت هیدروژن	لوله خوراک متصل به راکتور	انفجار و آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات
۱۹۶۹	نشت هیدروژن	لوله متصل به راکتور	انفجار و آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات
۲۰۰۹	نشت هیدروژن در اثر پارگی	لوله متصل به راکتور	انفجار و آتش‌سوزی	مصدومیت ۴ نفر
۲۰۰۹	نشت هیدروژن و فشار بالا (بیش از ۱۰۰bar)	شیر تخلیه راکتور	آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات
۱۹۶۹	نشت هیدروژن	راکتور	انفجار و آتش‌سوزی	مرگ ۱ نفر و آسیب به تجهیزات
۲۰۱۰	نشت هیدروژن در اثر پارگی به علت خوردگی در اثر حضور هیدروژن با دمای بالا ^۱	مبدل حرارتی	انفجار و آتش‌سوزی	مصدومیت ۷ نفر و آسیب به تجهیزات
۲۰۰۵	نشت هیدروژن در اثر ترک خوردگی	مبدل حرارتی	آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات
۱۹۸۹	نشت هیدروژن در اثر خوردگی ایجاد شده در تجهیز	مبدل حرارتی	انفجار و آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات
۱۹۷۷	نشت هیدروژن در اثر ترک خوردگی	لوله خروجی از مبدل حرارتی	آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات
۱۹۹۸	نشت هیدروژن	مبدل حرارتی	آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات
۲۰۰۵	نشت هیدروژن در اثر پارگی به علت HTHA	مبدل حرارتی	آتش‌سوزی	مصدومیت ۱ نفر و آسیب به تجهیزات
۲۰۰۶	نشت هیدروژن و فشار بالا (بیش از ۱۰۰bar)	فلنج کمپرسور	انفجار و آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات
۲۰۱۰	نشت هیدروژن به علت استفاده از واشر با اندازه نامناسب	کمپرسور	انفجار و آتش‌سوزی	مرگ ۲ نفر و آسیب به تجهیزات
۲۰۱۹	نشت هیدروژن به علت پارگی ترانسدیوسر فشار ^۲	کمپرسور	انفجار و آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات
۱۹۷۵	نشت هیدروژن به درون ناک اوت درام به علت خوردگی داخلی	ناک اوت درام	انفجار و آتش‌سوزی	آسیب به تجهیزات

در این بخش فرکانس سناریوهای مختلف با استفاده از فهرست داده‌های ارزیابی ریسک OGP [۳۰] استخراج شده است. برای تخمین فرکانس در ماتریس ریسک از بیشترین احتمال محاسبه شده برای هر تجهیز استفاده شده است. برای محاسبه‌ی شدت حادثه از پایگاه‌های داده حوادث CHS و MHIDAS استفاده شده است و شدیدترین شدت ذکر شده به عنوان شدت حادثه در نظر گرفته شده است. پس از مشخص شدن فرکانس و شدت حادثه، با استفاده از ماتریس ریسک، ریسک مرتبط با هر تجهیز مشخص شده است و تجهیزات با درجه‌ی ریسک زیاد برای بررسی بیشتر انتخاب شده‌اند.

تجزیه و تحلیل کمی ریسک

هدف از انجام مدل‌سازی پیامد دستیابی به دبی تخلیه، مقدار غلظت ماده خطرزا و ارزیابی میزان تشعشع ناشی از آتش و یا موج انفجار می‌باشد. بدین منظور از نرم‌افزار PHAST 8.22 استفاده شده است. این نرم‌افزار برای شبیه‌سازی نشت هیدروژن تایید شده است [۳۱]. برای شبیه‌سازی با این نرم‌افزار فرضیات مختلفی در نظر گرفته شده است.

هیدروژن به صورت خودبه‌خود مشتعل می‌شود [۲۶]. شعله‌ی آتش ناشی از سوختن هیدروژن با چشم غیر مسلح قابل دیدن نیست زیرا در محدوده‌ی پرتو فرابنفش می‌سوزد و این ویژگی، تهدیدکننده‌ی اصلی جان افراد در واحد می‌باشد [۲۷]. به همین علت، در این پروژه به بررسی تجهیزاتی که هیدروژن با فشار و دمای بالا در آن‌ها حضور دارد، پرداخته شده است. این تجهیزات شامل مبدل حرارتی، راکتور، ناک اوت درام، کمپرسور و فیلتر هیدروژن می‌باشد. به منظور بررسی حوادث پیشین، اطلاعات مربوط به حوادث در تجهیزات مشابه، از پایگاه‌های داده حوادث ایمنی هیدروژن^۳ [۲۸] و سرویس داده‌های حوادث عمده خطر^۴ [۲۹] بدست آمده است. خلاصه‌ای از حوادث مربوط به هیدروژن در جدول ۱ ذکر شده است.

تجزیه و تحلیل کیفی ریسک

برای الویت بندی خطرات مشخص شده توسط روش CHA، از روش MTL-STD-882 استفاده شده است. در آخر این بخش دسته‌بندی کیفی خطرات واحد ارائه شده است و درجه کیفی ریسک تجهیزات مختلف مشخص شده است.

(۱) High Temperature Hydrogen Attack (HTHA)

(۲) Pressure Transducer (PT)

(۳) Center For Hydrogen Safety (CHS)

(۴) Major Hazard Incident Data Service (MHIDAS)

مشخص می‌شود. سپس برای محاسبه‌ی فرکانس هر یک از پیامدهای حاصل، از روش ETA استفاده شده است. این روش به منظور شناسایی اقدامات لازم جهت جلوگیری از سلسله اتفاقات منجر به حادثه استفاده می‌شود.

مطالعات بسیاری در زمینه تجزیه و تحلیل ریسک با استفاده از روش QRA و کاهش عدم قطعیت‌های مربوط به تعیین فرکانس و پیامد نیز گزارش شده است. یکی از این روش‌ها نظریه بیز می‌باشد که ابزاری قدرتمند برای تخمین فرکانس به صورت تئوری با استفاده از تعداد محدودی داده می‌باشد. همچنین با استفاده از این روش، عدم قطعیت در تحلیل فرکانس کاهش می‌یابد. از این روش در مطالعات برای تخمین حوادث ناشی از نشت هیدروژن در جایگاه سوخت هیدروژن استفاده شده است [۳۵، ۳۶].

تعریف معیار ارزیابی

به منظور بررسی میزان خسارت وارد شده به ساختمان و تجهیزات و یا احتمال مرگ‌ومیر انسان‌ها در اثر یک حادثه از روش آنالیز ارزش احتمال^۴ استفاده شده است. در این روش برای نشان دادن درصدی از جمعیت که تحت تاثیر شدت معینی از اثرات یک حادثه قرار می‌گیرند که باعث آسیب و خسارت می‌شود، متغیر ارزش احتمال (Y) به کار گرفته شده است. این متغیر از توزیع نرمال تبعیت می‌کند [۳۷].

