

ارزیابی تأثیرات و پیامدهای حوادث بزرگ در کارخانجات صنعتی



نویسنده:

Joaquim Casal

مترجمین:

دکتر داود رشتچیان، دکتر اسلام کاشی، مهندس محمد فرمد
مهندس ساغر ناصح پور، مهندس حمید کارشکی

ارزیابی تأثیرات و پیامدهای حوادث بزرگ در کارخانجات صنعتی

نویسنده: Joaquim Casal



www.simahonar.com

در حوزه مدلسازی حوادث و آنالیز ریسک ما با میزان قابل توجهی از عدم قطعیت سروکار داریم. ما اغلب این مسأله را با فرضیات ساده کننده جبران می‌کنیم. صرف نظر از دقت مدل و نحوه استفاده از آن همواره مقداری خطا خواهیم داشت. در اینجا نیز مانند دیگر حوزه‌های مهندسی تجربه و داوری مناسب ضروری است. تدوین این کتاب یک تجربه شخصاً آگنا کننده بوده است. امیدوارم به نحوی در بهبود ایمنی تجهیزات صنعتی و کیفیت محیط زیست مؤثر واقع گردد.





ارزیابی تأثیرات و پیامدهای حوادث بزرگ در کارخانجات صنعتی

نویسنده: ژاکیم کوسل

مترجمین:

دکتر داود رشتچیان، دکتر اسلام کاشی، مهندس محمد فرمد

مهندس ساغر ناصح پور، مهندس حمید کارشکی

این کتاب با حمایت مالی شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران و در مرکز طراحی
فرآیند، ایمنی و کاهش ضایعات (CPSL) دانشگاه صنعتی شریف ترجمه گردیده است.



شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران



شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده های نفتی ایران

تهران - خیابان استاد نجات الهی - خیابان ورشو - پلاک ۴ - تلفن: ۸۸۹۰۷۸۸۶

نام کتاب: ارزیابی تأثیرات و پیامدهای حوادث بزرگ در کارخانجات صنعتی
تألیف: ژاکیم کوسل

بررسی و تصویب: مدیریت بهداشت، ایمنی و محیط زیست
مترجمین: دکتر داود رشتچیان، دکتر اسلام کاشی، مهندس محمد فرمند، مهندس ساغر ناصح پور،
مهندس حمید کارشکی

نوبت و سال انتشار: چاپ اول / ۱۳۹۱

تیراژ: ۱۰۰۰

چاپ: شرکت ایرانچاپ ۲۹۹۹۹

نشر: انتشارات روابط عمومی شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده های نفتی ایران

www.niorde.ir

حق چاپ محفوظ است

ارزیابی تأثیرات و پیامدهای حوادث بزرگ در کارخانجات صنعتی

پیشگفتار مترجمین

در واحدهای صنعتی امروزی بدلیل شرایط عملیاتی حاد، پتانسیل حوادث قابل ملاحظه‌ای وجود دارد. مروری بر سوابق حوادث نشان می‌دهد که هر چند احتمال بروز حادثه و خسارت‌های ناشی از آن در همه جا یکسان نیست، اما به کشور خاص، صنعت خاص و زمان خاص نیز محدود نمی‌شود و شکل یکسانی نیز ندارد. از طرف دیگر حتی وجود تکنولوژی پیشرفته، جلوگیری از حادثه را تضمین نمی‌کند و همواره پتانسیل خطر وجود دارد. افزون بر این، بررسی دقیق حوادث معروف ثابت می‌کند که قسمت اعظم آنها نه فقط قابل پیشگیری بلکه قابل پیش‌بینی بوده‌اند.

در این راستا و در جهت معرفی و پیشبرد علم ایمنی در جامعه علمی و صنعتی ایران، مرکز طراحی فرآیند، ایمنی و کاهش ضایعات (CPSL) در سال ۱۳۷۹ در دانشکده مهندسی شیمی و نفت دانشگاه صنعتی شریف تأسیس گردید. این مرکز از زمان تشکیل تاکنون با بهره‌گیری از اساتید دانشگاه و پرسنل با تجربه و نیز استفاده از به روز ترین نرم‌افزارهای حرفه‌ای توانسته است همکاری‌های نزدیکی با صنایع نفت، گاز و پتروشیمی و صنایع شیمیایی در زمینه‌های مختلف طراحی فرآیند، ایمنی در صنایع فرایندی، مدیریت HSE و دیگر زمینه‌های مرتبط داشته و پروژه‌های صنعتی متعددی را با موفقیت به اتمام برساند.

در ادامه این فعالیت‌ها، این مرکز پروژه پژوهشی خدمات مشاوره مدلسازی پیامد را با همکاری مدیریت بهداشت، ایمنی و محیط زیست شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران به انجام رسانده و در کنار انجام این پروژه پژوهشی، کتاب حاضر را نیز ترجمه نمود. این کتاب حاوی اطلاعات بالارزشی در زمینه ارزیابی ریسک و آنالیز پیامد بوده و امید است مورد استفاده مهندسين ایمنی قرار گرفته و گامی در جهت پیشبرد علم ایمنی در کشور عزیزمان باشد.

در ترجمه این کتاب، سعی گردیده است تا چارچوب جملات حفظ شده و در عین حال با بیانی ساده، درک مطلب برای خواننده آسان گردد. بی شک این ترجمه خالی از اشکال نبوده و از خوانندگان محترم خواهشمندیم نظرات اصلاحی خود را از طریق سایت این مرکز به آدرس www.cpsl.ir به این مرکز ارسال نمایند.

بدینوسیله بر خود لازم می‌دانیم تا از زحمات کلیه همکاران بویژه آقایان دکتر فرشاد نورایی و مهندس وحید هاشمی که در انجام این پروژه از هیچ کمکی دریغ ننمودند و همچنین مسؤولین محترم مدیریت بهداشت، ایمنی و محیط زیست شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران، بویژه آقای مهندس عباس عبدلی که بدون کمک ایشان این کار میسر نبود، تشکر نماییم.

مرکز طراحی فرآیند، ایمنی و کاهش ضایعات (CPSL)

یادداشت

شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران یکی از صنایع بزرگ و اثرگذار در گستره صنعت کشور، با مسئولیت خطیر پالایش نفت خام، چرخه تامین، انتقال و توزیع انواع فرآورده‌های نفتی را عهده‌دار می‌باشد که بر اساس تفکیک‌فعالیت‌های بالادستی و پایین دستی در وزارت نفت در اسفند ماه سال ۱۳۷۰ تأسیس شد و به‌طور رسمی از سال ۱۳۷۱ در پهنه این مرز و بوم آغاز به فعالیت نمود.

این شرکت از بدو فعالیت خود تاکنون نظر به نیاز روزافزون کشور به فرآورده‌های نفتی، پیوسته کوشا در روزآمدی، سامان‌بخشی، برنامه‌ریزی فعالیت‌های اعم از پالایش، انتقال و توزیع بوده است. بدیهی است مدیریت و راهبری این مهم نیازمند نیروی انسانی خبره، مجرب و متخصص، مجهز به دانش‌های نوین روز و برخوردار از آخرین دست‌آوردهای بشری در عرصه فنآوری بوده و خواهد بود.

در راستای ارتقاء دانش، مهارت و صلاحیت کارکنان خود و عموم متخصصین جامعه، کمیته انتشارات این شرکت پای به عرصه فعالیت فرهنگی نهاد. این کمیته ضمن گشودن چتر حمایتی بر روی کارکنان صاحب اثر و اهل قلم، همواره می‌کوشد با فراهم نمودن اهرم‌های انگیزشی و استفاده از شیوه‌های ترغیبی و تشویقی از رهگذر چاپ و انتشار کتب و مقالات علمی مرتبط با فعالیت‌های شرکت، به سهم خود در گسترش فرهنگ مطالعه ایفای نقش نموده و موجبات افزایش دانش کارکنان را فراهم آورد.

شایان ذکر است به دلیل اهمیت موضوع ایمنی، آتش‌نشانی و HSE و نقش برجسته آن در بهره‌وری، تولید و کاهش حوادث خصوصاً حوادث بزرگ مقیاس صنعت نفت این کمیته با همتی مضاعف اقدام به انتشار کتب ایمنی می‌نماید و مجموعه حاضر در راستای چنین هدفی تدارک شده و تقدیم شما خوانندگان گرامی می‌گردد.

کمیته انتشارات

شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران

امروزه صنایع نفت یکی از مهمترین صنایعی است که زندگی بشر ارتباط تنگاتنگی با آن پیدا کرده و بدون دستیابی به محصولات ناشی از نفت و گاز پیشبرد زندگی امری بسیار دشوار خواهد بود؛ اما برای رسیدن به محصول باید سیستم و پروسه تولید به گونه‌ای عمل نماید که بدون ایراد آسیب به نفقات و تجهیزات بتواند با حداکثر بهره‌وری بهترین محصول را تولید کند. در این راستا تجهیزات فرآیندی نقشی بسیار حیاتی و انکارناپذیر را ایفا می‌کنند که پس از حفظ انسان‌ها به عنوان اصلی‌ترین سرمایه، صیانت از آنها در اولویت دوم قرار می‌گیرد.

پس برای حراست از این تجهیزات و دستگاه‌ها باید اولاً با آنها آشنا شد و ثانیاً خطرات هر یک را شناسایی کرد تا بدین وسیله از بروز حوادث احتمالی پیش‌گیری نمود. حال، از آنجا که به دلیل خطاهای انسانی، اشتباهات فردی و به وجود آمدن برخی شرایط ناایمن هرگز نمی‌توان گفت که سیستم فرآیندی بطور ۱۰۰ درصد ایمن عمل می‌کند، باید تدابیری برای تخمین آثار مخرب حوادث اندیشید تا با انجام اقدامات پیشگیرانه، کنترلی و پیش‌بینی شرایط حادثه از قبیل نشت مواد سمی، آتش‌سوزی و یا انفجار تا حد امکان بتوان تأثیرات منفی حوادث را کاهش داده و در صورت بروز حادثه بهترین واکنش را ارائه نمود.

لذا هدف از تهیه این کتاب، بررسی پیامد حوادث فرآیندی است تا با مطالعه آن توانسته باشیم گامی هرچند کوچک در جهت ارتقاء سطح دانش همکاران و خوانندگان محترم برداریم.

مدیر بهداشت، ایمنی و محیط زیست

شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران

پیشگفتار مؤلف

این کتاب به جنبه‌های اصلی حوادث مختلفی که ممکن است در صنایع یا حمل و نقل مواد خطرناک روی دهند، می‌پردازد. در این زمینه مدل‌های ریاضی جهت پیش‌بینی آثار و پیامدهای این حوادث روی ساختمان‌ها، تجهیزات و افراد بررسی می‌شوند.

در فصول مختلف نشت مواد خطرناک، آتش، انواع انفجار و پخش محصولات سمی یا آتش‌گیر بررسی می‌شوند. همچنین مدل‌های تخمین آسیب‌پذیری که می‌توانند پیامدهای این حوادث را روی نقاط حساس (افراد، تجهیزات) بررسی کنند ارائه شده است. در فصلی که به آنالیز کمی ریسک اختصاص یافته به چگونگی استفاده از روش‌ها و مدل‌های مذکور جهت تعیین ریسک فردی و جمعی برای یک واحد یا فعالیت پرداخته شده است. مطالعه این نوع حوادث جزء اصلی آنالیز ریسک است و برای بهبود ایمنی صنایع و فعالیت‌های مربوطه ضروری است.

این کتاب کاملاً عملی، با بررسی موضوعات اصلی کمک می‌کند تا خواننده این پدیده‌ها را به خوبی درک کند. مدل‌های ارائه شده در این‌جا نسبتاً ساده‌اند و می‌توان از آنها در اکتساب نتایج کاربردی و سودمند، بهره جست. در حقیقت این مدل‌ها اغلب توسط افراد حرفه‌ای به کار گرفته می‌شوند. به منظور ارائه چگونگی کارکرد این مدل‌ها، کاربرد آنها در چند مثال از موارد واقعی ارائه شده است.

اگرچه معمولاً این محاسبات توسط کدهای کامپیوتری صورت می‌گیرند اما برخورداری از دانش مفهومی قوی از مسأله ما را در تحلیل بهتر نتایج و اجتناب از پذیرش نتایج شدیداً محافظه کارانه یا بسیار خوشبینانه یاری می‌دهد. این تشخیص تنها با تسلط بر مدل‌ها، فرضیات و نظریه‌های به کار رفته و فهم دقیقی از مسأله ممکن می‌گردد.

این کتاب برای مهندسانی که در حال حاضر یا در آینده قصد فعالیت در زمینه آنالیز ریسک دارند، دانشجویان سال آخر مقطع کارشناسی (خوشبختانه اخیراً توجه بیشتری به مباحث مرتبط با ایمنی و ریسک می‌گردد)، و دانشجویان تحصیلات تکمیلی طراحی شده است.

من این کتاب را بر پایه تجربیات حرفه‌ای و شغلی خود تدوین نموده‌ام. بنابراین مایل‌م از برخی همکارانی که افتخار همکاری با آنها را در طول ۲۰ سال گذشته دارا بوده‌ام تشکر و قدردانی نمایم. مایلم تشکر ویژه خود نسبت به دوستانم Norberto Piccinini، استاد دانشگاه پلی تکنیک Turin، را اعلام دارم. کسی که دوره‌های ممتازی در زمینه آنالیز ریسک در اسپانیا ارائه کرد و زمینه‌ساز ورود من به این حوزه بود. همچنین از کلیه کسانی که با نقدها و اصلاحاتشان مرا در هر چه بهتر شدن اثر یاری دادند به خصوص همکارانم در مرکز مطالعات ریسک صنایع (CERTEC):

اساتید محترم Joseph Arnaldos و Euàlia Planas و محققین گرامی Jordi Dunjó, Mercedes Adriana Palacios, Gómez-Mares, Miguel Munoz. از استاد Juan A. Vilchez نیز برای ارائه اسناد جالب و بدیع در رابطه با آنالیز کمی ریسک تشکر می‌نمایم. پایان نامه دکتری Andrea Ronza منبع بسیار مفیدی در این رابطه بود. در نهایت مایلم از استاد Joseph M. Salla همکارم در دانشگاه و استاد Roberto Bubbico از دانشگاه Sapienza به خاطر انتقاداتشان قدردانی نمایم.

تدوین این کتاب یک تجربه شخصاً اغنا کننده بوده است. امیدوارم به نحوی در بهبود ایمنی تجهیزات صنعتی و کیفیت محیط زیست مؤثر واقع گردد.

اجازه دهید این متن را با اشاره به یک مفهوم کلیدی به پایان رسانم: در حوزه مدلسازی حوادث و آنالیز ریسک ما با میزان قابل توجهی از عدم قطعیت سروکار داریم. ما اغلب این مسأله را با فرضیات ساده کننده جبران می‌کنیم. صرف نظر از دقت مدل و نحوه استفاده از آن همواره مقداری خطا خواهیم داشت. در اینجا نیز مانند دیگر حوزه‌های مهندسی تجربه و داوری مناسب ضروری است.

ژاکیم کوسل

فهرست مطالب

صفحه	عناوین
ج	پیشگفتار مترجمین
چ	پیشگفتار
ح	مقدمه
خ	پیشگفتار مؤلف
	فصل اول: مقدمه
۲	۱- ریسک
۳	۲- آنالیز ریسک
۶	۳- حوادث بزرگ
۶	۳-۱- انواع
۱۱	۳-۲- خسارت
۱۴	۴- اثر دومینو
۱۵	۴-۱- طبقه بندی آثار دومینو
۱۵	۴-۲- یک مثال
۱۷	۵- مدلسازی ریاضی حوادث
۲۰	فهرست واژه‌ها و اصطلاحات
۲۰	مراجع
	فصل دوم: شرایط منبع
۲۲	۱- مقدمه
۲۴	۲- رهایش مایع
۲۵	۲-۱- جریان مایع از یک سوراخ در تانک
۲۸	۲-۲- جریان مایع داخل لوله
۲۸	۲-۲-۱- دبی مایع
۳۰	۲-۲-۲- فاکتور اصطکاک
۳۳	۳- رهایش گاز / بخار
۳۴	۳-۱- جریان گاز / بخار از یک سوراخ
۳۴	۳-۱-۱- سرعت بحرانی
۳۷	۳-۱-۲- دبی جرمی
۳۸	۳-۱-۳- ضریب تخلیه
۴۱	۳-۲- جریان گاز یا بخار از یک لوله
۴۶	۳-۳- رهایش وابسته به زمان گاز
۴۸	۴- جریان دو فازی
۴۸	۴-۱- تبخیر ناگهانی مایعات
۴۹	۴-۲- تخلیه دو فازی
۵۱	۵- شیرهای اطمینان
۵۲	۵-۱- تخلیه از یک شیر اطمینان

۵۵	۶- تخلیه از شیر اطمینان
۵۵	۶-۱- دبی تخلیه برای مخازن در معرض آتش خارجی
۵۸	۶-۲- دبی تخلیه برای مخازنی که در معرض یک واکنش از کنترل خارج شده قرار می گیرند
۶۲	۷- تبخیر مایع از حوضچه
۶۲	۷-۱- تبخیر مایعات
۶۳	۷-۲- اندازه حوضچه
۶۳	۷-۲-۱- حوضچه روی زمین
۶۳	۷-۲-۲- حوضچه روی آب
۶۳	۷-۳- تبخیر مایعات در حال جوش
۶۴	۷-۴- تبخیر مایعاتی که در حال جوش نیستند
۶۶	۸- توصیه‌های عمومی در مورد جریان‌های بیرون ریز جهت آنالیز کمی ریسک
۶۶	۸-۱- رخدادهای نشستی در تانک‌ها و ظروف تحت فشار
۶۶	۸-۲- رخدادهای نشستی در مخازن اتمسفریک
۶۷	۸-۳- رخدادهای نشستی در لوله‌ها
۶۷	۸-۴- رخدادهای نشستی در پمپ‌ها
۶۷	۸-۵- رخدادهای نشستی در ابزارهای تخلیه
۶۷	۸-۶- رخدادهای نشستی مخازن ذخیره در انبارها
۶۷	۸-۷- رخدادهای نشستی در واحد حمل و نقل یک شرکت
۶۸	۸-۸- تبخیر استخری
۶۹	۸-۹- بیرون‌ریزی و انتشار در اتمسفر
۶۹	فهرست واژه‌ها و اصطلاحات
۷۱	مراجع
	فصل سوم: حوادث آتش
۷۴	۱- مقدمه
۷۴	۲- احتراق
۷۵	۲-۱- واکنش احتراق و گرمای احتراق
۷۶	۲-۲- شعله‌های اختلاطی و شعله‌های نفوذی
۷۶	۳- انواع آتش
۷۷	۳-۱- آتش‌های استخری
۷۸	۳-۲- آتش‌های فورانی
۷۹	۳-۳- آتش‌های ناگهانی
۷۹	۳-۴- آتش‌های کروی
۷۹	۴- اشتعال‌پذیری
۸۰	۴-۱- حدود اشتعال‌پذیری
۸۱	۴-۱-۱- تخمین حدود اشتعال‌پذیری
۸۳	۴-۱-۲- حدود اشتعال‌پذیری مخلوط‌های گازی
۸۴	۴-۱-۳- حدود اشتعال‌پذیری به عنوان تابعی از فشار
۸۵	۴-۱-۴- حدود اشتعال‌پذیری به عنوان تابعی از دما

۸۵	۴-۱-۵- خنثی سازی و منحنی‌های آتش‌گیری
۸۷	۴-۲- دمای نقطه اشتعال
۸۸	۴-۳- دمای خود اشتعالی
۸۹	۵- تخمین تشعشع گرمایی ناشی از آتش
۸۹	۵-۱- مدل چشمه نقطه‌ای
۹۳	۵-۲- مدل شعله جامد
۹۴	۵-۲-۱- ضریب دید
۹۷	۵-۲-۲- قدرت انتشار
۱۰۰	۶- اندازه شعله
۱۰۱	۶-۱- اندازه آتش استخری
۱۰۱	۶-۱-۱- قطر استخر
۱۰۵	۶-۱-۲- نرخ سوختن
۱۰۶	۶-۱-۳- ارتفاع و طول شعله‌ها
۱۰۶	۶-۱-۴- تأثیر باد
۱۰۹	۶-۲- اندازه آتش فورانی
۱۰۹	۶-۲-۱- جریان جت
۱۱۲	۶-۲-۲- شکل و اندازه آتش فورانی
۱۱۵	۶-۲-۳- تأثیر باد
۱۲۰	۶-۳- آتش ناگهانی
۱۲۲	۷- Boilover
۱۲۵	۷-۱- تمایل هیدروکربن‌ها به Boilover
۱۲۶	۷-۲- آثار Boilover
۱۲۶	۸- آتش کروی
۱۲۷	۸-۱- هندسه آتش کروی
۱۲۷	۸-۱-۱- قطر زمین
۱۲۷	۸-۱-۲- قطر و مدت زمان آتش کروی
۱۲۸	۸-۱-۳- ارتفاعی که مرکز آتش به آن دست می‌یابد
۱۲۹	۸-۲- ویژگی‌های گرمایی
۱۲۹	۸-۲-۱- جزء تشعشعی گرما
۱۳۰	۸-۲-۲- قدرت انتشار
۱۳۱	۸-۲-۳- ضریب دید
۱۳۱	۸-۳- E,D,H ثابت یا متغیر
۱۳۳	۹- یک مورد نمونه
۱۳۷	فهرست واژه‌ها و اصطلاحات
۱۴۱	مراجع
	فصل چهارم: انفجارهای ابر بخار
۱۴۶	۱- مقدمه
۱۴۷	۲- ابرهای بخار

صفحه	عناوین
۱۴۸	۳- انفجار و موج انفجار
۱۴۸	۳-۱- موج انفجار
۱۴۹	۳-۲- Detonations
۱۵۰	۳-۳- Deflagration
۱۵۰	۳-۴- سنجش موج انفجار
۱۵۲	۳-۵- انفجارهای زمینی و هوای آزاد
۱۵۳	۴- تخمین انفجار: روش معادل TNT
۱۵۷	۵- تخمین انفجار: روش Multi-Energy
۱۶۱	۶- تخمین انفجار روش BAKER-STREHLOW-TANG
۱۶۵	۷- مقایسه سه روش
۱۶۷	۸- روش آماری در تخمین تعداد کشته‌های محتمل در انفجارهای تصادفی
۱۷۰	۹- مورد نمونه
۱۷۴	فهرست واژه‌ها و اصطلاحات
۱۷۵	مراجع
	فصل پنجم: BLEVE ها و انفجارهای مخازن
۱۷۸	۱- مقدمه
۱۸۰	۲- ساز و کار BLEVE
۱۸۲	۲-۱- فوق داغ شدن مایعات
۱۸۵	۲-۲- حد دمای فوق داغ
۱۸۹	۲-۳- حد دمای فوق داغ از موازنه انرژی
۱۹۱	۲-۴- چه زمانی انفجار، BLEVE است؟
۱۹۶	۳- خرابی مخزن
۱۹۶	۳-۱- مکانیسم
۱۹۷	۳-۲- فشار لازم برای خرابی مخزن
۱۹۹	۴- تخمین آثار انفجار
۱۹۹	۴-۱- تشعشع حرارتی
۱۹۹	۴-۲- انرژی مکانیکی آزاد شده توسط انفجار
۲۰۰	۴-۱-۲- رفتار گاز ایده‌ال و انبساط آیزنتروپیک
۲۰۱	۴-۲-۲- رفتار واقعی و انفجار آدیاباتیک بازگشت ناپذیر
۲۰۴	۴-۳- موج فشار
۲۰۸	۴-۴- استفاده از انرژی فوق گرم کننده مایع در تخمین سریع ΔP
۲۱۲	۴-۵- تخمین ΔP از منحنی‌های مشخصه
۲۱۵	۴-۶- پرتابه‌ها
۲۱۷	۴-۶-۱- محدوده
۲۱۸	۴-۶-۲- سرعت
۲۲۰	۵- اقدامات پیشگیرانه
۲۲۳	۶- موارد نمونه
۲۲۸	فهرست واژه‌ها و اصطلاحات

فصل ششم: پخش اتمسفریک ابرهای سمی یا اشتعال پذیر

۲۳۴	۱- مقدمه
۲۳۴	۲- متغیرهای جوی
۲۳۴	۲-۱- باد
۲۳۸	۲-۲- میزان افت دما با افزایش ارتفاع
۲۴۰	۲-۳- پایداری جوی
۲۴۵	۲-۴- رطوبت نسبی
۲۴۵	۲-۵- واحدهای اندازه گیری
۲۴۶	۳- مدل های انتشار
۲۴۶	۳-۱- رهایش های ناگهانی و پیوسته
۲۴۸	۳-۲- ارتفاع مؤثر انتشار
۲۴۹	۴- مدل های انتشار برای گازهای خنثی (مدل های گاوسی)
۲۵۰	۴-۱- انتشار پیوسته
۲۵۶	۴-۲- انتشار آنی
۲۶۰	۴-۳- رهایش های کوتاه مدت
۲۶۰	۵- مدل های انتشار برای گازهای سنگین تر از هوا
۲۶۳	۵-۱- مدل مک کوئید و بریتر
۲۶۴	۵-۱-۱- رهایش پیوسته
۲۶۶	۵-۱-۲- رهایش آنی
۲۶۸	۵-۱-۳- رهایش در زمان محدود
۲۷۰	۶- محاسبه مختصات منحنی غلظت
۲۷۰	۶-۱- مدل انتگرال پلوم Ooms
۲۷۰	۶-۲- تعیین مختصات منحنی غلظت
۲۷۴	۷- انتشار غبار
۲۷۴	۸- انتشار عوامل بیماری زا در هوا
۲۷۵	۸-۱- منبع انتشار
۲۷۵	۸-۲- انتشار عامل های بیماری زا در هوا
۲۷۶	۸-۳- همه گیری: انتشار ویروس ها در هوا
۲۷۹	۹- فرار
۲۸۰	۱۰- پناه جویی و حفاظت
۲۸۰	۱۰-۱- غلظت در داخل ساختمان
۲۸۰	۱۰-۱-۱- رهایش مداوم
۲۸۱	۱۰-۱-۲- رهایش موقتی
۲۸۳	۱۰-۱-۳- رهایش آنی
۲۸۵	۱۰-۱-۴- رویکرد ساده شده
۲۸۶	۱۱- مورد نمونه
۲۹۰	فهرست واژه ها و اصطلاحات

صفحه	عناوین
۲۹۲	ضمیمه ۶-۱
۲۹۲	مراجع
	فصل هفتم: آسیب پذیری
۲۹۶	۱- مقدمه
۲۹۶	۲- واکنش جمعیت به یک حادثه
۲۹۸	۳- آنالیز ارزش احتمال
۳۰۲	۴- آسیب پذیری در برابر تابش حرارتی
۳۰۲	۴-۱- آسیب به افراد
۳۰۶	۴-۱-۱- معادلات ارزش احتمال
۳۰۶	۴-۱-۲- پوشش و لباس
۳۰۷	۴-۱-۳- فرار
۳۱۰	۴-۱-۴- اثرات هوای داغ
۳۱۰	۴-۲- صدمه به مواد
۳۱۳	۵- آسیب پذیری نسبت به انفجار
۳۱۳	۵-۱- صدمه به افراد مجاور
۳۱۳	۵-۱-۱- پیامدهای مستقیم
۳۱۵	۵-۱-۲- پیامدهای غیرمستقیم
۳۲۰	۵-۱-۳- فرو ریختن ساختمان‌ها
۳۲۰	۵-۲- پیامدهای انفجار بر ساختمان‌ها و سازه‌ها
۳۲۲	۶- آسیب‌پذیری نسبت به مواد سمی
۳۲۵	۶-۱- معادلات دوز و ارزش احتمال
۳۲۸	۶-۲- مواد منتشر شده از آتش
۳۳۱	۷- گازهای خنثی
۳۳۳	۸- تأثیر جان‌پناه
۳۳۳	۸-۱- تابش حرارتی
۳۳۳	۸-۲- افزایش فشار
۳۳۴	۸-۳- مجاورت با مواد سمی
۳۳۴	۹- ارتباط بین تعداد کشته‌شدگان و تعداد افراد صدمه دیده در حوادث عمده
۳۳۵	۱۰- ناحیه بندی بر اساس آسیب پذیری
۳۳۸	۱۱- مورد نمونه
۳۴۲	فهرست واژه‌ها و اصطلاحات
۳۴۳	ضمیمه ۷-۱
۳۴۵	مراجع
	فصل هشتم: آنالیز کمی ریسک
۳۴۸	۱- مقدمه
۳۴۸	۲- مراحل آنالیز کمی ریسک
۳۵۲	۳- ریسک‌های فردی و جمعی
۳۵۲	۳-۱- تعریف ریسک‌های فردی و جمعی

صفحه	عناوین
۳۵۴	۴- نگاشت ریسک
۳۵۴	۴-۱- خطوط هم‌تراز ریسک فردی
۳۵۵	۴-۲- رویه محاسبه ریسک
۳۵۶	۴-۳- ریسک جمعی
۳۵۸	۵- مثال‌های مقدماتی از محاسبه ریسک
۳۶۶	۶- تکرارپذیری‌ها و احتمالات
۳۶۶	۶-۱- تکرار پذیری رویدادهای رایج نشت مواد
۳۶۶	۶-۲- نقصان در سیستم‌های خنثی کننده
۳۶۶	۶-۳- خطای انسانی
۳۶۶	۶-۴- احتمال جرقه و انفجار برای یک ماده‌ی آتش‌گیر رها شده
۳۷۰	۶-۵- شرایط آب و هوایی
۳۷۱	۷- مورد نمونه
۳۷۲	۷-۱- محاسبه تکرارپذیری رویدادهای اولیه
۳۷۴	۷-۲- درخت‌های رویداد برای رویدادهای ابتدایی مختلف
۳۸۲	۷-۳- تأثیر سناریوهای مختلف
۳۹۱	۷-۴- محاسبه ریسک فردی
۳۹۳	فهرست واژه‌ها و اصطلاحات
۳۹۵	مراجع
۳۹۶	پیوست اول
۳۹۹	پیوست دوم
۴۰۱	پیوست سوم
۴۰۸	پیوست چهارم
۴۱۰	پیوست پنجم

فصل اول

مقدمه



۱- ریسک

ریسک مفهومی آشناست که در بسیاری از موضوعات و فعالیت‌های مختلف شامل اقتصاد، کسب و کار، ورزش، صنعت و همچنین در زندگی روز مره با آن برخورد داشته‌ایم. اما همواره با مفهوم یکسانی به آن اشاره نمی‌شود و از همین رو در فضای حرفه‌ای به تعریف دقیقی از این واژه نیازمندیم. تاکنون تعاریف متفاوتی در این باره ارائه شده است که می‌توان به عنوان نمونه به موارد زیر اشاره کرد:

- وضعیتی در یک رخداد، که می‌تواند منجر به پیامدهای منفی و نامطلوب گردد.
- احتمال وقوع یک خطر بالقوه
- پیامدهای نامطلوب یک فعالیت مفروض نسبت به احتمال وقوع آنها
- مقیاس اندازه‌گیری جراحات انسانی، صدمات محیط زیستی یا خسارت‌های اقتصادی بر حسب احتمال وقوع حادثه و بزرگی ضایعه

ارائه تعریف دقیق ریسک، برای اجرای یک ارزیابی ریسک کامل از اهمیت بالایی برخوردار است. در تعریف پذیرفته شده فعلی، ریسک از حاصلضرب تعداد تکرار یک رویداد با شدت پیامدهای احتمالی آن به دست می‌آید.

$$\text{شدت پیامدها} \times \text{تعداد تکرار} = \text{ریسک}$$

بنابراین اگر حادثه‌ای هر ۵۰ سال یکبار روی دهد و ۱۰۰ نفر کشته به عنوان پیامد آن تخمین زده شود ریسک برابر ۲ کشته در سال خواهد بود. چنانچه با همان تعداد تکرار ۳۵×۱۰^۶ یورو خسارت‌های مالی به دنبال داشته باشد ریسک عبارت است از ۶×۱۰^۵ یورو در سال. وجه تمایز ریسک و خطر (شرایط فیزیکی یا شیمیایی که پتانسیل آسیب رسانی به مردم، دارایی‌ها یا محیط را داراست [۱]) در این است که تعداد دفعات وقوع در مفهوم ریسک دیده می‌شود.