اثر اصلی فلاکس حرارتی (معمولاً تابش) بر روی افراد، سوختگی پوست می‌باشد که شدت آن بستگی به شدت تابش (kW/m^2) و مقدار دوز دریافتی دارد. برای تخمین اثر فلاکس حرارتی بر افراد از معادله (۱) استفاده شده است [۳۷]. در این معادله، t (s) مدت زمان موثر در معرض تابش حرارتی و W/m^2 شدت تابش می‌باشد.

$$Y = -36.38 + 2.56 \times \ln(t \times I^{4/3}) \quad (1)$$

در مراجع اطلاعات اندکی برای اثرات تابش حرارتی آتش ناگهانی وجود دارد، زیرا احتمال ایجاد خطر در اثر تابش حرارتی ابر بخار در حال سوختن بسیار کمتر از اثرات انفجار می‌باشد. همچنین احتراق ناگهانی ابر بخار معمولاً چند دهم ثانیه به طول می‌انجامد. اگر مدل آتش ناگهانی بر اساس تابش شعله باشد، در صورت تخمین نادرست تابش، خطای بزرگی به وجود می‌آید. به همین علت معمولاً محدوده خطر از حد اشتعال پذیری پایین^۵ تا $LFL/5$ در نظر گرفته می‌شود [۳۸]. بدین ترتیب احتمال مرگ افرادی که در غلظتی برابر

جدول ۲ - نتایج داده‌های هواشناسی برای مدل‌سازی پیامد

سرعت باد (m/s)	پایداری Pasquill	رطوبت نسبی (%)	دما ($^{\circ}\text{C}$)	زمان
۳/۱۶	D	۳۹	۶/۰۱	زمستان
۵/۳۱	C	۱۷	۳۱/۱۶	تابستان

سناریو معمول شامل نشتی حاصل از پارگی یا شکستگی لوله و ایجاد سوراخ در تجهیزات یا لوله متصل به آن‌ها می‌باشد [۳۲]. قطر لوله‌های موجود در بخش سنتز سوریبتول بین $25/4\text{mm}$ تا $63/5\text{mm}$ می‌باشد. با توجه به اندازه‌های ذکر شده، تمامی سناریوها به سه گروه سوراخ کوچک ($2/5\text{mm}$)، سوراخ متوسط ($6/3\text{mm}$) و پارگی کامل سوراخ^۱ ($63/5\text{mm}$) تقسیم می‌شوند [۱۵]. مدل‌سازی با استفاده از این سناریوها، برای محاسبه‌ی دبی و فاز تخلیه و محاسبات مربوط به آتش و انفجار می‌باشد. محاسبات تخلیه به صورت مدل‌سازی زمان متغیر^۲ در نظر گرفته شده است که در این مدل‌سازی تغییر شرایط مخزن و نرخ تخلیه با گذشت زمان در نظر گرفته می‌شود. سناریو نشتی مداوم، سوراخی در بدنه‌ی مخزن در نظر می‌گیرد، سپس مدل تخلیه، از محاسبات اوریفیس، که در آن فرض می‌شود هیچ هدردرفتی در اثر اصطکاک هنگام جریان سیال از مخزن به سوراخ وجود ندارد، استفاده می‌کند.

برای مدل‌سازی پیامد، میزان جرم موجود در تجهیز برابر جرم ورودی به تجهیز در طول ۱ ساعت در نظر گرفته شده است [۳۳]. هرچند میزان جرم موجود در تجهیز بر فاصله‌ی اثرات صدمه تأثیری ندارد. برای تمامی تجهیزات به علت وجود لوله‌ها، فاصله از سطح زمین ۱m در نظر گرفته شده است [۱۵]. در راکتور محل نشتی از لوله متصل به بالای راکتور در ارتفاع ۸m از سطح زمین و در کمپرسور از لوله‌ی متصل به پایین آن در نظر گرفته شده است و تمامی نشتی‌ها به صورت افقی فرض شده است.

برای تعریف شرایط آب‌وهوایی از معیار پایداری پاسکویل^۳ استفاده شده است. با توجه به اینکه کارخانه‌ی مورد نظر در اصفهان قرار دارد، برای تعریف شرایط آب‌وهوا، میانگین داده‌های موجود در وبسایت پیش‌بینی آب‌وهوا [۳۴] در طول دو سال گذشته استفاده شده است. با توجه به این داده‌ها، دو شرایط آب‌وهوایی کلی موجود در جدول ۲ برای این واحد تعریف شده است.

پس از مشخص شدن پیامد ناشی از سناریوهای تعریف شده، مقدار دبی جرمی نشت هیدروژن در اثر هر یک از سناریوها

(۱) Full Bore Rapture

(۳) Pasquill

(۵) Low Flammability Limit (LFL)

(۲) Time-varying

(۴) Probit Analysis

قبل اطمینان برای بررسی ریسک مرتبط با واحد تولید هیدروژن در پالایش نفت استفاده شده است. در این بررسی از دو روش هازوپ^۳ و تجزیه و تحلیل مقدماتی ریسک^۴ برای مشخص کردن خطرات اصلی واحد و انجام تجزیه و تحلیل کیفی ریسک استفاده شده است. برای محاسبه ریسک در هر مکان جغرافیایی نزدیک واحد، فرض می‌شود که مقدار ریسک در هر نقطه برابر مجموع میزان ریسک‌های مرتبط با آن نقطه در تمامی حوادث مربوط به آن نقطه می‌باشد [۳۸]:

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

$IR_{x,y}$ مجموع ریسک تلفات در هر مکان جغرافیایی x و y ، $IR_{x,y,i}$ ریسک تلفات در هر مکان جغرافیایی x و y بر اثر پیامد حادثه i ام، n تعداد کل موارد پیامد حادثه در تجزیه و تحلیل.

برای محاسبه $IR_{x,y,i}$ از معادله (۶) استفاده شده است [۳۸]:

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

f_i فرکانس پیامد حادثه i ام که حادثه i یکی از موارد پیامدهای حادثه مورد نظر است، $p_{f,i}$ احتمال اینکه پیامد حادثه i باعث مرگ در نقطه x و y شود.

معیار پذیرش ریسک^۵، سطح کلی قابل قبول ریسک را با توجه به دوره‌ی فعالیت مشخص می‌کند. این معیار، منبعی برای ارزیابی لزوم به‌کارگیری اقدامات مربوط به کاهش ریسک می‌باشد. همچنین معیارهای پذیرش ریسک باید اهداف ایمنی و ویژگی‌های متمایز فعالیت را نیز منعکس کند. این معیار می‌تواند کیفی و یا کمی باشد. معیار پذیرش ریسک با توجه به اصل کمترین میزان عملی منطقی^۶ به سه دسته تقسیم می‌شود:

۱- ریسک قابل قبول (حد پذیرش پایین)

۲- منطقه ALARP

۳- ریسک غیر قابل قبول (حد پذیرش بالا)

در منطقه ALARP (مابین حد پذیرش پایین و بالا) ریسک تنها در صورتی قابل پذیرش است که کاهش خطر غیرعملی و یا هزینه لازم برای بهبود از نظر ریسک متناسب با هزینه مورد نیاز نباشد [۳۹]. ریسک اجتماعی با نمودار F-N که به عنوان منحنی توزیع تجمعی مکمل نیز شناخته می‌شود، نشان داده می‌شود که در آن فرکانس تجمعی حوادث در برابر تعداد تلفات مرتبط با آن نمایش داده می‌شود.

LFL باشند به علت تماس مستقیم با شعله، برابر ۱۰۰٪ در نظر گرفته می‌شود و افرادی که در غلظت LFL ۰/۵ باشند، دچار مشکلات تنفسی می‌شوند [۲۲، ۲۷].

مرگ ناشی از تخریب ساختمان در پناهگاه در اثر انفجار با استفاده از معادله ارزش احتمال پیشنهاد شده توسط دامنیکو و همکاران^۱ [۲۷] تخمین زده شده است. در معادله (۲)، P میزان فشار مازاد^۲ با واحد N/m^2 می‌باشد.

$$Y = -23.8 + 2.92 \times \ln(P) \quad (۲)$$

تخمین ریسک

برای محاسبه تعداد تلفات به‌منظور استفاده در تخمین ریسک، با توجه به مساحت کارخانه و تعداد افراد شاغل، پراکندگی جمعیت در طول روز برابر ۵ نفر در هر ۱۰۰۰ متر مربع در نظر گرفته شده است. پس از محاسبه ارزش احتمال (Y)، برای تبدیل این پارامتر به احتمال مرگ (P_f) از معادله (۳) استفاده شده است [۳۷]:

$$P_f = 0.5 \left[1 + \frac{Y - 5}{|Y - 5|} \times \operatorname{erf} \left(\frac{|Y - 5|}{\sqrt{2}} \right) \right] \quad (۳)$$

در صورت وقوع آتش ناگهانی، در معادله (۳) برای مکان‌هایی که غلظت گاز در آن‌ها کمتر یا بیشتر از غلظت آتش‌زایی است، به‌ترتیب برابر دو مقدار ۰ و ۱ در نظر گرفته شده است. در صورت تلفیق معادله (۳) و داده‌های مربوط به پراکندگی جمعیت، تعداد تلفات در هر حادثه طبق معادله (۴) بدست می‌آید [۳۸]:

$$N = \int_0^{A_1} P_d \times P_f \times dA = 2\pi \int_{r_{100}}^{r_1} P_d \times P_f \times dr \quad (۴)$$

در معادله (۴)، N تعداد تلفات، P_d توزیع جمعیت، P_f احتمال مرگ، r فاصله‌ی شعاعی از انفجار و یا آتش، r_1 فاصله شعاعی از مکانی که در آن احتمال مرگ ۱٪ است، A مساحت دایره‌ای با شعاع r و A_1 مساحت دایره‌ای با شعاع r_1 می‌باشد.