این تعریف از ریسک در عین سادگی مشکلاتی را نیز به دنبال دارد. اولین مورد تعیین واحد اندازه‌گیری ریسک است. چرا که پیامدها همواره تعداد مرگ یا مقدار پول بر واحد زمان نمی‌باشند. پیامدها می‌توانند میزان جراحات افراد یا خسارت وارده به محیط باشند که ارزیابی آنها سخت‌تر است. همچنین تخمین تعداد تکرار یک رخداد و شدت پیامدهای آن نیز همواره ساده نیست. خوشبختانه با به کارگیری روش‌های مناسب می‌توان بر این مشکلات فائق آمد و به یک ارزیابی نهایی ریسک دست یافت.

در ارزیابی ریسک یک حادثه مفروض این احتمال وجود دارد که مقدار دقیق متغیرهای خاصی مشخص نباشد (مثلاً در مورد شرایط ماده انتشار یافته (دما، فشار) و یا شرایط جوی (سرعت و جهت باد)). علاوه اغلب پیش‌بینی بعضی شرایط خاص مربوط به منشأ ایجاد حادثه نیز کار دشواری است. به عنوان مثال حادثه بر اساس نشست محتویات سیال از یک لوله یا مخزن شکل می‌گیرد و تنها می‌توان در رابطه با اندازه و محل سوراخ به گمانه زنی پرداخت. در نتیجه مقادیر به دست آمده اغلب تقریبی هستند و ما ناگزیریم به جای استفاده از محاسبات با دقت بالا، از تخمین استفاده کنیم.

از آنجا که انواع مختلفی از ریسک وجود دارد می‌توان آنها را براساس معیارهای مختلف تقسیم بندی کرد. به طور کلی می‌توان ریسک را به سه دسته زیر تقسیم بندی کرد:

- ریسک‌های گروه الف: آنهایی که اجتناب ناپذیرند و بدون اینکه بتوان جبرانشان کرد پذیرفته می‌شوند (مثلاً ریسک مرگ بر اثر صاعقه).
- ریسک‌های گروه ب: آنهایی که اگر بخواهیم دقیق شویم اجتناب پذیرند اما باید در زندگی روزمره اجتناب ناپذیر در نظر گرفته شوند (مانند ریسک مردن در یک حادثه رانندگی).
- ریسک‌های گروه ج: آنهایی که به وضوح اجتناب پذیرند اما افراد برای جایزه یا پاداش خود را در معرض این ریسک، قرار می‌دهند (مانند صعود کردن یا قایق رانی کردن در آب‌های خروشان).

این تقسیم بندی، یک چارچوب مرجع ایجاد می‌کند که می‌توان از آن در تعیین محدوده‌های تحمل‌پذیری برای برخی از ریسک‌ها استفاده کرد. به عنوان نمونه در بسیاری از کشورها حد قابل پذیرش برای میزان تحمل‌پذیری ریسک ناشی از یک تأسیسات صنعتی، برابر 10^{-6} مرگ در سال است. این عدد ۱۰ برابر بزرگتر از حد ریسک‌های نوع الف (همانند صاعقه 10^{-7} در سال) و 10^{-2} برابر ریسک مرگ یک فرد جوان به هر دلیلی می‌باشد.

در فعالیت‌های صنعتی ریسک‌ها معمولاً به ۳ دسته دیگر نیز تقسیم می‌شوند:

- ریسک‌های متداول: مواردی که به فعالیت‌ها یا تجهیزات متداول در اکثر صنایع مربوط می‌شوند (مثلاً مرگ در اثر برق گرفتگی).
- ریسک‌های خاص: مواردی که در ارتباط با استفاده از موادی هستند که دارای ماهیت و خواص خطرناک هستند (مانند مواد سمی یا رادیو اکتیو).
- ریسک‌های بزرگ: مواردی که به حوادث و موقعیت‌های خاص مربوطند و پیامدهای آنها می‌توانند بسیار شدید باشند. مانند حالتی که مقدار زیادی انرژی یا ماده خطرناک در مدت زمان اندکی منتشر شود.

ریسک‌های متداول و ریسک‌های خاص، معمولاً کارکنان موجود در محل را تحت تأثیر قرار می‌دهند. از آنجائی که این نوع ریسک‌ها به موقعیت‌های خاص و استثنایی مربوط نمی‌شوند پیش‌بینی آنها نسبتاً ساده است و می‌توان با اجرای استانداردهای ایمنی از پیامدهای نامطلوب آنها کاست و یا به طور کلی از وقوع آنها پیشگیری کرد. در رابطه با گروه سوم وضعیت متفاوت است. این نوع ریسک‌ها به سختی قابل پیش‌بینی و ارزیابی‌اند. بعلاوه پیامدهای آن فواصل دورتری را تحت تأثیر قرار می‌دهند و این بدان معنی است که به جز کارکنان، جمعیت خارجی نیز تهدید می‌شوند. در نتیجه مجموعه‌ای از روش‌ها به منظور ارزیابی این نوع ریسک‌ها توسعه پیدا کرده‌اند که به مجموعه آنها آنالیز ریسک اطلاق می‌شود.

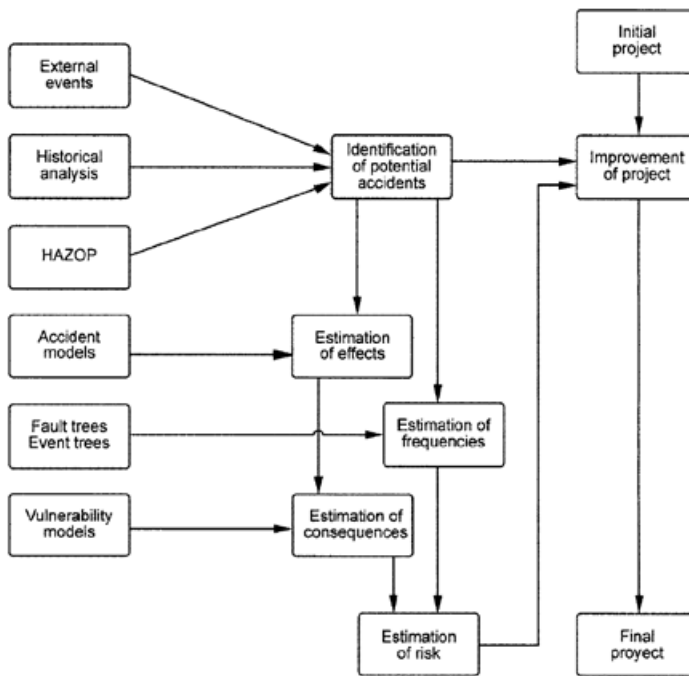
۲- آنالیز ریسک

آنالیز ریسک روش متداولی جهت بررسی انواع مختلف ریسک مربوط به یک تأسیسات صنعتی، یک فعالیت خاص یا عملیات حمل و نقل مواد خطرناک می‌باشد. این روش قادر است برآورد نسبتاً دقیقی از حوادث بالقوه، تعداد دفعات تکرار آنها و همچنین بزرگی آثار و پیامدهای این حوادث، ارائه دهد.

شکل ۱-۱ نمای ساده‌ای از مراحل مختلف لازم در به کارگیری آنالیز ریسک برای یک پروژه یا طرح مشخص را نشان می‌دهد [۲].

اولین مرحله، شناسایی انواع حوادث بالقوه است. در این حالت لازم است رویدادهای خارجی، یعنی خطرات با منشأ خارج از سیستم، بررسی شوند. مواردی مانند طغیان رودخانه مجاور یا انفجار در کارخانه مجاور از این دسته می-باشند که روش خاصی برای بررسی این موارد موجود نیست.

اما اولین گام در بررسی خطرات با منشأ درون سیستم، استفاده از سوابق قبلی است. مطالعه سوابق قبلی یعنی مطالعه حوادث قبلی در سیستم‌های مشابه با سیستم مورد مطالعه و یا کارخانه مشابه (مثل یک واحد فرایندی یا ناحیه ذخیره سازی یا ...) یا فعالیت مشابه (مثل پر کردن یا تخلیه کردن مخازن) و یا سیستمی دارای مواد مشابه. هر چند این روش ذاتاً کیفی است ولی در مواردی که تعداد حوادث به حد کافی زیادند می‌توان از بررسی‌های آماری جهت به دست آوردن نتایج عددی کمک گرفت (به فصل ۷ قسمت ۹ مراجعه شود). آنالیز سوابق معمولاً با استفاده از بانک اطلاعاتی حوادث به اجرا در می‌آید [۴ و ۳]. در این روش نقاط ضعف سیستم و همچنین انواع خرابی‌های احتمالی با تکیه بر سوابق گذشته مشخص می‌شوند. این روش ابزاری ضروری در پایه‌گذاری اطلاعات لازم برای آنالیز ریسک (مانند تعداد تکرار حوادث اولیه) می‌باشد (فصل ۸ ملاحظه شود). همچنین این روش تنها مأخذ اطلاعات تجربی حوادث در مقیاس بزرگ می‌باشد. این اطلاعات به منظور تصدیق و بهبود مدل‌های ریاضی حوادث بزرگ و مدل‌های تعیین ریسک تلفات لازمند. هر چند آنالیز سوابق روشی اصولی جهت شناسایی خطرات موجود در یک کارخانه محسوب نمی‌شود.



شکل ۱-۱-۱- مراحل آنالیز ریسک [۲]

آنالیز (HAZard and OPerability) HAZOP ابزاری قوی جهت شناسایی حوادث بالقوه است. این روش یک بررسی منظم و ساخت یافته است که در واحدهای فرایندی یا پروژه‌های مهندسی به کار می‌رود. این روش، ریسک-

های احتمالی ناشی از وقوع شرایط غیر عادی فرایند یا از کار افتادن برخی از اجزا را به خوبی بررسی می‌کند و آثار و نتایج این مشکلات را روی کل سیستم مورد ارزیابی قرار می‌دهد. روش کار بر این مبنا است که انحرافات از حالت عادی فرایند معمولاً منجر به بروز مشکل در سیستم می‌شوند. یعنی هنگامی که یک حادثه رخ می‌دهد، عموماً یک یا چند متغیر از مقادیر طبیعی خود منحرف شده‌اند. روش HAZOP توسط یک گروه به اجرا در می‌آید و در آن کلیه انحرافات ممکن متغیرهای عملیاتی برای نقاط مختلف واحد بررسی می‌شوند. مجموعه‌ای از لغات راهنما (no, less, more, other than, ...) در کنار متغیرهای عملیاتی (دما، فشار، دبی، ارتفاع مایع ...) قرار می‌گیرند تا کلیه پیامدهای مجموعه انحرافات شناسایی شوند. از آنجائی که در این روش کلیه حوادث احتمالی و ملاحظات ایمنی مورد نیاز بررسی می‌شوند، اجرای این مطالعه کمک زیادی در کاهش تکرار پذیری حوادث در یک واحد می‌کند.

پس از این که خطر شناسایی شد لازم است آثار و پیامدهای آن (شدت تشعشع حرارتی ناشی از آتش، افزایش فشار ناشی از انفجار یا غلظت ماده منتشر شده در هوا) بر شمرده شوند. مدل‌های ریاضی حوادث مختلف به همین منظور به کار گرفته می‌شوند.

پیامدهای یک حادثه، با توجه به شدت اثر، فاصله‌ای که اثر در آن فاصله حس می‌شود و همچنین توزیع المان‌های آسیب پذیر (جمعیت، تجهیزات و...) مشخص می‌شود. به این منظور می‌توان از مدل‌های آسیب پذیری کمک گرفت (شکل ۱-۱). این مدل‌ها، رابطه بین شدت یک اثر و میزان خسارتی که به یک هدف مفروض وارد می‌شود را نشان می‌دهند.

تاکنون می‌توان این طور نتیجه گرفت که روش‌های بحث شده می‌توانند به عنوان رویکردی قطعی در تعیین حوادث احتمالی و آثار پیامدهای آنها مورد استفاده قرار گیرند اگرچه قدمی دیگر لازم است تا ریسک به شکل مبسوط‌تری ارزیابی گردد. در این راستا باید میزان تکرار سناریوهای حوادث احتمالی مختلف تخمین زده شود. این امر از طریق رسم و حل درخت‌های خطا و درخت‌های رویداد مناسب حاصل می‌شود.

درخت خطا یک نمایش شماتیک از توالی منطقی رویدادهایی است که معمولاً تا رسیدن به یک حادثه نهایی رخ می‌دهند. با به کارگیری این تکنیک این امکان فراهم می‌شود تا از حادثه نامطلوب اصلی به رویدادها و عوامل اولیه مانند نقصان یک شیر یا تجهیز کنترلی برسیم. این‌ها مواردی هستند که به طور مکرر در واحدهای فرایندی اتفاق می‌افتند و تکرار پذیری یا احتمال وقوعشان مشخص است. در نتیجه هنگامی که درخت خطا شکل گرفت می‌توان با ترکیب منطقی این مقادیر به تخمین دقیقی از تکرار پذیری حادثه اصلی در رأس درخت دست یافت. درخت‌های خطا از مطالعه HAZOP نیز می‌توانند به دست بیایند.

درخت‌های رویداد نمایش‌های گرافیکی از پیامدهای مختلف ناشی از یک رویداد اولیه (به عنوان مثال، هدر رفت محتویات از سوراخ ایجاد شده در لوله) هستند که به سناریوهای حوادث متنوعی (مانند آتش استخری، ابرهای آتش گیر یا انفجار) ختم می‌شوند. بسته به موفقیت یا شکست عوامل مختلف حفاظتی (مثلاً فعال شدن سیستم اسپری آب یا دخالت اپراتور) یا عوامل مختلفی که می‌توانند رخ بدهند (مانند شعله ور شدن آبی یا با تأخیر یک ابر آتش-گیر) پیامدها روی شاخه‌های مختلف درخت پیش می‌روند.

سپس می‌توان از تکرارپذیری رخداد اولیه، احتمال شکست یا موفقیت عوامل حفاظتی و رویدادهای میانی که می‌توانند اتفاق بیفتند استفاده کرد و تکرار پذیری سناریوهای حوادث مختلف را پیش‌بینی نمود.

ریسک از روی شدت پیامدها و تکرار پذیری وقوع یک حادثه تعیین می‌گردد. در ادامه می‌توان به محاسبه ریسک فردی و جمعی در ناحیه تحت تأثیر یک دستگاه یا فعالیت پرداخت و خطوط ریسک‌های هم مقدار را برای ریسک فردی رسم کرد. به این روش، آنالیز کمی ریسک (QRA)^۱ می‌گویند. پس از اجرای این آنالیز چنانچه مقدار ریسک بالا باشد به منظور افزایش ایمنی پروژه یا کارخانه مورد باز بینی قرار می‌گیرد تا میزان ریسک به حد قابل قبول کاهش بیاید.

۳- حوادث بزرگ

حوادث بزرگ اینگونه تعریف شده‌اند: وقوع یک حادثه مانند انتشار آتش یا انفجار گسترده ناشی از رشد خارج از کنترل مجموعه عملیات یک دستگاه که منجر به خطرات جدی برای سلامت انسان و محیط زیست شود و در بر دارنده یک یا چند ماده خطرناک باشد. خواه سریع رخ دهد خواه با تأخیر، چه درون دستگاه اتفاق بیفتد و چه بیرون آن. حوادث بزرگ شامل رهایش مقادیر قابل توجهی از انرژی یا یک یا چند ماده خطرناک به صورت آبی یا طی زمان نسبتاً کوتاه می‌باشند. این حوادث می‌توانند در تأسیسات صنعتی و یا در طول حمل و نقل روی دهند. حوادث بزرگی وجود داشته‌اند که در رابطه با تانکرها در جاده یا خطوط راه آهن رخ داده‌اند. حوادث بزرگ همواره با یک یا چند مورد از پدیده‌های خطرناک زیر همراه هستند:

- گرمایی: تشعشع گرمایی
- مکانیکی: انفجار (موج فشار) و پرتاب تکه پاره‌ها
- شیمیایی: انتشار مواد سمی

این حوادث می‌توانند مردم، اموال و محیط زیست را تحت تأثیر قرار دهند. پیامدهای انسانی می‌توانند فیزیکی (تلفات جانی و جرحی) یا روحی باشند و می‌توانند جمعیت حاضر در محل حادثه و یا جمعیت خارج از تأسیسات صنعتی را در بر بگیرند. پیامدهای نامطلوب برای دارایی‌ها معمولاً شامل تخریب تجهیزات یا ساختمان‌ها می‌شوند. تبعات زیست محیطی می‌توانند به صورت آبی یا تدریجی باشند و عبارتند از رهایش مواد سمی در هوا، خاک یا آب. بعلاوه حوادث بزرگ معمولاً خسارت‌های غیر مستقیمی همچون کاهش سود کارخانه حادثه دیده را در پی خواهند داشت.

۳-۱- انواع

حوادث بزرگ با وقوع مواردی چون آتش، انفجار یا انتشار مواد خطرناک در هوا پیوند خورده‌اند. یک حادثه می‌تواند در برگیرنده بیش از یک مورد از موارد مذکور باشد. یک انفجار می‌تواند آتش‌سوزی به دنبال داشته باشد و آتش می‌تواند باعث انفجار یک مخزن گردد و این انفجار باعث پخش ابری از مواد سمی شود.

آتش‌سوزی‌ها را به صورت عمومی می‌توان به شرح زیر طبقه بندی کرد (شکل ۱-۲):

آتش‌های استخری (Pool Fires)

سوختن یکنواخت استخری از مایع آتش‌گیر (معمولاً هیدروکربن) با یک شکل و اندازه معلوم که با توجه به وجود دیواره اطراف حوضچه و شیب زمین مشخص می‌گردد. بیشتر آتش‌های استخری در فضای باز رخ

^۱ Quantitative Risk Analysis

می‌دهند. سوختن ناقص است و مقدار زیادی دود سیاه آزاد می‌شود. آتش‌های استخری بزرگ متلاطمند و طول شعله آنها تغییر می‌کند (نوسانی). بعلاوه هنگامی که یک ماده آتش‌گیر و غیر قابل اختلاط با آب روی آب ریخته شود نیز آتش استخری می‌تواند شکل گیرد.

آتش‌های مخزنی (Tank Fires)

مشابه آتش‌های استخری هستند اما معمولاً دایره‌ای شکلند و قطر آنها به اندازه مخزن وابسته است. شعله‌ها معمولاً در ارتفاع خاصی بالاتر از سطح زمین قرار می‌گیرند.

آتش‌های فورانی (Jet Fires)

شعله‌های متلاطم و پیوسته، با نسبت طول به قطر زیاد، که به وسیله آتش گرفتن یک جت متلاطم بخار یا گاز آتش‌گیر ایجاد می‌شود. همراه شدن هوا در شعله، سوختن را در مقایسه با آتش استخری بسیار کارا تر و بهتر می‌کند. شکل و وضعیت جت عمدتاً تحت تأثیر سرعت جت (خصوصاً در مواردی که سرعت جت بالا است) و آثار شناوری، که در نوک شعله جت مشاهده می‌شوند، قرار دارد.

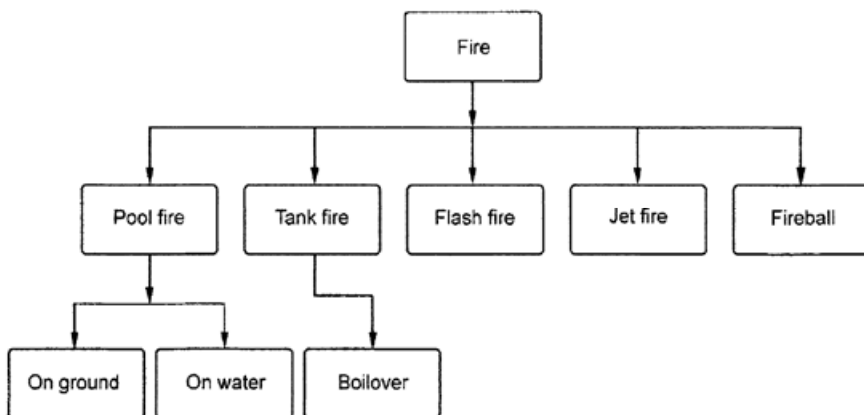
آتش‌های استخری، مخزنی و فورانی قادرند شار حرارتی بالایی ایجاد کنند اگرچه شعاع اثر گذاری آنها در مقایسه با انفجارها یا انتشار اتمسفریک آلوده‌کننده‌ها بسیار کمتر است. در هر حال تجهیزات در معرض می‌توانند به سختی در اثر آتش آسیب ببینند.

آتش‌های ناگهانی (Flash Fires)

این دسته از آتش‌ها، آتش‌های ناگهانی و شدیدی هستند که در آنها شعله درون مخلوط هوا و بخار یا گاز آتش‌گیر (در محدوده اشتعال پذیری گاز) گسترش می‌یابد. این آتش‌ها معمولاً به دنبال انتشار اتمسفریک گاز یا بخار در شرایط خاص جوی به وقوع می‌پیوند. هنگامی که توده ابری شکل گاز به منبع جرقه می‌رسد، شعله به سرعت درون مخلوط قابل اشتعال گسترش می‌یابد. در شرایط خاص، آثار مکانیکی (موج انفجار) نیز می‌توانند رخ دهند. اگر منشأ بخار، استخر مایع باشد آتش ناگهانی می‌تواند آتش استخری را به دنبال داشته باشد.

آتش‌های کروی (Fireballs)

اشتعال توده‌ای از مخلوط مایع و بخار که عموماً با انفجار مخزن نگهدارنده مایع آتش‌گیر فوق داغ همراه است. از آنجائی که درون توده بوجود آمده اکسیژن وجود ندارد، سوختن تنها در محیط اطراف توده کروی صورت می‌گیرد. با بخار شدن قطرات، تحت تأثیر تشعشع گرمایی قوی، دانسیته مخلوط کاهش یافته و قطر توده کروی آتش افزایش می‌یابد. آتش‌های کروی بزرگ (اما کوتاه مدت) ممکن است به همراه آتش‌های مخزنی (به هنگام Boilover) نیز رخ دهند.



شکل ۱-۲- حوادث در بردارنده آتش

انفجارها معمولاً در حوادث بزرگی که در برگیرنده پدیده‌های مکانیکی هستند رخ می‌دهند. انفجار هنگامی رخ می‌دهد که حجم گاز یا بخار تحت فشار در اثر انبساط به سرعت زیاد شود، مایعی به شدت تبخیر شود (انفجار فیزیکی) و یا یک واکنش شیمیایی سریع (اغلب احتراق) روی دهد. انفجارها را می‌توان به دسته‌های زیر تقسیم کرد (شکل ۱-۳):

انفجار ابر بخار (VCE)

انفجارهای شیمیایی در بردارنده مقادیر قابل توجهی از مخلوط هوا و گازها یا بخارات قابل احتراق هستند. این انفجارها معمولاً با آزاد شدن مایعات قابل اشتعال یا مخلوط‌های بخار مایع همراه هستند. انفجار ابر بخار (VCE) همواره همراه با آتش ناگهانی می‌باشد و شدت آثار مکانیکی (موج انفجار) با توجه به جرم و خواص محیط (محدود بودن، تراکم و به هم فشردگی) مشخص می‌گردد و می‌توان انفجار را به شکل محدود شده، نیمه محدود و نامحدود در نظر گرفت.

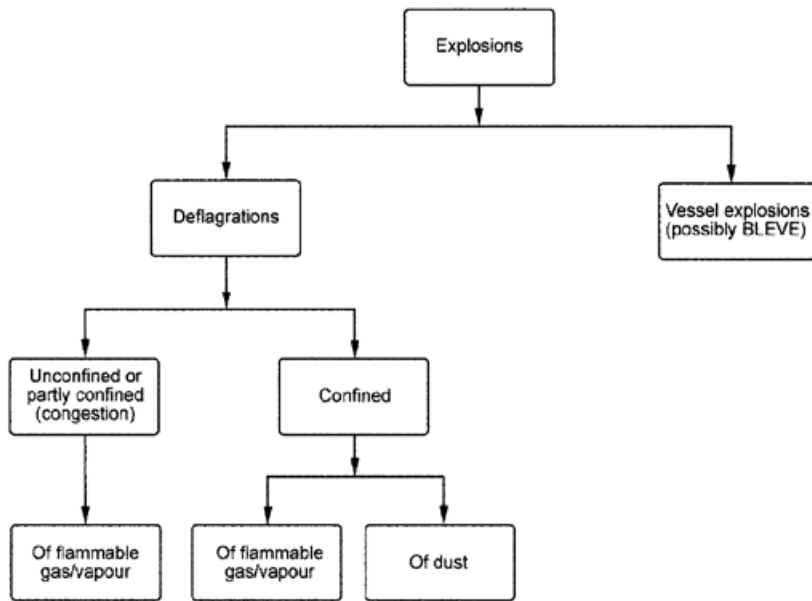
انفجارهای مخازن و BLEVE

عبارت است از انفجار فیزیکی ناشی از تخریب ناگهانی مخزن حاوی گاز تحت فشار یا مایع فوق داغ (یعنی مایع در دمایی بسیار بالاتر از دمای جوش آن در فشار اتمسفریک قرار داشته باشد) در تعادل با بخارش. تحت شرایط خاصی (که هنوز محل بحث است) ممکن است به این انفجار BLEVE گفته شود (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion).

انفجارهای ذرات غبار

هنگامی که مواد جامد اکسید شدنی به صورت بسیار ریز در می‌آیند (مانند آرد، شکر، پنبه، آلومینیم، آسپرین و ذغال سنگ) و در هوا پراکنده می‌شوند یک احتراق بسیار سریع رخ می‌دهد و منجر به انفجارهای شدید می‌شود. انفجار ذرات تابع سایز ذرات و غلظت آنها در هوا است و به سختی می‌توان آن را مدل کرد. این نوع انفجارها بیشتر در

محیط‌های بسته و در داخل تجهیزات (سیلوها، سیکلون‌ها) رخ می‌دهند. اغلب یک انفجار اولیه با ایجاد تلاطم باعث پخش شدن مقدار زیادی از ذرات شده و انفجار یا انفجارهای بعدی با شدت بیشتری اتفاق می‌افتند.



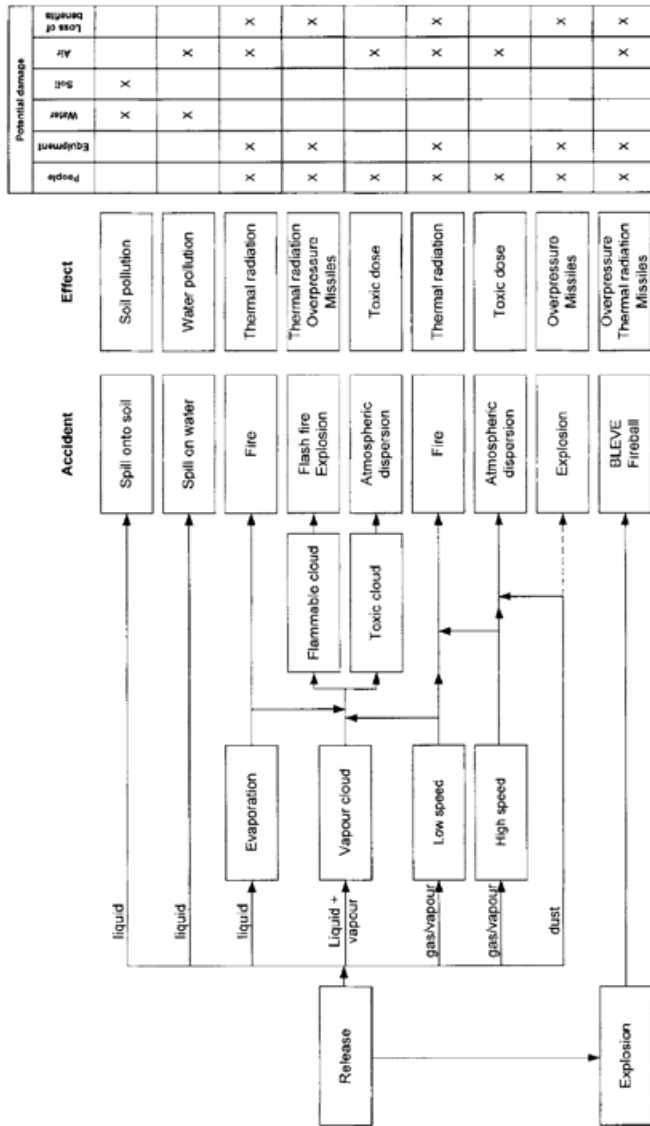
شکل ۱-۳- انواع انفجارها

آخرین مورد آزاد شدن مواد سمی است که می‌تواند باعث تشکیل ابری سمی شود. بسته به دانسیته ابر (سبک تر، سنگین تر یا مساوی دانسیته هوا) و شرایط آب و هوایی، ابر گاز ممکن است به سرعت پراکنده شود و یا به سطح زمین رفته و به تدریج و با سرعت باد منتشر شود.

عمده حوادثی که در تأسیسات صنعتی و یا در طول حمل و نقل مواد سمی اتفاق می‌افتند، معمولاً ناشی از نشست محتویات آنها است. این مسأله ممکن است به دلایل مختلفی مانند ضربه‌های شدید، نقص قطعه‌ای از تجهیز (لوله یا تانک) بر اثر خوردگی، خطای انسانی حین عملیات تخلیه یا بارگیری و یا موارد مختلف دیگر روی دهد. بعلاوه نشست مواد می‌تواند خود به عنوان پیامد یک حادثه مانند انفجار یک تانک تحت فشار باشد.

هنگامی که ماده‌ای رها می‌گردد ادامه وضعیت و تغییرات آتی به وضعیت فیزیکی ماده بیرون ریخته شده وابسته است (شکل ۱-۴) [۶]. هنگامی که مایعی روی زمین (بدون پوشش بتونی) می‌ریزد خاک و آب‌های زیرزمینی می‌توانند آلوده شوند. اگر رهاپش روی آب باشد (رودخانه یا آب دریا) و یا ماده رها شده به آب برسد آب آلوده خواهد شد. چنانچه محصول سبک‌تر از آب باشد و در آب حل نشود (مانند هیدروکربن‌ها) می‌تواند تبخیر شود.

اگر یک استخر شکل بگیرد و ماده، آتش‌گیر باشد یک جرقه ایجاد آتش استخری خواهد کرد. مقدار زیادی دود (احتمالاً سمی) آزاد می‌شود و تشعشع گرمایی شدیدی می‌تواند تجهیزات مجاور را تحت تأثیر قرار دهد. اگر جرقه آنی رخ ندهد ابر سمی یا آتش‌گیر گسترش می‌یابد.



شکل ۱-۴- نمایش شماتیک و ساده‌ای از حوادث، آثار و صدمات احتمالی که می‌تواند در اثر هدر رفت مواد رخ دهند.

ایجاد یک جرقه در ابری از مواد آتش‌گیر بسته به میزان مواد موجود در آن منجر به آتش ناگهانی و با احتمالاً انفجار می‌گردد. در این شرایط مایع باقیمانده در حوضچه به سرعت ایجاد آتش استخری می‌کند.

باد و شرایط آب و هوایی ممکن است در جهت تقویت تشکیل ابر سعی عمل کنند و این یعنی تهدیدی بالقوه برای مردم ساکن در منطقه. هنگامی که رهایش ماده به صورت مخلوط مایع و بخار باشد (که این حالت وقتی یک مایع

داغ و تحت فشار در هوا آزاد می‌شود اتفاق می‌افتد) تشکیل ابر بخار بسیار محتمل است چرا که تبخیر ذرات مایع، غلظت بخار را به طور مرتب افزایش می‌دهد.

اگر ماده با سرعت به حد کافی پائین، و به صورت بخار یا گاز رها شود نیز توده ابر می‌تواند شکل بگیرد. اگر سرعت تخلیه بالا باشد، مقدار زیادی هوا در مخلوط وارد شده و مخلوط را رقیق می‌نماید و مواد رها شده تنها در فضا پراکنده می‌شوند (احتمال تشکیل ابر آتش‌گیر وجود ندارد). چنانچه جرقه‌ای اتفاق بیفتد در هر دو مورد آتش‌فورانی شکل خواهد گرفت. رهایش ذرات و غبارها نیز قادر است توده‌های خطرناکی را در فضا شکل دهد. مثلاً ذرات سویایی که هنگام تخلیه بار کشتی پراکنده می‌شوند با توجه به مواد آلرژیک موجود در آنها می‌توانند مشکل‌ساز شوند. بعلاوه ذرات ریز غبار پراکنده در هوا می‌توانند انفجار ایجاد کنند. این انفجارها پس از نشت مواد صورت نمی‌گیرند بلکه در داخل خود تجهیز (مثلاً داخل سیلو، خشک‌کن یا سیکلون) روی می‌دهند. هر چند ممکن است آثار انفجار در محدوده قابل توجهی محسوس باشد.