در مطالعه حاضر تنها مکان‌هایی در نظر گرفته شده است که در آن احتمال مرگ برابر ۱ است [۲۲، ۱۵]. برای بدست آوردن مساحت مکان مورد نظر در هر حادثه، از نتایج حاصل از شبیه‌سازی در نرم‌افزار PHAST استفاده شده است. در کار تحقیقاتی محمدقاسم و همکاران [۲۲] نیز نرم‌افزار PHAST به عنوان شبیه‌ساز ریسک و پیامد به همراه QRA به کار گرفته شده است. این روش، به عنوان روشی جامع و

(۱) Domineco et al

(۳) Hazard and Operability (HAZOP)

(۵) Risk Acceptance Criteria

(۲) Overpressure

(۴) Preliminary Risk Analysis (PRA)

(۶) As Low As Reasonably Practicable (ALARP)

جدول ۳ - محاسبه درجه و رده ریسک مربوط به هر تجهیز در بخش سنتز سوربیتول

تجهیز	درجه ریسک	رده ریسک
مبدل حرارتی	۳	متوسط
راکتور	۱	زیاد
ناک اوت درام	۲	وخیم
کمپرسور	۱	زیاد
فیلتر هیدروژن	۳	متوسط

جدول ۴ - مقایسه روش‌های معمول شناسایی خطر

روش	نقاط قوت	نقاط ضعف	نمونه مطالعات
HAZOP	قابلیت اعمال در تمامی مراحل عمر پروژه فرآیندی، مقرون به صرفه، کاهش هزینه تغییرات واحد پس از راه‌اندازی جهت بهبود طراحی فرآیند یا شرایط عملیاتی [۴۳]	روشی طولانی و زمان‌بر، نیاز به حضور افراد با تخصص‌های مختلف جهت شناسایی خطرات و علل مختلف [۴۳]	واحد تولید هیدروژن [۴۱]، جایگاه سوخت هیدروژنی [۴۲]
HAZID	شناسایی خطرات و نتایج حاصل از آن‌ها در مراحل اولیه طراحی و پیش از وقوع حادثه [۴۶]	نیاز به حضور افراد با تخصص‌های مختلف جهت شناسایی خطرات و علل مختلف [۴۶]	واحد پتروشیمی [۴۴]، عملیات ذخیره سازی در ساحل در کشتی‌های هیدروژنی [۴۵]
PRA	ایجاد طرح‌هایی برای مقابله با خطرات بحرانی، فراهم کردن مبنا برای طراحی واحد [۴۹]	قابل استفاده تنها در مراحل اولیه طراحی [۳۲]، جامع نبودن روش و لزوم استفاده از روشی دیگر مانند HAZOP همراه آن [۴۹]	واحد تولید هیدروژن [۴۷، ۲۲]، جایگاه سوخت هیدروژنی [۴۸]
CHA	قابل انجام در مرحله‌ای تنها نمودار جریانی فرآیند در دسترس می‌باشد [۵۲]	جامع نبودن روش، نیاز به بانک اطلاعاتی جامع از حوادث گذشته مربوط به واحد [۵۲]	واحد تولید هیدروژن [۵۰]، جایگاه سوخت هیدروژنی [۵۱]

شده در این تجهیزات می‌باشد. در ادامه به بررسی بیشتر ریسک این دو تجهیز پرداخته شده است.

برای تعریف سناریو و بدست آوردن داده‌های اولیه همچنین می‌توان از روش‌های آنالیز خطرات فرآیند^۲ مانند HAZOP و شناسایی خطر^۳ استفاده کرد، هرچند که این روش‌ها به علت نیاز به حضور تعداد زیادی از افراد متخصص در مطالعه حاضر مورد استفاده قرار نگرفته است. در جدول ۴ نقاط قوت و ضعف این روش‌ها آورده شده است.

تجزیه و تحلیل کمی ریسک

پیامد ناشی از نشتی هیدروژن در راکتور و کمپرسور که دارای درجه‌ی ریسک بالا می‌باشند، با استفاده از شبیه‌ساز ریسک فرآیند (PHA) شبیه‌سازی شده و فرکانس سناریوها و پیامدهای ناشی از آن‌ها محاسبه شده است.

با توجه به نتایج مدل‌سازی پیامد، پیامدهای اصلی در واحد مورد مطالعه، آتش ناگهانی^۴، آتش فورانی^۵ و انفجار می‌باشد.

در این پروژه، معیارهای پذیرش ریسک اجتماعی از مدرک معیار پذیرش ریسک برای هیدروژن استخراج شده است [۴۰].

نتیجه‌ها و بحث

تجزیه و تحلیل کیفی ریسک

پس از تخمین فرکانس و شدت نشتی سناریوهای تعریف شده برای تمامی تجهیزات موجود در بخش سنتز سوربیتول، با به کارگیری فرکانس و شدت مربوط به هر تجهیز، ریسک آن‌ها با توجه به روش ماتریس ریسک MLT-STD-882 بدست می‌آید. جدول ۳ درجه ریسک کیفی تجهیزات در واحد مورد مطالعه را نشان می‌دهد. در این ماتریس درجه ریسک بدین ترتیب طبقه‌بندی می‌شود؛ زیاد=۱، وخیم=۲، متوسط=۳، کم=۴.

با توجه به نتایج جدول ۳، راکتور و کمپرسور در بخش مورد مطالعه دارای درجه‌ی ریسک زیاد می‌باشند که به علت شرایط عملیاتی در این دو تجهیز و خواص فیزیکی شیمیایی مواد استفاده

(۱) Serious

(۲) Hazard Identification (HAZID)

(۳) Jet Fire

(۲) Process Hazard Analysis (PHA)

(۴) Flash Fire

جدول ۵ - نتایج مدل‌سازی پیامد

تجهیز	سناریو	شماره پیامد	دبی جرمی نشتی (kg/s)	پیامد	فرکانس پیامد (event/year)	
راکتور	سوراخ کوچک	۱	۰/۰۳۴	آتش فورانی	$۱/۷ \times ۱۰^{-۴}$	
		۲		آتش ناگهانی	$۵/۹۴ \times ۱۰^{-۶}$	
	سوراخ متوسط	۳		۰/۲۲۶	آتش فورانی	$۱/۱ \times ۱۰^{-۴}$
		۴			انفجار	$۳/۹۶ \times ۱۰^{-۶}$
		۵			آتش ناگهانی	$۳/۰۲ \times ۱۰^{-۶}$
	پارگی کامل	۶		۸/۶۵۶	آتش فورانی	$۵/۶ \times ۱۰^{-۵}$
		۷			انفجار	$۲/۰۲ \times ۱۰^{-۶}$
کمپرسور	سوراخ کوچک	۸	۰/۰۳۶	آتش فورانی	$۱/۶ \times ۱۰^{-۳}$	
		۹		آتش ناگهانی	$۳/۸۳ \times ۱۰^{-۵}$	
	سوراخ متوسط	۱۰		۰/۲۳۸	آتش فورانی	$۷/۱ \times ۱۰^{-۴}$
		۱۱			انفجار	$۲/۵۷ \times ۱۰^{-۵}$
		۱۲			آتش ناگهانی	$۷/۲ \times ۱۰^{-۳}$
	پارگی کامل	۱۳		۸/۶۸۵	آتش فورانی	$۱/۳ \times ۱۰^{-۴}$
		۱۴			انفجار	$۴/۶۸ \times ۱۰^{-۶}$

ناگهانی رخ می‌دهد زیرا غلظت ابر بخار ماده‌ی نشت شده از LFL هیدروژن کمتر می‌باشد و این امر وقوع انفجار را نیز کاهش می‌دهد.