در نهایت در مخازن تحت فشار، اگر فشار از حد مشخصی فراتر رود و یا بدنه در اثر افزایش دمای مثلاً ناشی از بروز آتش استحکام خود را از دست بدهد انفجار رخ خواهد داد. در این حالت، ترکیدن مخزن منطقه قابل توجهی را تحت تأثیر قرار می‌دهد و ترکش‌های حاصله تا مسافت‌های زیادی پرتاب می‌شوند. اگر ماده آتش‌گیر باشد انفجار و احتمالاً BLEVE می‌تواند آتش‌کروی را به دنبال داشته باشد.

این نوع حوادث همواره منجر به رهایش انرژی (افزایش فشار ناشی از انفجار یا تشعشع حاصل از آتش) یا رهایش مواد خطرناک می‌شود. مواد خطرناکی که یا در هوا پراکنده می‌شوند یا وارد آب می‌شوند و یا در خاک نفوذ می‌کنند. موج انفجار، انرژی گرمایی و ترکش‌ها مواردی هستند که پیامدهای جدی برای مردم و دارایی‌ها (ساختمان‌ها و تجهیزات) در بر دارند در حالیکه رهایش مواد سمی در آب، خاک یا فضا بیانگر خطرات زیست محیطی و انسانی می‌باشند.

جدول ۱-۱- توزیع حوادث عمده در واحدهای فرایندی و حمل و نقل مواد خطرناک

Type of accident	%
Fire	47
Explosion	40
Gas cloud	13

آنالیز و بررسی سوابق می‌تواند در کاهش تکرار نسبی حوادث عمده مفید واقع شود. تحقیق صورت گرفته در ارتباط با حوادث واحدهای فرایندی و حوادث مربوط به حمل و نقل مواد خطرناک [۷] در جدول ۱-۱ ارائه شده است. بیشترین و شایع‌ترین حادثه، آتش‌سوزی بوده است. انفجار و تشکیل ابرهای گازی در رده‌های بعدی قرار دارند.

۳-۲- خسارت

بزرگی یک حادثه به پارامترهای مختلفی وابسته است:

موجودی ماده

جرم یا انرژی که به طور مستقیم در یک حادثه شرکت دارد متناسب است با مقدار ماده‌ای که در محل حادثه وجود دارد. از همین رو کاهش موجودی مواد خطرناک همواره یک اقدام مثبت در جهت ایمنی محسوب می‌شود (این اصل یکی از درس‌هایی است که از حوادث فیلکس بارو و بوپال گرفته شد).

انرژی

بزرگی پیامدهای یک حادثه با مقدار انرژی موجود در سیستم متناسب است (انرژی فشاری، گرمای احتراق).

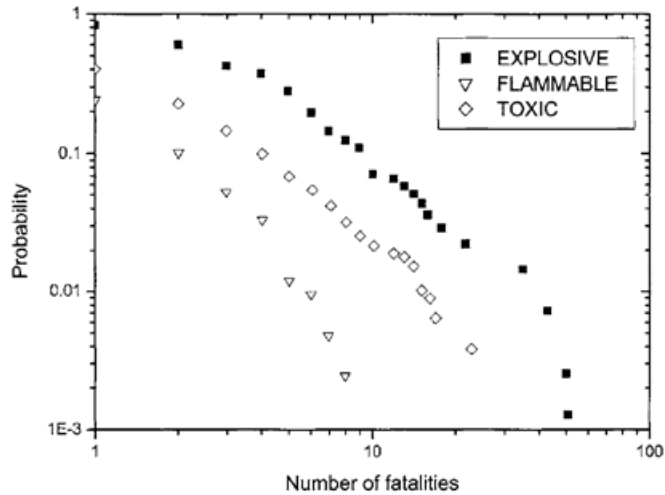
زمان

بزرگی پیامدها با زمان و بازه زمانی که یک ماده خطرناک یا مقداری انرژی آزاد می‌شود نسبت عکس دارد. در زمان کوتاه، در یک فاصله مشخص، شدت حادثه بالاتر و احتمال فرار کمتر است.

در معرض بودن

میزان در معرض بودن می‌تواند تأثیر قابل توجهی در پیامدهای حوادث روی مردم اطراف محل حادثه داشته باشد. به عنوان مثال یک ساختمان تأثیر قابل توجهی در کاهش تهدید ناشی از رهایش مواد سمی روی افراد دارد. همچنین یک خودرو می‌تواند مانع خوبی در برابر تشعشع حرارتی ناشی از آتش ناگهانی باشد (البته اگر خودرو آتش نگیرد). در معرض بودن متأثر از فاصله جمعیت با محل حادثه نیز هست. وقتی فاصله جمعیت از محل حادثه زیاد است شدت پیامدها به میزان قابل توجهی کاهش می‌یابد. این مسأله در حوادثی که قبلاً رخ داده‌اند (مثل سان جان مکزیک و بوپال ۱۹۸۴) یک عامل کلیدی بوده است.

خسارات احتمالی که در اثر حوادث بزرگ به وجود می‌آیند می‌توانند مردم، اموال و محیط زیست را تحت تأثیر قرار دهند. نمودار احتمال - تعداد تلفات، خطراتی که مواد حاضر در حوادث پدید می‌آورند را نشان می‌دهد (شکل ۱-۵). در این نمودار به وضوح دیده می‌شود که شدیدترین پیامدهای نامطلوب برای انسان، در اثر انفجار و به دنبال آن آتش و توده گاز به وجود می‌آیند [۸].

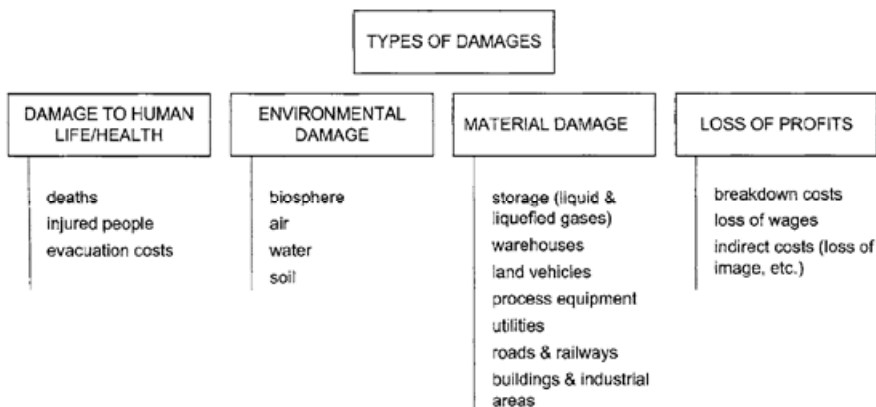


شکل ۱-۵- نمودار P-N با توجه به گروه خطری که ماده از آن تابعیت می‌کند [۸]

پس از حادثه نیز خسارت‌های غیر مستقیم ایجاد می‌شوند. انواع خسارت‌های ناشی از حوادث را می‌توان به صورت نشان داده شده در شکل ۱-۶ دسته بندی نمود [۶].

آسیب‌ها و خسارت‌های انسانی، هم به موارد منجر به مرگ، هم به موارد جرحی (سبک، سنگین، حاد) ناشی از حادثه و نیز فعالیت‌های ناشی از دخالت و تلاش برای کمینه کردن پیامدها، که ممکن است باعث بروز خسارات انسانی شوند، اتلاق می‌شود.

خسارت‌های زیست محیطی علاوه بر منابع و محیط‌هایی که تحت تأثیر قرار می‌گیرند، شامل جنبه‌های اجتماعی مثل مسائل فرهنگی، ساختمان‌های تاریخی و فضای سبز نیز می‌شوند. هنگامی که آب آتش‌نشانی آلوده که برای خاموش کردن آتش به کار می‌رود کنترل نشده و به رودخانه ریخته شود و یا نشی‌های مستقیم و یا خاک آلوده به آب برسند، آب آلوده می‌شود. هوا در اکثر حوادث با توجه به پخش نسبتاً سریع آلوده کننده‌ها آلوده می‌شود.



شکل ۱-۶- آسیب‌های محتمل استخراج شده از حوادث بزرگ

آسیب مادی عبارت است از کلیه خسارت‌های مالی ناشی از تجهیزات آسیب دیده و مواردی که باید تعویض شوند. از دست دادن سود در اثر از کار افتادن برخی دستگاه‌ها در اثر حادثه جزء دیگری از آسیب‌های مادی می‌باشد. ابعاد و دامنه این خسارت‌ها بستگی به این دارد که چه مقدار برای برگشت به شرایط عادی زمان لازم است. مورد دیگری در این گروه از خسارت‌ها وجود دارد و آن عبارت است از خسارت ناشی از خدشه‌دار شدن چهره شرکت که البته به سادگی قابل محاسبه نیست. دستگاه‌ها (واحدهای فرآیندی، ساختمان‌ها، وسائل نقلیه و غیره) بوسیله انفجار و انواع مختلف آتش آسیب خواهند دید. در پایان باید اشاره کرد با توجه به این که تجهیزات در حوادث آسیب می‌بینند و بسیاری از حوادث فعالیت در سطح یک منطقه را متوقف می‌کنند، از این جهت در بازه مشخصی سود افت خواهد کرد.

اطلاعات گذشته استخراج شده از منابع مختلف، نشان می‌دهند حوادث جدی بوده و هزینه‌های سالانه ناشی از آنها رو به افزایش است [۹]. ویندهورست و کون (اشاره شده در [۱۰]) معتقدند، ریسک تابعی از اندازه واحد است و از رابطه زیر پیروی می‌کند:

$$\text{ریسک} = K \times (\text{سرمایه})^{\alpha}$$

این مسأله می‌تواند تا حدودی متأثر از تمایل به ساخت واحدهای بزرگتر (که بعضی از آنها در کشورهای در حال توسعه هستند) باشد در حالی که ذاتاً همان طراحی قبلی را دارند. لذا موجودی مواد و نرخ رهاپیش مواد در هنگام بروز حادثه بالاتر است. بعلاوه سیستم لوله کشی (شیرها، فلنج‌ها و جوش‌ها) نیز پیچیده‌تر است. به زبان ساده، نتیجه بزرگ شدن واحدها افزایش ریسک خواهد بود.

۴- اثر دومینو

اثر دومینو عبارت است از آشناری از رویدادها که پیامدهای هر حادثه توسط رخداد بعدی تشدید می‌شود [۱۱] و در نهایت به یک حادثه بزرگ ختم می‌شود. اثر دومینو شامل یک رویداد اولیه است که یک دستگاه را تحت تأثیر قرار می‌دهد و در ادامه یک یا چند حادثه دیگر به وجود می‌آیند که دستگاه‌های دیگر را تحت تأثیر قرار می‌دهند. گستردگی آسیب‌ها می‌تواند مکانی (مناطق) که در محدوده حادثه ابتدایی قرار ندارد تحت تأثیر واقع شوند، زمانی

(یک منطقه در طول زمان پیامدهای مختلفی را به خود ببیند) و یا هر دو باشد. دستگاه‌هایی که در اثر دومینو درگیر می‌شوند ممکن است متعلق به یک مجموعه یا تأسیسات نباشند.

۴-۱- طبقه بندی آثار دومینو

مرور سوابق نشان می‌دهند که آثار دومینو می‌توانند بر اساس دو معیار طبقه بندی شوند:

۱. نوع دستگاه‌های اولیه و ثانویه‌ای که در حادثه وجود دارند.
۲. ماهیت آثار فیزیکی اولیه و ثانویه‌ای که به وجود می‌آیند.

انواع دستگاه‌هایی که بیشتر دچار اثر دومینو می‌شوند عبارتند از: تانک‌های ذخیره تحت فشار، تانک‌های ذخیره اتمسفریک یا برودتی، تجهیزات فرآیندی، شبکه‌های لوله و انبار جامدات. وقوع نسبی اثر دومینو در انواع واحدها به طور خلاصه در جدول (۲-۱) آمده است [۱۱]. به علت کمبود اطلاعات، محوطه تخلیه و بارگیری لحاظ نشده است.

جدول ۲-۱- مشارکت انواع تجهیزات در حوادث اولیه و ثانویه

Type of installation	Primary, %	Secondary, %
Pressurized storage tanks	30	33
Atmospheric or cryogenic storage tanks	28	46
Process equipment	30	12
Pipe networks	12	--
Small conditioners	--	9

آثار اولیه می‌توانند هم گرمایی باشند و هم مکانیکی. به عنوان مثال انفجار ابر بخار در اثر رهایش مواد آتش‌گیر می‌تواند باعث نابودی تجهیز گردد و یا یک آتش‌فروانی می‌تواند به انفجار تانک بینجامد. آثار ثانویه می‌توانند گرمایی، مکانیکی یا سمی باشند. حوادث با خطر سمیت، اثر دومینو ایجاد نمی‌کنند. آثار فیزیکی مختلف موجود در حوادث اولیه و ثانویه و میزان تکرار مربوطه در جدول ۳-۱ نشان داده شده است [۱۱].

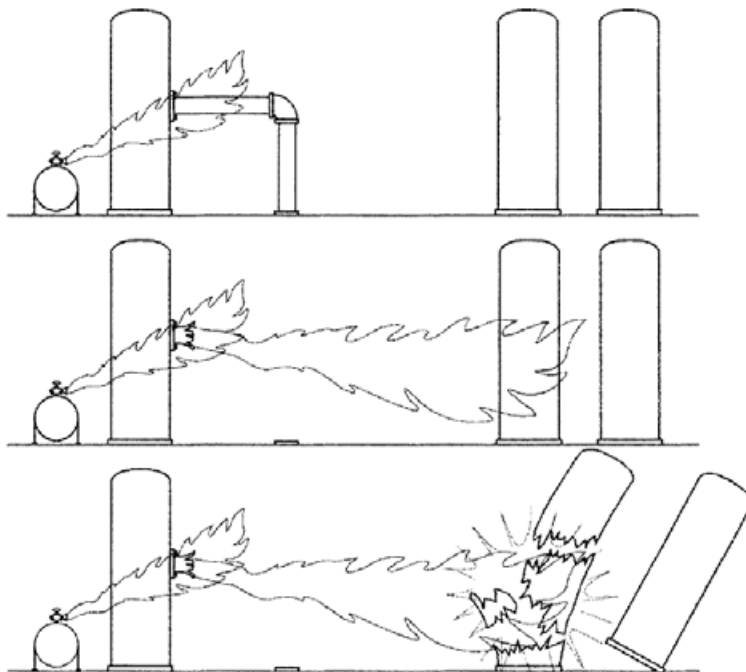
جدول ۳-۱- پیامدهای حوادث بزرگ مرتبط با اثر دومینو

Effects in primary accidents	Effects in secondary accidents
Mechanical (35%)	Mechanical (37%)
Thermal (77%)	Thermal (93%)
	Toxic (10%)

۴-۲- یک مثال

نمونه‌ای از اثر دومینو در یک واحد پتروشیمی واقع در Priolo ایتالیا در سال 1985 [۱۲] به وقوع پیوست. نقصان در عملکرد ابزار دقیق ریبولر یک برج تقطیر باعث افزایش دما و در نتیجه فعال شدن شیر اطمینان گشت. روی دادن پدیده Chattering در شیر اطمینان باعث رهایش گاز آتش‌گیر از فلنج گردید. گاز شعله ور شد و ایجاد آتش‌فروانی کرد. آتش در اثر خروج گاز از یک لوله شکسته به قطر 150 mm تقویت شده و به یک لوله قطورتر به قطر 600 mm در فاصله 16 متری رسید. این لوله حاوی اتیلن در فشار 18/2 bar بود که به برج تقطیر دیگری اتصال داشت. در نتیجه یک آتش‌کروی بزرگ شکل گرفت و به دنبال آن آتش‌فروانی دیگری ایجاد شد.

آتش فورانی دوم به یک مجموعه ۸ تایی از سیلندرهای استوانه‌ای ذخیره LPG (قطر ۳/۶m و ارتفاع ۴۸m) در فاصله ۶۰ متری رسید. یکی از تانک‌ها دچار BLEVE و در ادامه آتش کروی شد. ۵۰۰۰ کیلوگرم LPG آتش گرفت و ارتفاع آتش تا ۲۵۰ متری سطح زمین رسید. مخزن تکه تکه شد و دو تکه بزرگ آن به فواصل ۲۵ متری و ۱۲۵ متری پرتاب شد. قطعه‌های کوچکتر تا فاصله ۷۰۰ متری پرتاب شدند. ضربه ناشی از این ترکش‌ها باعث افتادن ۳ مخزن روی تجهیزات دیگر (مانند گذرگاه لوله‌ها^۱) شد. آثار گرمایی روی تجهیزات از فاصله ۲۵۰ متری کاملاً مشهود بود.



شکل ۱-۷- منالی از آثار دومینو

آثار دومینو در این حادثه را می‌توان به صورت زیر خلاصه کرد:

- رهایش از فلنج
- آتش فورانی
 - اصابت شعله به لوله بزرگ پر فشار
 - شکست لوله
- آتش کروی و فورانی
 - اصابت شعله به مخازن تحت فشار LPG
- BLEVE و آتش کروی یکی از تانک‌ها
 - انفجار، تشعشع و ضربه مکانیکی

^۱ PipeRack

- آسیب‌های جدی به دیگر تجهیزات و انواع آتش‌های بزرگ

از آنجا که واحد در زمان مناسب تخلیه شده بود، این حادثه کشته‌ای نداشت (تنها یک مجروح). هر چند کارخانه شدیداً آسیب دید و روستایی که در نزدیکی واحد بود نیز تخلیه گردید. خسارت کلی این حادثه 65×10^6 دلار تخمین زده شد (۱۹۸۵).

۵- مدل‌سازی ریاضی حوادث

از مدل‌های ریاضی می‌توان در تخمین آثار حوادث استفاده کرد. این مدل‌ها شامل گروهی از معادلاتند که حوادث را توصیف می‌کنند و می‌توانند مواردی چون تشعشع گرمایی ناشی از آتش، حداکثر افزایش فشار ناشی از انفجار، مسیر و فاصله طی شده توسط تکه‌هایی که پرتاب می‌شوند و یا تغییر تدریجی غلظت در انتشار اتمسفریک پس از رهاش را پیش‌بینی کنند.

اولین قدم در پیش‌بینی این پدیده‌ها تخمین مقدار ماده شرکت کننده در حادثه و نرخ انتشار آن است و این امر با به کار گرفتن مدل‌های "شرایط مبدأ"^۱ حاصل می‌شود. این مدل‌ها بر پایه دینامیک سیالات و انتقال حرارت بنا نهاده شده‌اند و به مقادیر دقیق یا تخمینی دما و فشار مواد شرکت کننده نیازمندند. این مسأله منجر به ایجاد یک عدم قطعیت می‌گردد. چرا که این پارامترها ممکن است با تغییرات تدریجی وضعیت حاکم تغییر کنند. اگر به یک مخزن توسط آتش، گرما داده شود احتمالاً دما و فشار با زمان افزایش خواهند یافت و کیفیت تغییر به نرخ گرمایی آتش وابسته خواهد بود. خود تعریف مسأله نیز مشکلات دیگری ایجاد می‌کند. به منظور محاسبه دبی جریان خروجی از یک سوراخ در یک مخزن تحت فشار، شکل و اندازه سوراخ لازم است. اما این اطلاعات اغلب در دسترس نیستند. در نتیجه در مدل‌ها از فرض‌های ساده کننده یا رخدادهای اولیه استاندارد استفاده می‌شود.

تعدادی از مدل‌ها که تاکنون ارائه شده اند، آثار آتش‌ها، انتشارهای اتمسفریک و انفجارها را توصیف می‌کنند. میزان پیچیدگی این مدل‌ها کاملاً متفاوت است. استفاده و کار با مدل‌های خیلی ساده راحت است اما در برخی موارد این مدل‌ها خطاهای بزرگی ایجاد می‌کنند. از لحاظ تئوری انتظار می‌رود مدل‌های پیچیده‌تر جواب‌های نسبتاً دقیقی بدهند اما در عمل آنها نیازمند اطلاعات زیادی هستند که در دسترس نیستند.

در برخی موارد آتش‌ها با مدل چشمه نقطه‌ای^۲ مدل می‌شوند. در این مدل، آتش نقطه‌ای فرض می‌شود که انرژی گرمایی را در تمام جهات تابش می‌کند. این یک مدل بسیار ساده است که شدت تشعشعات گرمایی را در نزدیکی آتش بیش از حد واقعی نشان می‌دهد و نتایج تا حد زیادی محافظه کارانه‌اند. مدل شعله سه بعدی بسیار پیچیده‌تر است اما توصیف نسبتاً دقیقی از آتش‌ها می‌دهد. در این روش آتش یک بدنه سه بعدی فرض می‌شود که انرژی گرمایی را با شدت مشخصی از خود تابش می‌کند. این مدل به اطلاعات کمی نیاز دارد اما نمی‌تواند پیش‌بینی زیاد دقیقی از شکل و اندازه شعله‌ها ارائه کند. بعلاوه قدرت تابش شعله‌ها نیز به صورت تخمینی به دست می‌آید.

در حوادثی که شامل انفجار یک ظرف هستند، عدم اطلاع از مقدار انرژی تولید کننده افزایش فشار موجب بالا رفتن عدم قطعیت می‌گردد. چرا که در اولین قدم برای محاسبه مقدار انرژی، به فشار ظرف درست قبل از انفجار احتیاج است که البته قابل پیش‌بینی نیست. این احتمال وجود دارد که بر اثر افزایش دما، ظرف زودتر از زمانی که فشارش به فشار تئوری قابل تحمل برسد، مقاومتش را از دست داده و منفجر شود.

¹ Source term model

² Point source model

بعلاوه انرژی حاصل از انفجار به پروسه ترمودینامیکی که باعث انبساط گاز می‌شود وابسته است. سرانجام سهم قابل توجه و نامعلومی از انرژی انفجار، صرف شکستن ظرف و پرتاب کردن تکه‌های حاصل از انفجار می‌گردد. وجود آثار در جهاتی خاص (بالتر بودن افزایش فشار در برخی جهتها) نیز می‌تواند وضعیت را پیچیده‌تر کند.

در انفجارهای ابر بخار (VCE) اولین مشکل تعیین جرم بخار اشتعال پذیر شرکت کننده در انفجار است (مخلوط تنها در محدوده اشتعال‌پذیری در انفجار شرکت می‌کند). جرم شرکت کننده تابع موارد مختلفی است که عبارتند از مقدار ماده رها شده، سیر تکاملی تشکیل ابر، فاصله زمانی بین تخلیه و حضور جرقه و شرایط جوی. در این نوع انفجار، بازه مکانیکی بسیار پائین است. یعنی تنها سهم کوچکی از انرژی آزاد شده در تولید موج فشاری استفاده می‌شود که به طور دقیق قابل پیش‌بینی نیست. بعلاوه بازه به شدت، تحت تأثیر حدود و میزان تراکم توده هوایی است که موج فشاری باید از آن عبور کند.

انتشار اتمسفریک مواد سبک و خنثی با دقت مناسبی قابل پیش‌بینی است. در حالیکه انتشار گازهای سنگین‌تر از هوا به اندازه کافی روشن نیستند و مدل‌های مختلف و پیچیده موجود، پراکندگی قابل توجهی را در پیش‌بینی-هایشان نشان می‌دهند.

پس از این که خصوصیات انفجار مشخص گردید مدل‌های آسیب‌سنجی جهت پیش‌بینی آثار آن روی مردم و اموال به کار گرفته می‌شوند. بهترین راه برای سنجش آثار تشعشع گرمایی یا سمیت روی اموال یا مردم استفاده از معادلات Probit است. این‌ها عباراتی هستند که بین شدت یک حادثه و میزان آسیب وارده به جمعیت در معرض، رابطه برقرار می‌کنند و برای اکثر حوادث نسبتاً قابل استنادند. معمولاً استفاده از مقادیر مرجع جدول‌بندی شده، جهت پیش‌بینی آسیب وارد شده به اموال (ساختمان‌ها و تجهیزات) مرسوم است.

به دلیل مشکلاتی که در بالا اشاره شد برخی نویسندگان معیارهای محافظه کارانه‌ای همانند بازده‌های بالا در انفجارهای ابر بخار و یا این فرض که تمام جرم ابر بخار در انفجار شرکت می‌کند را ارائه کرده‌اند. هر چند این راه حل‌ها باعث می‌گردند فواصلی که تحت تأثیر پیامدهای خاصی قرار می‌گیرند بیشتر برآورد شوند و یا بزرگی و شدت پیامد در یک فاصله مشخص بیش از حد واقعی تخمین زده شود. این مسأله در دو مثال زیر نمایش داده شده است:

مثال ۱-۱

رهایش سیکلوهگزان را در نظر بگیرید. ابری شامل ۱۰۰۰۰ کیلوگرم هیدروکربن شکل گرفته است. میزان افزایش فشار در فاصله ۲۰۰ متری را تخمین بزنید اگر:

الف - تمام سیکلوهگزان موجود در ابر با بازده ۱۰٪ در ایجاد افزایش فشار شرکت کند.

ب - تنها ۳۰٪ از سیکلوهگزان موجود در ابر با بازده ۳٪ در ایجاد افزایش فشار شرکت کند.

حل

الف - همانطور که در فصل ۴ خواهیم دید جرم معادل TNT با توجه به این که ۱ کیلوگرم از سیکلوهگزان معادل TNT ۱۰kg انرژی آزاد می‌کند قابل محاسبه است.

$$M_{TNT} = \eta \times 10 \times M_{cyto} = 0.1 \times 10 \times 10000 = 10000 \text{ kg}$$

و این معادل فاصله دگرگون^۱ $d_n = 9/3 \text{ mkg}^{-1/3}$ است. با این مقدار ما افزایش فشار را معادل $0/18 \text{ bar}$ به دست می‌آوریم. مطابق جدول ۷-۱۴ این خسارت برابر است با ۵۰٪ تخریب سفت کاری خانه‌ها.

ب - برای 3000 kg سیکلوهگزان و بازده ۰/۳:

$$M_{\text{TNT}} = \eta \times 10 \times M_{\text{cyto}} = \%3 \times 10 \times 3000 = 900 \text{ kg}$$

و این معادل فاصله دگرگون^۱ $d_n = 20/7 \text{ mkg}^{-1/3}$ و حداکثر افزایش فشار $0/054 \text{ bar}$ است که منجر به خسارت‌های جزئی به ساختار خانه‌ها و احتمالاً خسارت به قاب پنجره‌ها می‌گردد.

در نتیجه دو پیش‌بینی به صورت قابل توجهی متفاوتند.

مثال ۱-۲

انفجار مخزن حاوی 10000 kg پروپان مایع شده یک آتش کروی به قطر 270 متر و به مدت زمان 16 ثانیه ایجاد می‌کند. آثار تشعشع گرمایی در فاصله 300 متری از مخزن را روی یک گروه 83 نفری از مردم بررسی کنید اگر سهم تشعشع از گرمای آتش کروی:

الف - $0/4$ باشد.

ب - $0/2$ باشد.

(این متغیر برای آتش‌های کروی به روشنایی شعله بستگی دارد و بین $0/2$ تا $0/4$ تغییر می‌کند).

حل

با در نظر گرفتن شعاع آتش کروی، ضریب دید در فاصله 300 متری $F = 0/138$ است (به فصل ۳ مراجعه شود) و ضریب انتشار در اتمسفر برابر $0/68$ فرض می‌شود.

الف - با فرض جزء تشعشعی گرما برابر $0/4$ ، قدرت تابش شعله را $E = 400 \text{ kW}$ به دست می‌آوریم. با استفاده از مدل شعله سه بعدی، شدت تشعشع گرمایی که به گروه افراد می‌رسد برابر $I = 37/5 \text{ kWm}^{-2}$ است. با محاسبه دوز و متغیر Probit (فصل ۷)، چنین به دست می‌آید که 75 نفر خواهند مرد.

ب - در این حالت مطابق قسمت الف $E = 250 \text{ kWm}^{-2}$ به دست می‌آید و با استفاده از مدل مشابه خواهیم داشت: $I = 23/4 \text{ kWm}^{-2}$

با استفاده از دوز و متغیر Probit، 44 نفر کشته به دست می‌آید که به مقدار قابل توجهی با جواب بخش الف تفاوت دارد.

بنابراین بهتر است که مدلسازی ریاضی حوادث بزرگ با احتیاط و با استفاده از فرضیات معقول و در نظر گرفتن حاشیه امنیت مشخصی صورت بگیرد. همچنین توجه داشته باشیم که در نظر گرفتن فرضیات و شرایط بسیار

¹ Scaled distance

محافظه کارانه منجر به پیش‌بینی‌های غیر محتمل و بیش از حد بزرگ در رابطه با آثار و نواحی تحت تأثیر حوادث می‌گردد. در این جا نیز مانند بسیاری از حوزه‌های دیگر تجربه نقش مهمی را ایفا می‌کند.

فهرست واژه‌ها و اصطلاحات

d_n	فاصله دگرگون ($\text{mkg}^{-1/3}$)
E	قدرت تابش شعله (kWm^{-2})
F	فاکتور دید
I	شدت تشعشع گرمایی (kWm^{-2})
M	جرم هیدروکربن در ابر که منجر به ایجاد افزایش فشار می‌شود (kg)
M_{TNT}	جرم معادل TNT (kg)
η	فاکتور بازده انفجار

مراجع

- [1] Center for Chemical Process Safety. Guidelines for Consequence Analysis of Chemical Releases. AIChE. New York, 1999.
- [2] N. Piccinini. Affidabilitf e Sicurezza nella Industria Chimica. IEC. Barcelona, 1985.
- [3] MHIDAS. Major Hazard Incident Data Service. Health and Safety Executive. London, 2007.
- [4] FACTS. Failure and Accidents Technical Information System Base. TNO. The Hague, 2007.
- [5] Council Directive 96/82/EC of 9 December 1996 on the control of major-accident hazards involving dangerous substances. OJ No. 10, 14 January 1997.
- [6] A. Ronza. PhD thesis. UPC. Barcelona, 2007.
- [7] E. Planas, H. Montiel, J. Casal. Trans IChemE, 75, Part B (1997) 3.
- [8] S. Carol, J. A. Vilchez, J. Casal. J. Loss. Prev. Process Ind. 15 (2002) 517.
- [9] S. Carol, J. A. Vilchez, J. Casal. J. Loss. Prev. Process Ind. 13 (2000) 49.
- [10] J. D. W. Edwards. J. Loss. Prev. Process Ind. 18 (2005) 254.
- [11] C. Delvosalle. Domino Effects Phenomena: Definition, Overview and Classification. First European Seminar on Domino Effects. Leuven, 1996.
- [12] Ministero dell'Interno. DGPCSA. Servizio Tecnico Centrale. Rassegna comparata incidenti di notevole entitY. SDRPVVF. Roma, 1986.

فصل دوم

شرایط منبع



۱- مقدمه

حوادث بزرگ همواره با نشت یک ماده آغاز می‌شوند. ماده‌ای که داخل یک تجهیز است (مثلاً یک مخزن، یک ستون تقطیر یا لوله) از طریق یک سوراخ، ترک یا شیر باز وارد فضا می‌شود. علت ممکن است خوردگی، ضربه مکانیکی یا خطای انسانی باشد. نشت و بیرون ریختن مواد به خودی خود همانند انفجار یک مخزن تحت فشار می‌تواند یک حادثه باشد.