تخمین ریسک

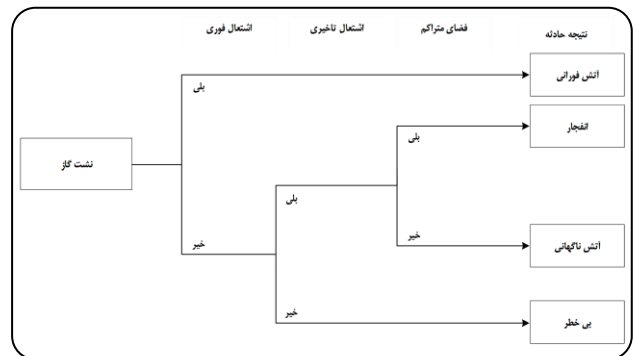
برای ارزیابی نتایج ناشی از آتش فورانی و انفجار، توصیه‌های موجود در مراجع [۱۵، ۲۲، ۳۷] استفاده شده است. جدول ۶ این شاخص‌ها را نشان می‌دهد.

پس از مشخص شدن مساحت تحت تاثیر پیامد توسط شبیه‌سازی با نرم‌افزار PHAST، ریسک مربوط به پیامد هر سناریو بدست می‌آید. این نتایج در جدول ۶ نشان داده شده است.

با توجه به نتایج نشان داده شده در جدول ۷، آتش ناگهانی در کمپرسور و انفجار در اثر نشت ناشی از پارگی کامل سوراخ در راکتور بالاترین ریسک را در میان تمامی پیامدها دارد.

هرچند برای الویت‌بندی مدیریت ریسک‌های موجود در واحد از نمودار F-N استفاده شده است (شکل ۴).

با توجه به نتایج بدست آمده در جدول ۷ و شکل ۴، پیامدهای ناشی از سوراخ کوچک در هر دو تجهیز راکتور و کمپرسور (۱ و ۸) در محدوده‌ی قابل قبول و دارای ریسک کم می‌باشد و باعث تلفات نمی‌شوند. در بررسی ریسک واحد تولید هیدروژن با استفاده از فرآیند ریفورمینگ گاز طبیعی توسط جعفری و همکاران [۱۵] نیز سناریوهای آتش فورانی و آتش ناگهانی در اثر سوراخ کوچک بر



شکل ۳ - نمودار درخت رویداد (ETA) نشت گاز هیدروژن

احتمال وقوع آتش استخری^۱ و انفجار بخار در حال انبساط مایع جوش^۲ با توجه به فاز گاز هیدروژن در تمامی مراحل فرآیند، صفر می‌باشد [۱۵]. به همین علت، در مطالعه حاضر تنها ریسک ناشی از آتش ناگهانی، آتش فورانی و انفجار برای تمامی سناریوها مدل‌سازی و محاسبه شده است. با استفاده مدل تخلیه، دبی تخلیه هیدروژن در هر یک از سناریوها بدست می‌آید که با توجه به آن می‌توان احتمال اشتعال تاخیری در روش ETA را با توجه به منبع [۳۲] تخمین زد. همچنین احتمال انفجار ۴۰٪ و احتمال آتش ناگهانی ۶۰٪ در نظر گرفته شده است [۱۵]. با استفاده از ETA، فرکانس هر یک از پیامدها محاسبه می‌شود (جدول ۵ و شکل ۳). با توجه به نتایج جدول ۵ در سناریو سوراخ کوچک تنها آتش

(۱) Pool Fire

(۲) Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion (BLEVE)

جدول ۶ - شاخص‌های تعریف شده برای نتیجه پیامدهای آتش فورانی، آتش ناگهانی و انفجار

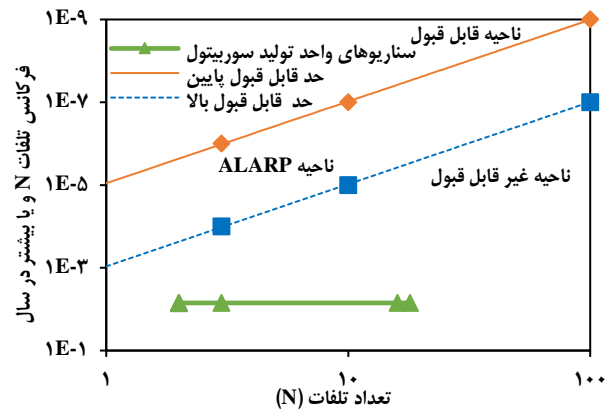
آتش فورانی		آتش ناگهانی		انفجار	
۴ kW/m	سوختگی درجه ۲			۰/۰۱ bar	فاصله ایمن
۱۲/۵ kW/m	ذوب شدن لوله‌های پلاستیکی	LFL	مرگ	۰/۱۷ bar	آسیب متوسط
۳۷/۵ kW/m	آسیب به تجهیزات فرآیند	۰/۵ LFL	آسیب جزئی	۰/۸۳ bar	تخریب کامل

جدول ۷ - نتایج ریسک سناریوهای تعریف شده برای تجهیزات واحد سنتز سوربیتول

شماره پیامد	فرکانس (تعداد دفعات وقوع پیامد در سال)	تعداد تلفات (تلفات در هر بار وقوع پیامد)	ریسک پیامد هر حادثه (تلفات در سال)	ریسک پیامد هر سناریو (تلفات در سال)
۱	$1/7 \times 10^{-4}$	۰	۰	۰
۲	$5/94 \times 10^{-4}$	۰	۰	$6/34 \times 10^{-7}$
۳	$1/1 \times 10^{-4}$	۰	۰	
۴	$3/96 \times 10^{-6}$	۰/۱۶	$6/34 \times 10^{-7}$	
۵	$3/02 \times 10^{-6}$	۱۶	$4/83 \times 10^{-5}$	
۶	$5/6 \times 10^{-5}$	۲	$1/12 \times 10^{-4}$	$5/64 \times 10^{-4}$
۷	$2/02 \times 10^{-6}$	۲	$4/04 \times 10^{-4}$	
۸	$1/6 \times 10^{-1}$	۰	۰	
۹	$3/83 \times 10^{-5}$	۰	۰	$1/29 \times 10^{-6}$
۱۰	$7/1 \times 10^{-4}$	۰	۰	
۱۱	$2/57 \times 10^{-5}$	۰/۰۵	$1/29 \times 10^{-6}$	
۱۲	$7/2 \times 10^{-3}$	۱۸	$1/26 \times 10^{-1}$	$1/26 \times 10^{-1}$
۱۳	$1/3 \times 10^{-4}$	۲	$2/60 \times 10^{-4}$	
۱۴	$4/68 \times 10^{-6}$	۳	$1/4 \times 10^{-5}$	

همچنین با توجه به جدول ۷، سناریو پارگی کامل راکتور و کمپرسور منجر به بیشترین تعداد تلفات (به ترتیب ۲۰ و ۲۳ نفر) می‌شود. در مطالعات محمداقوام و همکاران [۲۲] که به بررسی واحد تولید هیدروژن در پالایشگاه نفت پرداخته اند، بیشترین میزان تلفات ناشی از سناریوهای پارگی کامل سوراخ در راکتور و میدل حرارتی بوده است که میزان آن به ترتیب برابر ۱۸ و ۱۵ نفر در هر حادثه بوده است. کمتر بودن تعداد تلفات در سناریوهای مشابه به علت متفاوت بودن پارامترهایی مانند شرایط عملیاتی دو واحد، دبی جرمی تخلیه هیدروژن، تراکم جمعیت و شرایط آب هوایی می‌باشد.

همچنین با توجه به شکل ۴، ریسک ناشی از این سناریوها در محدوده‌ی غیرقابل قبول ریسک قرار می‌گیرد و لازم است اقدامات لازم برای مدیریت ریسک این تجهیزات در الویت قرار بگیرد. در مطالعه هادف و همکاران [۵۳] سیستم پیچیده‌ی تولید هیدروژن، EGA-9000، در مادرید اسپانیا مورد مطالعه و تحلیل ریسک قرار گرفته است. روش دنبال شده در این آنالیز شامل تکنیک تحلیل عملکردی سیستم^۲ و روش هازوپ می‌باشد. آنالیز سی و سه سناریو

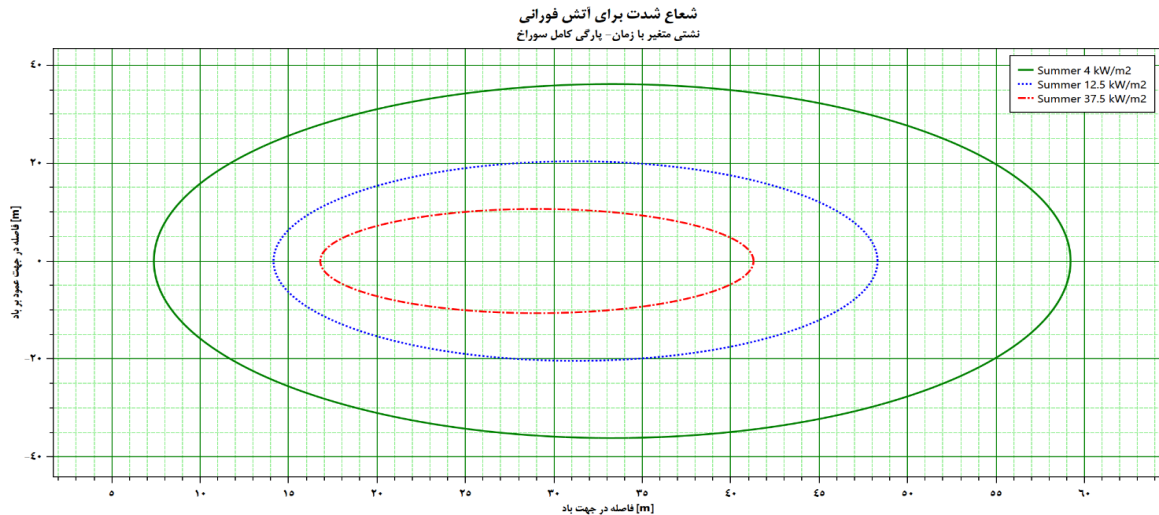


شکل ۴ - مقایسه نمودار F-N واحد تولید سوربیتول و معیارهای ریسک اجتماعی

روی راکتور و میدل حرارتی دارای ریسک قابل قبول می‌باشند. همچنین پیامدهای ناشی از سوراخ متوسط نیز با توجه به جدول ۷ باعث مرگ کمتر از ۱ نفر می‌شود. به همین علت در ادامه تنها به بررسی بیشتر سناریو پارگی کامل پرداخته شده است.

(۱) Hadeef et al

(۲) Functional Analysis System Technique (FAST)



شکل ۱ - نمودار شعاع شدت برای آتش فورانی در راکتور در تابستان با استفاده از نرم‌افزار PHAST

این شکل افرادی که در درون محدوده‌ی قرمز قرار بگیرند، در عرض ۱ ثانیه در اثر تشعشع ناشی از آتش (شدت تشعشع معادل $37/5 \text{ kW/m}^2$) جان خود را به علت نداشتن زمان کافی برای فرار از دست می‌دهند. همچنین این مقدار تابش می‌تواند منجر به آسیب کامل به تجهیزات و تخریب سازه‌ها شود [۳۷]. افرادی که در محدوده‌ی مشخص شده با آبی (تابش $12/5 \text{ kW/m}^2$) در مدت ۱۰ ثانیه قرار بگیرند، دچار سوختگی درجه‌ی دوم می‌شوند و این محدوده تا فاصله 46 m از محل وقوع آتش فورانی ادامه دارد. همچنین طبق توصیه موسسه مهندسان شیمی آمریکا [۵۵]، فرد در صورت قرار گرفتن در معرض تابش 4 kW/m^2 به مدت $14/5$ ثانیه حد تحمل درد را تجربه می‌کند. همچنین میزان $1/6 \text{ kW/m}^2$ به عنوان حد ایمن 100% در نظر گرفته می‌شود که فرد در صورت بودن در این مکان بدون هیچ وسیله‌ی حفاظتی آسیبی نمی‌بیند. این فاصله برای راکتور برابر فاصله 70 m از این تجهیز می‌باشد.

همچنین با توجه به شکل ۵ در فاصله $60/08 \text{ m}$ میزان تابش به $3/41 \text{ kW/m}^2$ کاهش پیدا می‌کند و در این فاصله احتمال مرگ برابر 0% می‌باشد. در مطالعه‌ی لی ژیونگ و همکاران [۵۶] این فاصله برابر 10 m بوده است که علت این تفاوت، متفاوت بودن قطر سوراخ ایجاد شده بر روی بدنه تجهیز می‌باشد. همچنین، لازم به ذکر می‌باشد میزان تابش حرارتی رسیده و جذب شده توسط یک فرد در اثر شعله‌ی ناشی از سوختن هیدروژن گازی بستگی به فاکتورهای مختلفی از جمله مدت زمان در معرض شعله بودن، سرعت سوختن، گرمای سوختن، سطح سوختن و شرایط عملیاتی دارد [۵۷].

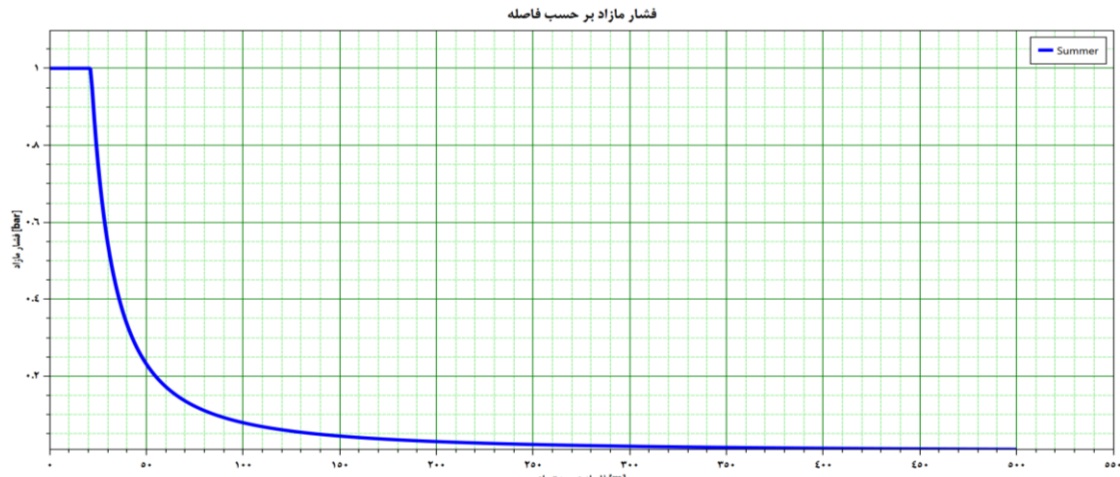
شناخته شده توسط تحلیل ریسک نشان می‌دهد که ریسک این واحد در محدوده غیر مطمئن می‌باشد. همچنین ۵ سناریو در محدوده غیر قابل قبول ریسک قرار گرفته است.

مخزن گاز، یکی از تجهیزات مهم ذخیره‌سازی در تشکیلات شیمیایی می‌باشد. هنگامی که انفجاری در این مخازن رخ می‌دهد، می‌تواند منجر به خسارت گسترده و تعداد بالایی تلفات شود. در مطالعات ژنگ و همکاران [۵۴] برای بررسی پیامد حوادث مربوط به تانک حاوی گاز به حجم 5000 m^3 از مدل انفجار معادل TNT، تحلیل کمی ریسک و نرم‌افزار FLACS به منظور بررسی کمی پیامدهای انفجار استفاده شده است. محدوده‌ی تلفات ایجاد شده در اثر انفجار ابر بخار بدست آمده است. سپس نتایج شبیه‌سازی با آسیب ناشی از انفجار مخزن گازی واقعی مقایسه شده است و درستی نتایج شبیه‌سازی تایید شده است. با توجه به استاندارد ملی چین، ریسک فردی ناشی از انفجار مخزن مورد مطالعه در محدوده قابل تحمل می‌باشد و ریسک اجتماعی در محدوده‌ی قابل تحمل به وسیله‌ی کاهش مساحت تحت تاثیر تا حد ممکن، قرار گرفته است. در آخر، آنالیز کیفی به منظور بررسی علل وقوع انفجار انجام گرفته است که می‌توان از این آنالیزها برای جلوگیری از وقوع حوادث مشابه نیز استفاده نمود.