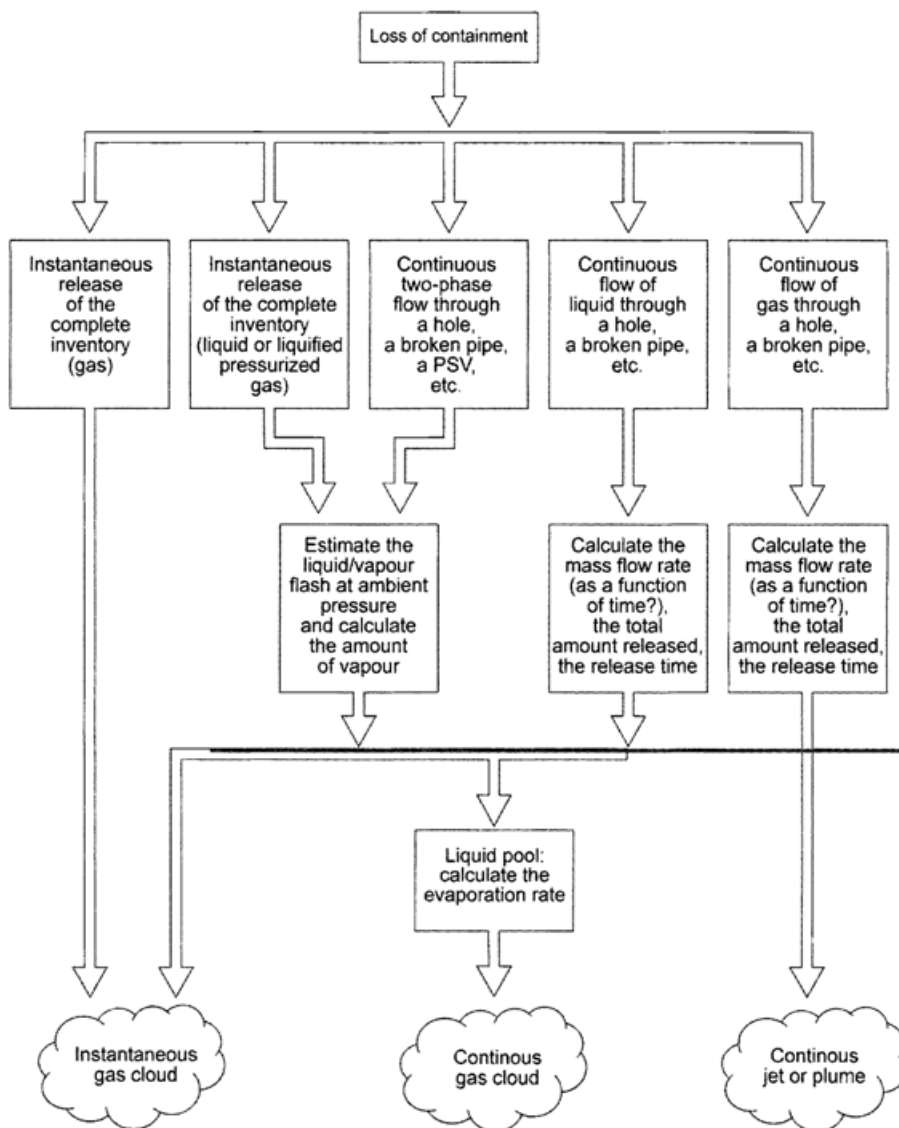
هنگامی که نشت ماده آغاز می‌شود چگونگی ادامه رخداد به مجموعه‌ای از عوامل همانند شرایط ماده (گاز، مایع یا مخلوطی از هر دو)، خواص ماده، شرایط آب و هوایی و تمهیدات ایمنی انجام گرفته جهت کاهش نشت وابسته است.

به منظور پیش‌بینی آثار و پیامدهای یک حادثه مفروض باید سرعت رهایش ماده، ابعاد استخر مایع و سرعتی که در آن مایع تبخیر می‌گردد را محاسبه کنیم (یا بهتر است بگوئیم تخمین بزنیم). این اطلاعات جهت به کارگیری و استفاده از مدل‌های ریاضی حوادث خطرناک گوناگون (آتش، انفجار، ابر سمی) و پیش‌بینی تأثیرات فیزیکی حادثه (غلظت، تشعشع گرمایی، موج انفجار) به صورت تابعی از زمان و فاصله لازمند.

همان طور که در فصل اول اشاره شد هنگام نشت یک ماده خطرناک حوادث مختلفی می‌توانند رخ دهند. شکل ۱-۲ احتمالات مختلف را به صورت خلاصه نشان می‌دهد.

ماده رها شده اغلب یک سیال است (گاز یا مایع). بیرون‌ریزی مواد ممکن است به صورت پیوسته و در یک بازه زمانی و یا به صورت ناگهانی و ناپیوسته باشد. رهایش‌های پیوسته می‌توانند در اثر وجود یک سوراخ در مخزن، شکستگی لوله یا تخلیه از شیر اطمینان رخ دهند. در این موارد به محاسبه دبی جرمی (بعضی مواقع به صورت تابعی از زمان)، کل مقدار ماده آزاد شده یا زمانی که رهایش به طول انجامیده است می‌پردازیم. اگر ماده رها شده مایع باشد احتمالاً یک استخر شکل می‌گیرد (و یا مایع در محدوده خاک‌ریز جانبی جمع می‌شود) و مایع با سرعت مشخصی بخار می‌شود. همچنین اگر مایع تحت فشار در هنگام نشت با کاهش فشار مواجه شود، احتمال تولید بخار نیز وجود دارد. به علاوه نشت می‌تواند به صورت ناگهانی و ناپیوسته باشد مثل پارگی مخزن ذخیره یا از هم پاشیدن یک مخزن تحت فشار.

مجموعه‌ای از معادلات برای انجام این محاسبات استفاده می‌شود. اغلب هنگامی که تعداد زیادی از متغیرها نامعلومند محاسبه مستقیم نیست و از روش‌های آزمون و خطا استفاده می‌شود. به علاوه جهت پیش‌بینی آثار یک حادثه فرضی، برخی موارد باید فرض شوند مثل اندازه سوراخ، مکان آن (اگر انتهای تانک باشد رهایش احتمالاً مایع است در حالیکه اگر سوراخ بالای تانک باشد رهایش احتمالاً به صورت گاز خواهد بود)، مدت زمان رهایش، دمای زمین و ... در اینجا تجربه فردی که محاسبات را انجام می‌دهد بسیار مهم است. برای یک مورد یا واحد خیلی خاص معمولاً منابع محتمل کمی قابل شناسایی است. هر چند در آنالیز ریسک تأسیسات صنعتی معمولاً از یک سری قوانین عمومی استفاده می‌شود (قسمت آخر این فصل را مشاهده کنید).



شکل ۲-۱- نمای ساده‌ای از شرایط مختلف منبع که می‌توانند از نشتی در یک واحد یا نشتی در طول حمل و نقل وجود داشته باشند.

این فصل در رابطه با مدل‌های شرایط منبع برای رایج‌ترین رخداد‌های نشتی بحث می‌کند.

- جریان مایع از یک سوراخ در یک مخزن
- جریان مایع از یک لوله
- جریان گاز یا بخار از یک سوراخ
- جریان گاز از لوله

- جریان دو فاز
- تبخیر مایع از یک استخر

به منظور فهم بهتر، مثال‌هایی نیز افزوده شده است. جهت مطالعه بیشتر، استفاده از مراجع دیگر پیشنهاد می‌گردد [۱ و ۲ و ۳ و ۴].

۲- رهایش مایع

وجود مایعات در تأسیسات صنعتی خواه به صورت ذخیره شده در مخازن و خواه به صورت جریان داخل لوله‌ها و یا داخل تجهیزات بسیار متداول است. اگر یک مایع از طریق یک سوراخ یا لوله شکسته شده رها شود رفتار بعدی آن وابسته به شرایط قبل از خروج (فشار و دما) می‌باشد. مایع می‌تواند فلش شود، تشکیل یک استخر دهد و بعد تبخیر شود. به منظور پیش‌بینی آنچه رخ خواهد داد لازم است دبی مایع را تخمین بزینیم. قسمت‌های بعدی به آنالیز وضعیت‌های رایج می‌پردازند.

برای سیال در جریان می‌توان موازنه انرژی مکانیکی را به صورت زیر نوشت [۱].

$$g\Delta z + \Delta \left(\frac{u^2}{2} \right) + \int \frac{dP}{\rho} + W_s + F_f = 0 \quad (1-2)$$

که در آن:

g- شتاب ثقل (ms^{-2})

Z- اختلاف ارتفاع از یک سطح دلخواه (m)

u- سرعت سیال (ms^{-1})

P- فشار (pa)

W_s - کار شفت ($kJ kg^{-1}$)

F_f - کار اصطکاک ($kJ kg^{-1}$)

ρ - چگالی سیال ($kg m^{-3}$)

برای سیالات تراکم‌ناپذیر چگالی ثابت است

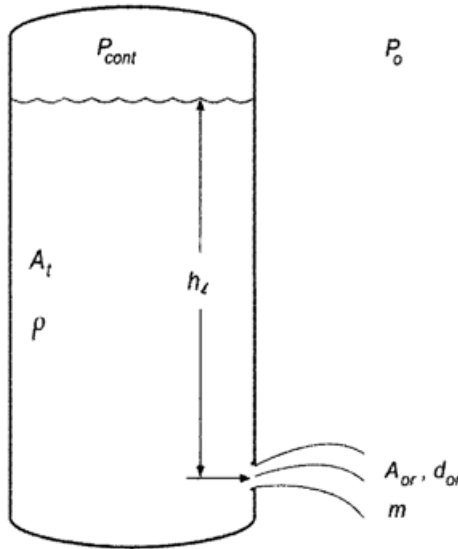
$$\int \frac{dP}{\rho_1} = \frac{\Delta P}{\rho_1} \quad (2-2)$$

به علاوه هنگامی که پمپ یا توربینی وجود ندارد (شکل ۲-۲ را ببینید)، $W_s = 0$ ، رابطه به صورت زیر ساده می‌شود.

$$g\Delta z + \Delta\left(\frac{u^2}{2}\right) + \frac{\Delta P}{\rho_1} + F_f = 0 \quad (3-2)$$

۲-۱- جریان مایع از یک سوراخ در تانک

مخزنی را فرض کنید که تا ارتفاع مشخصی مایع در آن بوده و فشار مطلق P_{cont} بالای مایع باشد. این فشار می تواند در یک مقدار خاص (مثلاً وقتی تانک توسط نیتروژن جهت جلوگیری از تشکیل جو آتشگیر حفاظت می شود) و یا حتی اتمسفریک ثابت نگه داشته شود. در حالت اتمسفریک اگر مخزن تخلیه کامل شود، گاز دیگری باید جایگزین گردد تا داخل مخزن خلأ ایجاد نشود. این خلأ می تواند مخزن را به طور کامل تخریب کند. نهایتاً اگر مخزن حاوی مقداری گاز مایع شده باشد تعادل مایع-گاز، فشار روی مایع را ثابت نگه می دارد.



شکل ۲-۲- جریان مایع از سوراخی در تانک

اگر مطابق شکل ۲-۲ یک سوراخ در دیواره مخزن وجود داشته باشد، از آن جا نشت مایع خواهیم داشت. دبی جرمی را می توان با استفاده از عبارت ارائه شده در اینجا محاسبه کرد. این عبارت بر مبنای موازنه انرژی مکانیکی و ضریب تخلیه به دست آمده است تا اتلاف ناشی از اصطکاک در سوراخ نیز دیده شود.

$$m = A_{or} \rho_l C_D \sqrt{2 \left(\frac{P_{cont} - P_0}{\rho_l} + gh_t \right)} \quad (4-2)$$

که در آن:

m - دبی جرمی مایع (kg s^{-1})

A_{or} - سطح مقطع سوراخ (m^2)

C_D - ضریب تخلیه

P_{cont} - فشار بالای مایع (Pa)

P_0 - فشار بیرون، معمولاً فشار اتمسفریک (Pa)

h_l - ارتفاع مایع بالای محل نشت (m)

ضریب تخلیه C_D تابع پیچیده‌ای از هندسه نشت، نسبت $\frac{d_{or}}{d_{pipe}}$ و عدد رینولدز در سوراخ است. برای جریان متلاطم می‌توان از مقادیر ذیل استفاده کرد: سوراخ‌های لب-تیز $C_D = 0.62$ ، سوراخ‌های صاف $C_D = 0.82$ سوراخ-های گرد شده $C_D = 0.97$. اگر به سبب کاهش فشار، مایع فلش و تبخیر می‌شود، می‌توان فرض کرد این مسأله در پایین دست سوراخ اتفاق می‌افتد و تأثیری در محاسبه m ندارد.

همین طور که تخلیه مایع ادامه پیدا می‌کند ارتفاع مایع در مخزن کاهش می‌یابد و در نتیجه دبی خروجی از سوراخ نیز کم می‌شود. دبی تخلیه جرمی در هر زمان t توسط عبارت زیر محاسبه می‌شود [۲].

$$m = A_{or} \rho_l C_D \sqrt{2 \left(\frac{P_{cont} - P_0}{\rho_l} + gh_{l_{initial}} \right)} - \frac{\rho_l g C_D^2 A_{or}^2 t}{A_t} \quad (5-2)$$

که در آن:

A_t - سطح مقطع مخزن (m^2)

t - زمان از لحظه شروع نشت (s)

هر چند در آنالیز ریسک برخی موارد، به صورت محافظه کارانه دبی تخلیه تا زمانیکه کل مایع بالای سوراخ تخلیه شود ثابت و برابر مقدار اولیه در نظر گرفته می‌شود. در نهایت زمان لازم برای تخلیه مخزن با سطح مقطع ثابت تا سطح سوراخ برابر است با:

$$t_e = \frac{1}{C_D g} \left(\frac{A_t}{A_{or}} \right) \left[\sqrt{2 \left(\frac{P_{cont} - P_0}{\rho_l} + gh_{l_{initial}} \right)} - \sqrt{\frac{2(P_{cont} - P_0)}{\rho_l}} \right] \quad (6-2)$$

برای مخازن با سطح مقطع غیر ثابت (کره، سیلندر افقی) به منابع [۴ و ۵] مراجعه کنید.

مثال ۲-۱

یک مخزن استوانه‌ای به ارتفاع ۱۰ متر و قطر ۵ متر حاوی تولوئن در دمای $20^\circ C$ است. فشار بالای سطح مایع با نیتروژن برابر اتمسفر ثابت نگه داشته می‌شود. مخزن تا ۸۵٪ ظرفیتش پر شده است. بر اثر ضربه سوراخی ($d_{or} = 50 \text{ mm}$) در دیواره تانک و ۱۱ متر بالاتر از کف ایجاد شده است. نشتی ۳۰ دقیقه پس از وقوع متوقف و تعمیر می‌گردد. محاسبه کنید:

الف- دبی اولیه عبوری از سوراخ

ب- مقدار تولوئن بیرون ریخته شده

ج - مدت زمانی که تولوئن بیرون می‌ریخت اگر سوراخ تعمیر نمی‌شد. ($\rho = 867 \text{ kgm}^{-3}$)

راه حل

الف- ارتفاع اولیه مایع در مخزن $0.85 \times 10 = 8.5$ متر

ارتفاع اولیه مایع بالای نقطه نشستی $8.5 - 1 = 7.5$ متر

دبی اولیه (حداکثر) با استفاده از معادله ۲-۴ محاسبه می‌شود:

$$m = \frac{\pi \times 0.5^2}{4} \times 867 \times 0.62 \sqrt{2 \times 9.81 \times 7.5} = 12.8 \text{ kgs}^{-1}$$

ب- هنگامیکه تولوئن بیرون می‌ریزد ارتفاع مایع در مخزن و به دنبال آن دبی خروجی کاهش می‌یابد بنابراین رهایش باید به بازه‌های زمانی مختلف تقسیم شود به گونه‌ای که هر مایع و دبی نشست در هر بازه ثابت فرض شود. برای این مثال ۱۰ بازه زمانی در نظر گرفته شده است.

$$m = 12.8 \text{ kgs}^{-1} \quad \text{و} \quad h_e = 7.5 \text{ m} \quad \text{: (از } t = 0 \text{ s تا } t = 180 \text{ s)}$$

در طول بازه اول مقدار تولوئن بیرون ریخته شده عبارت است از:

$$12.8 \times 180 = 2304 \text{ kg} \Rightarrow 2.66 \text{ m}^3$$

$$h_e = 7.5 - \frac{2.66}{\frac{\pi d^2}{4}} = 7.365 \text{ m} \quad \text{پس از بازه زمانی اول ارتفاع مایع بالای نشستی عبارت است از:}$$

جدول زیر خلاصه‌ی نتایج محاسبات را در بازه‌های زمانی مختلف نشان می‌دهد.

t, s	$m, \text{ kg s}^{-1}$	$h_b, \text{ m}$	Accumulated spilled mass, kg
0-180	12.80	7.500	2,304
180-360	12.68	7.365	4,586
360-540	12.57	7.231	6,850
540-720	12.45	7.099	9,092
720-900	12.34	6.968	11,313
900-1,080	12.23	6.832	13,514
1,080-1,260	12.11	6.704	15,694
1,260-1,440	11.99	6.577	17,853
1,440-1,620	11.88	6.451	19,991
1,620-1,800	11.76	6.324	22,107
1,800		6.201	

مقدار بیرون ریخته شده برابر 22107 kg است.