نتایج شبیه‌سازی با نرم‌افزار PHAST

شکل ۵، تخمین شعاع آسیب‌پذیری در اثر نشت هیدروژن در سناریو پارگی کامل سوراخ در راکتور را نشان می‌دهد. با توجه به

(۱) Zhang et al



شکل ۶ - فشار مازاد هنگام انفجار در برابر فاصله از محل انفجار در کمپرسور در تابستان با استفاده از نرم افزار PHAST

در مطالعات مونیس و همکاران^۱ [۵۹] شعاع آتش ناگهانی ناشی از نشت هیدروژن از تانکر هیدروژن برابر ۴۰۰m بوده است که بسیار بیشتر از شعاع تحت تاثیر آتش ناگهانی در مطالعه‌ی حاضر می‌باشد زیرا در کار تحقیقاتی مونیس و همکاران، ۱۰۰٪ تانکر هیدروژن بوده است که باعث شعاع بیشتر آتش ناگهانی می‌شود، در حالی که در این پروژه علاوه بر هیدروژن، محلول دکستروز نیز وارد راکتور می‌شود و راکتور حاوی هیدروژن خالص نبوده است.

در مطالعه‌ای دیگر توسط گریونی و همکاران^۲ [۶۰] شعاع آتش ناگهانی برابر ۱۳m بوده است که بسیار کمتر از شعاع تحت تاثیر آتش ناگهانی در پروژه حاضر می‌باشد زیرا در مطالعه گریونی و همکاران نشت از لوله‌ی انتقال هیدروژن بررسی شده است و قطر سوراخ ایجاد شده بر روی لوله بسیار کوچکتر از پارگی کامل سوراخ بر روی راکتور می‌باشد، در نتیجه دبی جرمی نشت کمتر از مقدار این پارامتر در مطالعه‌ی حاضر می‌باشد که باعث کاهش شعاع آتش ناگهانی می‌شود. با توجه به داده‌های بدست آمده از نرم‌افزار PHAST، فاصله‌ی میزان تابش حرارتی ناشی از آتش فورانی در تابستان نسبت به زمستان کاهش می‌یابد. این نتایج با یافته‌های ژو و همکاران^۳ [۶۱] مطابقت دارد. علت اصلی این تفاوت به علت بیشتر بودن چشمگیر دما در تابستان نسبت به زمستان می‌باشد زیرا فلاکس تابش حرارتی در دمای بالاتر بیشتر می‌باشد که باعث کوتاه‌تر شدن فاصله می‌شود، همچنین، پایداری جوی تاثیری بر روی فاصله‌ی تابش حرارتی ندارد و مقدار این پارامتر برای تمامی پایداری‌های A تا F یکسان می‌باشد. از طرفی دیگر، رطوبت بر فاصله‌ی تابش حرارتی اثری معکوس دما دارد،

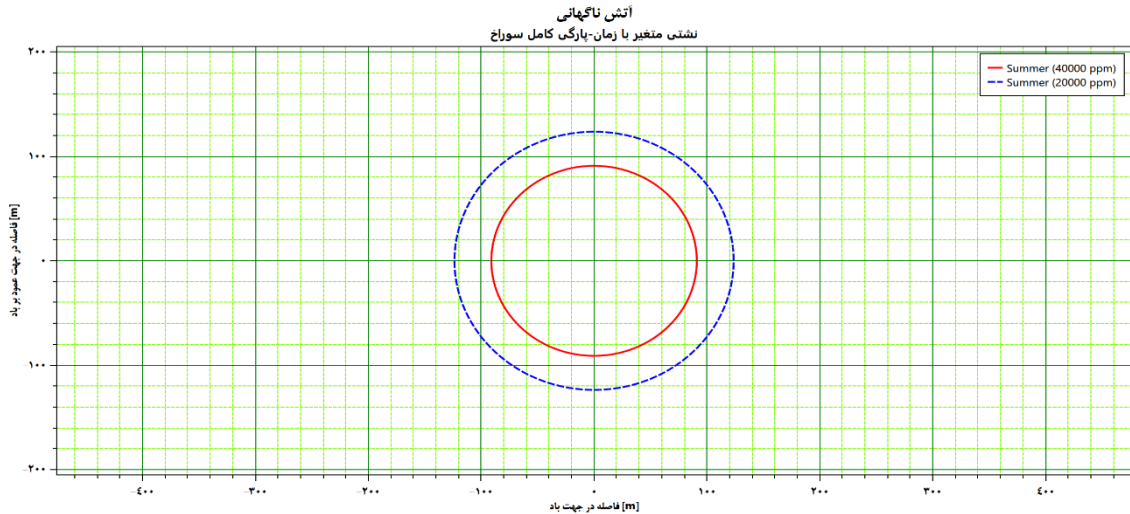
شکل ۶ فشار مازاد در فواصل مختلف را نشان می‌دهد. با توجه به منبع [۳۷]، فشار مازاد بیشتر از ۰/۳ bar منجر به کشته شدن ۱۰۰٪ افراد می‌شود. با توجه به شکل ۶ فاصله از محل وقوع انفجار تا مکانی که میزان فشار مازاد برابر ۰/۳bar است، برابر ۴۲/۷۸m می‌باشد و تمامی افراد حاضر در این ناحیه کشته می‌شوند. همچنین میزان فشار مازاد مورد نیاز برای تخریب کامل ساختمان برابر ۰/۷ bar می‌باشد که این فاصله برابر ۲۶/۰۸m نسبت به کمپرسور می‌باشد. بنابراین، تمامی تجهیزات و ساختمان‌هایی که در این فاصله از کمپرسور قرار داشته باشند، به صورت کامل تخریب می‌شوند. فاصله‌ی ایمن برابر فاصله‌ی است که در آن فشار مازاد کمتر از ۰/۱bar باشد [۱۵] که این فاصله برابر ۴۹۳/۹۳m نسبت به کمپرسور می‌باشد.

شکل ۷ محدوده گسترش آتش ناگهانی را نشان می‌دهد. ناحیه نشان داده شده با رنگ قرمز محدوده‌ای را نشان می‌دهد که در آن غلظت هیدروژن از غلظت LFL فراتر رفته است و در صورت وقوع جرقه‌ای در این فاصله از کمپرسور، آتش فورانی رخ می‌دهد و تمامی افرادی که در این ناحیه مستقر باشند، کشته می‌شوند. با توجه به این نمودار، نباید تجهیزاتی که منجر به ایجاد جرقه می‌شود مانند وسایل الکتریکی را در این محدوده قرار داد. همچنین نصف غلظت LFL به عنوان مکان با فاصله‌ی ایمن از تجهیز در نظر گرفته می‌شود [۵۸] که این فاصله برابر ۱۲۳/۶۴m نسبت به کمپرسور می‌باشد. هر چند این موضوع باید در نظر گرفته شود که فاصله ایمن تنها بر اساس شدیدترین پیامد در نظر گرفته شده است نه براساس ریسک که در آن فرکانس پیامد نیز دخیل می‌باشد.

(۱) Moonis et al

(۳) Zhu et al

(۲) Gerboni et al



شکل ۷ - محدوده تحت تاثیر بر اثر آتش ناگهانی در کمپرسور بر اثر نشت هیدروژن در سناریو پارگی کامل سوراخ با استفاده از نرم‌افزار PHAST

این سنسورها نیز در نظر گرفته شود. همچنین می‌توان نحوه‌ی قرارگیری تجهیزات و فاصله‌ی آنها از یکدیگر را به نحوی تغییر داد تا از وقوع حوادث پیش‌گیری نمود و احتمال وقوع اثرات دومینویی را کاهش داد. هرچند تمامی تغییرات در طراحی واحد باید زیر نظر متخصصان واجد شرایط انجام گیرد و سپس مجدد آنالیز ریسک واحد به‌روزرسانی شود. چارچوب ارائه‌شده در این مطالعه بهتر است در مراحل اولیه‌ی ساخت و طراحی یک سیستم انجام شود تا از هزینه‌های عملیاتی و نگهداری در آینده جلوگیری شود. نتایج بدست آمده از این مطالعه این امکان را فراهم می‌کند تا اقدامات کنترل‌کننده و پیشگیرانه‌ای را جهت کاهش و جلوگیری از وقوع حادثه آتش‌سوزی و انفجار در پیش گرفته شود و بدین ترتیب جان انسان‌ها، محیط زیست و تاسیسات را حفظ کرده و مانع از ضررهای جانی و مالی در واحد مورد نظر شود. پیشنهاد می‌شود از مجموعه مراحل تحلیل ریسک کمی و کیفی شرح داده شده برای تحلیل ریسک سایر واحدهای مشابه (واحدهایی که دارای مواد آتش‌زا و نیز شرایط دمایی و فشاری بالا) استفاده نمود. به منظور افزایش دقت نتایج بدست آمده می‌توان فاکتورهای انسانی از جمله رفتارهای غیر ایمن منجر به حادثه را نیز در تحلیل ریسک دخیل نمود.

یعنی در رطوبت بالاتر میزان فاصله تابش حرارتی کوتاه‌تر می‌باشد. این بدان معنا است که اگر تنها اثر رطوبت بررسی شود در زمستان فاصله‌ی تابش حرارتی کوتاه‌تر از تابستان خواهد بود. اما تاثیر رطوبت بر این پارامتر کمتر از اثر دما می‌باشد [۶۱].

در مطالعه‌ی لی ژیونگ و همکاران [۵۶] بیشترین میزان تابش حرارتی ناشی از آتش ناگهانی بسیار کمتر از میزان این پارامتر در مطالعه حاضر یعنی 350 kW/m^2 بوده است، زیرا قطر پارگی مورد مطالعه در این پروژه کمتر از قطر پارگی در مطالعه‌ی لی ژیونگ و همکاران می‌باشد.

نتیجه‌گیری

در این مطالعه تجزیه و تحلیل جامع ریسک در واحد تولید سوریبتول نشان داده شده است. با توجه به نتایج بدست آمده از شبیه‌ساز ریسک و پیامد، نرم‌افزار PHAST، آتش ناگهانی، آتش فورانی و انفجار از اصلی‌ترین پیامدهای ناشی از سناریوهای تعریف شده در واحد تولید سوریبتول می‌باشد. با توجه به محاسبات انجام شده، وقوع سناریو پارگی کامل سوراخ در این دو تجهیز می‌تواند منجر به مرگ حدود ۳۰ نفر از افراد حاضر در واحد تولید سوریبتول مورد نظر شود. همچنین با توجه به نتایج حاصل از QRA، ریسک ناشی از سناریوهای مربوط به تجهیزات راکتور و کمپرسور در ناحیه غیرقابل قبول قرار دارد که باید در الویت مدیریت ریسک قرار بگیرند تا ریسک ناشی از پیامدهای این تجهیزات تا حد قابل قبول کاهش یابد. بدین منظور، برای کاهش خطرات ناشی از نشت هیدروژن می‌توان از سنسور هیدروژن جهت شناسایی نشتی احتمالی استفاده نمود. در این صورت، باید برنامه‌ای برای نگهداری و بازرسی دوره‌ای

تاریخ دریافت: ۱۴/۰۸/۱۳۹۹؛ تاریخ پذیرش: ۰۵/۱۰/۱۴۰۱

مراجع

- [1] Marques C., Tarek R., Sara M., Brar S.K., "Sorbitol Production from Biomass and Its Global Market", Platform Chemical Biorefinery, 217-227 (2016).
- [2] Ozalp N., Energy and Material Flow Models of Hydrogen Production in the U.S. Chemical Industry, *International Journal of Hydrogen Energy*, **33(19)**: 5020-5034 (2008).
- [3] Zarei E., Jafari M.J., Badri N., Risk Assessment of Vapor Cloud Explosions in a Hydrogen Production Facility with Consequence Modeling, *Journal of Research in Health Sciences*, **13(2)**: 181-187 (2013).
- [4] Shirali G.A., Mohammadfam I., Ebrahimipour V., A New Method for Quantitative Assessment of Resilience Engineering by Pca and Nt Approach: A Case Study in a Process Industry, *Reliability Engineering & System Safety*, **119**: 88-94 (2013).
- [5] Dormohammadi A., Zarei E., Delkhosh M.B., Gholami A., Risk Analysis by Means of a QRA Approach on a Lpg Cylinder Filling Installation, *Process Safety Progress*, **33(1)**: 77-84 (2014).
- [6] Abdel N., Ismail I., Moneim E., Simulation of Ammonia Production Using Hysys Software, *Chemical and Process Engineering Research*, **62**: 14-22 (2020).
- [7] Haydary J., "Haydary, Juma. Chemical Process Design and Simulation: Aspen Plus and Aspen Hysys Applications", John Wiley & Sons, (2019).
- [8] Yanga M., Youb F., Process Design and Analysis of Ethylene and Propylene Manufacturing from Shale Gas, *Chemical Engineering Transactions*, **61**: (2017).
- [9] Rezakazemi M., Rahmanian N., Jamil H., Shirazian S., Process Simulation and Evaluation of Ethane Recovery Process Using Aspen-Hysys, *Chemical Engineering Transactions*, **70**: 961-966 (2018).
- [10] Sladkovskiy D.A., Godina L.I., Semikin K.V., Sladkovskaya E.V., Smirnova D.A., Murzin D.Y., Process Design and Techno-Economical Analysis of Hydrogen Production by Aqueous Phase Reforming of Sorbitol, *Chemical Engineering Research and Design*, **134**: 104-116 (2018).
- [11] Khan F.I., Abbasi S.A., Techniques and Methodologies for Risk Analysis in Chemicalprocess Industries, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, **11**: 261-277 (1998).
- [12] Vianelloa C., Guerrinia L., Maschio G., Murab A., Consequence Analysis: Comparison of Methodologies under Api Standard and Commercial Software, *CHEMICAL ENGINEERING*, **36**: 511-516 (2014).
- [13] Bouafia A., Bougofa M., Rouainia M., Medjram M.S., Safety Risk Analysis and Accidents Modeling of a Major Gasoline Release in Petrochemical Plant, *Journal of Failure Analysis and Prevention*, **20**: 358-369 (2020).
- [14] Rosyid O.A., Jablonski D., Hauptmanns U., Risk Analysis for the Infrastructure of a Hydrogen Economy, *International Journal of Hydrogen Energy*, **32(15)**: 3194-3200 (2007).
- [15] Jafari M.J., Zarei E., Badri N., The Quantitative Risk Assessment of a Hydrogen Generation Unit, *International Journal of Hydrogen Energy*, **37**: 19241-19249 (2012).

- [۱۶] جعفری م.، دوازده امامی س.، ولایت زاده م.، پیامدهای حریق و انفجار در واحد تقطیر پالایشگاه میعانات گازی ستاره خلیج- فارس با استفاده از نرم- افزار PHAST، فصلنامه بهداشت کار و ارتقا سلامت، (۱)۶: ۱۳ تا ۲۸ (۱۴۰۲-۱۴۰۱).
- [17] Kwon D., Choi S.K., Yu C., [Improved Safety by Crossanalyzing Quantitative Risk Assessment of Hydrogen Refueling Stations](#), *International Journal of Hydrogen Energy*, **47**: 10788-10798 (2022).
- [18] Bahmani R., Pouyakyan M., Khodakarim S., Bidel H., Salehi A., [Risk Assessment and Consequence Analysis of Fire and Explosion in a Vinyl Chloride Monomer Tank by Phast](#), *Journal of Safety Promotion and Injury Prevention*, **8**: 208-218 (2021).
- [19] Yousefzadegan M.S., Masoudi A.M., Ashtiani Kazemi Y., Kambarani M., Pishbin S.I., ["Consequence Analysis for Probable Accidents of Filter Separators Installed in Gas Pressure Reduction Stations"](#), *2nd International Conference on Environmental Science and Development*, Singapore, (2011).
- [20] Nabhani N., Mahmoodi H., Akbarifar A., [Consequence Modeling of Major Accidents of a Real Butane Storage Tank](#), *Process Safety Progress*, **39(2)**: e12098 (2020).
- [21] Jiang D., Pan X.-H., Hua M., Mébarki A., Jiang J.-C., [Assessment of Tanks Vulnerability and Domino Effect Analysis in Chemical Storage Plants](#), *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, **60**: 174-182 (2019).
- [22] Mohammadfam I., Zarei E., [Safety Risk Modeling and Major Accidents Analysis of Hydrogen and Natural Gas Releases: A Comprehensive Risk Analysis Framework](#), *International Journal of Hydrogen Energy*, **40**: 13653-13663 (2015).
- [23] Izvercian M., Ivascu L., Miclea S., Radu A., [Hazard Identification and Risk Assessment in Sustainable Enterprise](#), *International Proceedings of Economics Development and Research*, **52(12)**: (2012).
- [24] Gould J., Glossop M., Ioannides A., Gould J., ["Review of Hazard Identification Techniques"](#), Crown, Sheffield, (2000).
- [25] Wells G., ["Hazard Identification and Risk Assessment"](#), Institution of Chemical Engineers, (1997).
- [26] [SDS Search and Product Safety Center](#), Sigma-Aldrich, (2020).
- [27] Di Domenico J., Vaz Jr C.A., de Souza Jr M.B., [Quantitative Risk Assessment Integrated with Process Simulator for Anew Technology of Methanol Production Plant Using Recycled CO₂](#), *Journal of Hazardous Materials*, **274**: 164-172 (2014).
- [28] [Hydrogen Tools](#), (2020).
- [29] Darbra R.-M., Casal J., [Historical Analysis of Accidents in Seaports](#), *Safety Science*, **42(2)**: 85-98 (2004).
- [30] ["Risk Assessment Data Directory: Process Release Frequencies"](#), (2019).

- [31] Veritas D.N., "H₂ Release and Jet Dispersion-Validation of Phast and KFX, Report for DNV Research Ct1910", DNV energy, (2008).
- [32] Lees F., "Lees' Loss Prevention in the Process Industries: Hazard Identification, Assessment and Control", Butterworth-Heinemann, (2005).
- [33] Witlox H.W.M., Fernandez M., Harper M., Oke A., Stene J., Xu Y., "Verification and Validation of Phast Consequence Models for Accidental Releases of Toxic or Flammable Chemicals to the Atmosphere, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, **55**: 457-470 (2018).
- [34] Isfahan, Isfahan, Iran Weather History, IBM Cloud, (2020).
- [35] LaChance J., Houf W., Middleton B., Fluer L., "Analyses to Support Development of Risk-Informed Separation Distances for Hydrogen Codes and Standards", Sandia Report, (2009).
- [36] Pasman J.H., Rogers J.W., "Risk Assessment by Means of Bayesian Networks: A Comparative Study of Compressed and Liquefied H₂ Transportation and Tank Station Risks, *International Journal of Hydrogen Energy*, **37(22)**: 17415-17425 (2012).
- [37] Casal J., "Evaluation of the Effects and Consequences of Major Accidents in Industrial Plants", Elsevier, (2017).
- [38] Disasters C.f.t.P.o., "Guidelines for Quantitative Risk Analysis(the "Purple Book")", The Hague, SDU, (1999).
- [39] Bai Y., Jin W.-L., "Risk Assessment Methodology", Butterworth-Heinemann, 709-723 (2016).
- [40] "Risk Acceptance", Norsk Hydro ASA and Det Norske Veritas AS for WP5.2 European Integrated Hydrogen Project 2, (2003).
- [41] Hadeif H., Negrou B., Ayuso T.G., Djebabra M., Ramadane M., "Preliminary Hazard Identification for Risk Assessment on a Complex System for Hydrogen Production, *Energy*, **45(20)**: 11855-11865 (2020).
- [42] Gye H.-R., Seo S.-K., Bach Q.-V., Ha D., Lee C.-J., "Quantitative Risk Assessment of an Urban Hydrogen Refueling Station, *International Journal of Hydrogen Energy*, **44(2)**: 1288-1298 (2019).
- [43] Pidgeon N.F., "Safety Culture and Risk Management in Organizations, *Cross-Cultural Psychology*, **22(1)**: 129-140 (1991).
- [44] Saloua B., Mounira R., Salah M.M., "Fire and Explosion Risks in Petrochemical Plant: Assessment, Modeling and Consequences Analysis, *Journal of Failure Analysis and Prevention*, **19**: 903-916 (2019).
- [45] Feng Y., Cao J., Zhang Y., Jin D., "Safety Analysis and Risk Control of Shore-Based Bunkering Operations for Hydrogen Powered Ships, *World Electric Vehicle Journal*, **12(4)**: 162 (2021).
- [46] Kim K., Kang H., Kim Y., "Risk Assessment for Natural Gas Hydrate Carriers: A Hazard Identification (Hazid) Study, *Energies*, **8**: 3142-3164 (2015).
- [47] Herrera d.l.O., Angel M., Luna A.S., Costa A.C.A.d., Lemes E.M.B., "Risk Analysis: A Generalized Hazop Methodology State-of-the-Art, Applications, and Perspective in the Process Industry, *Vigilância Sanitária em Debate: Sociedade, Ciência & Tecnologia*, **6(2)**: 106-121 (2018).

- [48] Chitose K., Ogoshi H., Kawai K., Mizuno Y., A. S., "Risk Assessment Methodology for Hydrogen Refueling Station", Lyon, (2006).
- [49] "The Maritime Engineering Reference Book", (2008).
- [50] Markert F., Marangon A., Carcassi M., Duijm N.J., Risk and Sustainability Analysis of Complex Hydrogen Infrastructures, *International Journal of Hydrogen Energy*, **42(11)**: 7698-7706 (2017).
- [51] Carcassi M.N., "Risk Analysis of Complex Hydrogen Infrastructures", Brussels, (2015).
- [52] Wells G., Wardman M., Whetton C., Preliminary Safety Analysis, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, **6(1)**: 47-60 (1993).
- [53] Hadeif H., Negrou B., Ayuso T.G., Djebabra M., Ramadan M., Preliminary Hazard Identification for Risk Assessment on a Complex System for Hydrogen Production, *International Journal of Hydrogen Energy*, **45(20)**: 11855-11865 (2020).
- [54] Zhang Q., Zhou G., Hu Y., Wang S., Sun B., Yin W., Guo F., Risk Evaluation and Analysis of a Gas Tank Explosion Based on a Vapor Cloud Explosion Model: A Case Study, *Engineering Failure Analysis*, **101**: 22-35 (2019).
- [55] "Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis", A JOHN WILEY & SONS, INC, New York, (2000).
- [56] Li Zhiyong P., Jianxin M., Quantitative Risk Assessment on 2010 Expo Hydrogen Station, *International Journal of Hydrogen Energy*, **36**: 4079-4086 (2011).
- [57] "Safety Standard for Hydrogen and Hydrogen Systems", (1997).
- [58] Haghazarloo H., Parvini M., Lotfollahi M.N., Consequence Modeling of a Real Rupture of Toluene Storage Tank, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, **37**: 11-18 (2015).
- [59] Moonis M., Wilday A., Wardman M., 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 (2010).
- [60] Gerboni R., Salvador E., Hydrogen Transportation Systems: Elements of Risk Analysis, *Energy*, **34**: 2223-2229 (2009).
- [61] Zhu H., Mao Z., Wang Q., Sun J., The Influences of Key Factors on the Consequences Following the Natural Gas Leakage from Pipeline, *Procedia Engineering*, **62**: 592-601 (2013).