ج- زمان با استفاده از رابطه ۶-۲ محاسبه می‌شود:

$$t_e = \frac{1}{0.62 \times 9.81} \times \frac{\frac{\pi \times 5^2}{4}}{\frac{\pi \times .05^2}{4}} \times \sqrt{2 \times 9.81 \times 7.5} = 19944 s \Rightarrow 5.54 h$$

۲-۲- جریان مایع داخل لوله

هنگامیکه سیال داخل لوله حرکت می‌کند همواره اصطکاک بین سیال و دیواره لوله بسته به میزان زبری دیواره وجود دارد و این اصطکاک باعث می‌شود بخشی از انرژی مکانیکی به انرژی گرمایی تبدیل شود. برای یک دبی مفروض سیال با افت فشار معینی مواجه می‌شود که فشار جریان بالا دست باید این افت فشار را جبران کند. با وجود اینکه فشار تغییر می‌کند چگالی برای سیالات تراکم ناپذیر (مایعات) در طول لوله ثابت است.

در آنالیز ریسک یکی از مشکلات متداول، محاسبه دبی مایع خروجی از سوراخ یک لوله یا از یک لوله شکسته می‌باشد (شکل ۲-۳).

۲-۲-۱- دبی مایع

رابطه میان افت فشار و سرعت سیال جاری از یک لوله برای مایعات تراکم ناپذیر را می‌توان از معادله fanning به دست آورد:

$$\Delta P = \frac{2f_f P_l L u^2}{d_p} \quad (۲-۷-الف)$$

یا

$$u = \sqrt{\frac{\Delta P d_p}{2f_f P_l L}} \quad (۲-۷-ب)$$

که در آن:

ΔP - افت فشار در طول لوله pa

L - طول لوله (m)

u - سرعت سیال (ms^{-1})

d_p - قطر لوله (m)

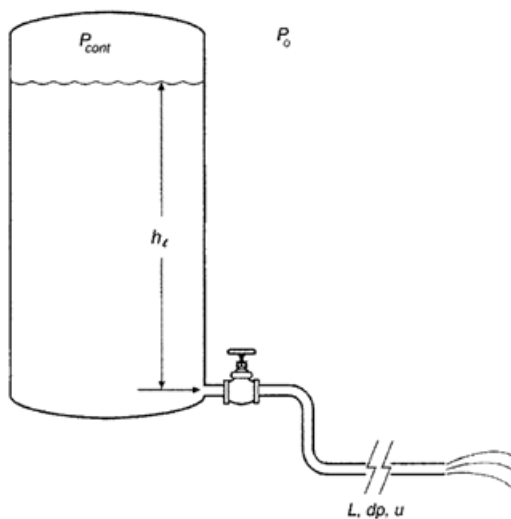
F_f - فاکتور اصطکاک فنینگ

فاکتور اصطکاک فنینگ عبارت است از نسبت انرژی مکانیکی تلف شده ناشی از اصطکاک به انرژی جنبشی سیال و لذا دبی جرمی در لوله عبارت است از:

$$m = A_p P_l \sqrt{\frac{\Delta P d_p}{2 f_F P_l L}} \quad (۸-۲)$$

که در آن:

A_p - سطح مقطع لوله می‌باشد (m^2).



شکل ۲-۳- جریان مایع از یک لوله

فاکتور فنینگ تابعی از عدد رینولدز است که به سرعت مایع داخل لوله وابسته می‌باشد. در نتیجه دبی جرمی در لوله باید با آزمون و خطا محاسبه شود [۳]. در این زمینه دستور العمل زیر می‌تواند دنبال شود:

۱. یک مقدار برای عدد رینولدز حدس بزنید.
۲. مقدار فاکتور اصطکاک فنینگ را محاسبه کنید.
۳. سرعت مایع در لوله را محاسبه کنید.
۴. عدد رینولدز جدید را محاسبه کنید.
۵. دو عدد رینولدز را مقایسه کنید اگر برابر نیستند با رینولدز جدید محاسبه را تکرار کنید.

افت فشار در سیستم لوله کشی تنها ناشی از اصطکاک با لوله نیست بلکه زانویی‌ها، شیرها، اتصالات و غیره نیز نقش دارند. این تأثیر معمولاً با استفاده از طول معادل لوله مستقیم بیان می‌شود بنابراین:

$$L = L_{\text{معادل}} + \sum L_{\text{لوله مستقیم}} \quad (۹-۲)$$

جدول ۲-۱- طول معادل اتصالات لوله (فقط برای جریان متلاطم)*

Pipe fitting	$L_{equivalent}/d_p$
Globe valve, wide open	≈ 300
Angle valve, wide open	≈ 170
Gate valve, wide open	≈ 7
$\frac{3}{4}$ open	≈ 40
$\frac{1}{2}$ open	≈ 200
$\frac{1}{4}$ open	≈ 900
90° elbow, standard	30
long radius	20
45° elbow, standard	15
Tee, used as elbow, entering the stem	90
Tee, used as elbow, entering one of two side arms	60
Tee, straight through	20
180° close return bend	75
Ordinary entrance (pipe flush with wall of vessel)	16
Borda entrance (pipe protruding into vessel)	30
Rounded entrance, union, coupling	Negligible
Sudden enlargement from d_p to D	
Laminar flow in d_p	$\frac{Re}{32} \left[1 - \left(\frac{d_p^2}{D^2} \right) \right]^2$
Turbulent flow in d_p	$\frac{1}{4} f_{F,ind_p} \left[1 - \left(\frac{d_p^2}{D^2} \right) \right]^2$
Sudden contraction from D to d_p ; all conditions	
except high-speed gas flow where $P_1/P_2 \geq 2$	
Laminar flow in d_p	$\frac{Re}{160} \left[1.25 - \left(\frac{d_p^2}{D^2} \right) \right]$
Turbulent flow in d_p	$\frac{1}{10} f_{F,ind_p} \left[1.25 - \left(\frac{d_p^2}{D^2} \right) \right]$

* بر گرفته از مرجع [۱]

۲-۲-۲- فاکتور اصطکاک

فاکتور اصطکاک فنینگ (F_f) به صورت زیر قابل محاسبه است [۱]. برای جریان آرام:

$$F_f = \frac{16}{Re} \quad (10-2)$$

در ناحیه انتقالی مقدار F_f دقیقاً مشخص نیست. در جریان متلاطم معادله Colebrook قابل استفاده است.

$$\frac{1}{\sqrt{f_F}} = -4 \log \left(\frac{1}{3.7} \frac{\varepsilon}{d_p} + \frac{1.255}{Re \sqrt{f_F}} \right) \quad (11-2)$$

که ε زبری لوله است (جدول (۲-۲) را ببینید).

جدول ۲-۲ - زبری لوله ای تمیز*

Pipe material	~3, mm
Riveted steel	1 - 10
Concrete	0.3 - 3
Wood stave	0.2 - 1
Cast iron	0.25 - 0.26
Galvanized iron	0.15
Asphalted cast iron	0.12
Commercial steel or wrought iron	0.043 - 0.046
Drawn tubing	0.0015
Glass	0
Plastic (PVC, ABS, polyethylene)	0

* بر گرفته از مرجع [۱]

برای جریان متلاطم کاملاً توسعه یافته، F_f می‌تواند از رابطه زیر محاسبه شود:

$$\frac{1}{\sqrt{f_F}} = 4 \log \left(3.7 \frac{d_p}{\varepsilon} \right) \quad (12-2)$$

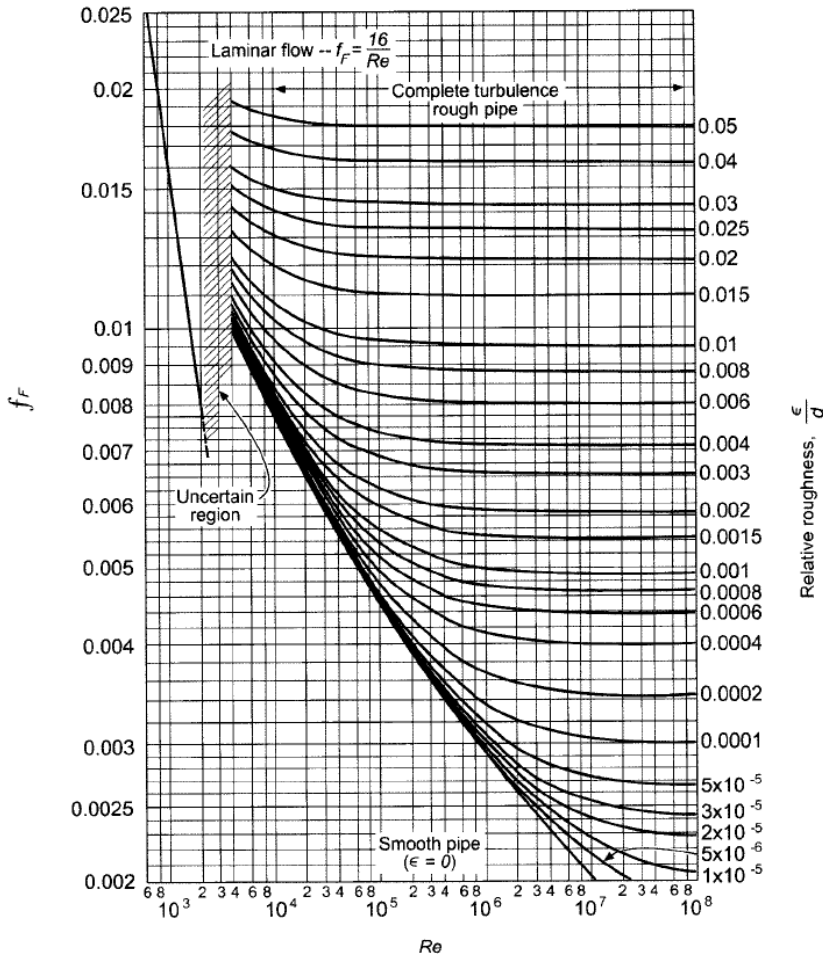
برای لوله‌های نرم و $Re < 100000$ ، F_f از رابطه Blasius قابل محاسبه است:

$$f_F = 0.079 Re^{-0.25} \quad (13-2)$$

برای لوله‌های نرم و $Re > 100000$ عبارت مقابل به کار می‌رود [۶]:

$$f_F = 0.0232 Re^{-0.1507} \quad (14-2)$$

مقدار فاکتور فنینگ را می‌توان از نمودار کلاسیک f_F به عنوان تابعی از ε/d و Re (به شکل ۲-۴ مراجعه شود) به دست آورد.



شکل ۲-۴- فاکتور فینینگ به عنوان تابعی از عدد رینولدز و زبری لوله برگرفته از مرجع [۱].

مثال ۲-۲

یک مخزن استوانه‌ای به ارتفاع ۱۰ متر و قطر ۵ متر حاوی تولوئن در 20°C است. فشار بالای سطح مایع توسط نیتروژن در اتمسفر حفظ می‌شود. مخزن تا ۸۵٪ پر شده است. جریان خروجی از لوله فولادی متصل به پایین مخزن (با قطر داخلی ۱۰۰ mm) را برآورد کنید در حالتی که لوله در فاصله ۶۵ متری مخزن شکسته است. این لوله افقی است و در مسیرش یک شیر دروازه‌ای باز و ۲ زانویی 90° قرار دارد.

اطلاعات:

$$\mu_{\text{toluene}, 20^{\circ}\text{C}} = 5/9 \times 10^{-4} \text{ kgm}^{-1}\text{s}^{-1}, \rho_{\text{toluene}, 20^{\circ}\text{C}} = 867 \text{ kgm}^{-3}, \varepsilon_{\text{commercial steel}} = \%46 \text{ mm}$$

راه حل :

$$\frac{\varepsilon}{d_p} = \frac{0.046}{100} = 0.00046$$

برای لوله فولادی

افت فشار در مجموعه لوله کشی عبارت است از اختلاف فشار بین ورودی لوله و فشار اتمسفریک.

$$\Delta P = \rho_1 g h_1 = 867 \times 9.81 \times (0.85 \times 10) = 720295 \text{ Pa}$$

طول معادل لوله شامل اتصالات عبارت است از:

$$L = 65 + 0.1 (7 + 2.3 + 16 + 32) = 76.5 \text{ m}$$

حدس اولیه $Re = 25000$

$$u = \frac{\mu Re}{d_p P_1} = \frac{5.9 \times 10^{-4} \times 2500}{0.1 \times 867} = 0.17 \text{ ms}^{-1}$$

و از روی شکل (۲-۴)، $f_F = 0.0064$ و با استفاده از معادله (۲-۷) ب):

$$u = \sqrt{\frac{72295 \times 0.1}{2 \times 0.0064 \times 867 \times 76.5}} = 2.92 \text{ ms}^{-1}$$

بنابراین Re باید اصلاح شود جدول زیر نتایج روند آزمون و خطا را نمایش می‌دهد.

Re	$u, m s^{-1}$	f_F	u (Eq. (2-7b)), $m s^{-1}$
25,000	0.170	0.00640	2.920
70,000	0.544	0.00520	3.240
300,000	2.041	0.00450	3.480
400,000	2.722	0.00440	3.520
500,000	3.402	0.00435	3.540
520,000	3.539	0.00433	3.544
530,000	3.631	0.00430	3.560

و در نهایت $u = 3/547 \text{ ms}^{-1}$ و از این رو دبی جرمی برابر است با:

$$m = 3.547 \times 867 \times \frac{\pi \times 0.1^2}{4} = 24.1 \text{ kgs}^{-1}$$

۳- رهایش گاز و بخار

هنگامیکه گاز یا بخار از یک دستگاه (لوله و مخزن و غیره) رها می‌شود انرژی فشاری گاز همزمان با خروج و انبساط گاز به انرژی جنبشی تبدیل می‌شود. دانسیته، فشار و دمای گاز نیز طی نشت تغییر می‌کند. در عمل اگر تغییرات

دانسیته گاز کوچک بوده $\left(\frac{P_1}{P_2} \langle 2, \rho_1 / \rho_2 \rangle \right)$ و سرعت نسبتاً پایین باشد (u کوچکتر از 0.3 برابر سرعت صوت در گاز)، آنگاه می‌توان گاز را همچنان تراکم ناپذیر فرض کرد. هر چند در تغییرات بالای فشار و سرعت‌های بالای جریان، انرژی جنبشی و آثار تراکم پذیری در موازنه انرژی مکانیکی حاکم می‌شوند و جریان تراکم پذیر در نظر گرفته می‌شود. بنابراین بررسی دقیق این سیستم‌ها شامل چهار معادله می‌شود: معادلات حالت، پیوستگی، اندازه حرکت و انرژی که این کمی مساله را پیچیده می‌کند. برای ساده کردن مسائل معمولاً فرض می‌شود جریان آدیاباتیک و بازگشت پذیر (جریان ایزنتروپیک) است. به علاوه اغلب فرض می‌شود که سیال یک گاز ایده‌ال، با گرمای ویژه ثابت (مقدار متوسط) است.

مدل‌های موجود برای تخمین دبی رهائش گاز تا زمانیکه میعان صورت نگیرد برای بخار نیز قابل استفاده‌اند. بنابراین در این فصل به هر دو دسته گاز و بخار با عنوان گاز اشاره می‌کنیم.

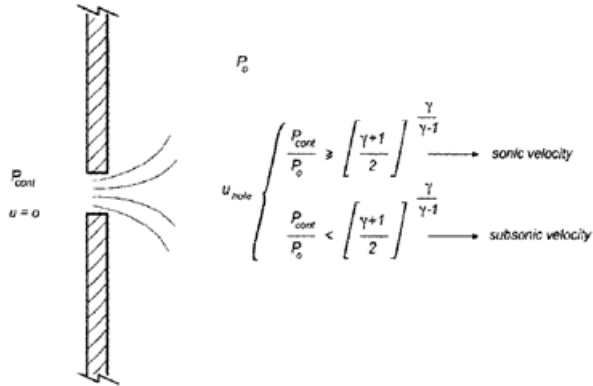
۳-۱-۱- جریان گاز بخار از یک سوراخ

برای مایعات و گازها با تغییرات کم فشار و سرعت‌های پایین $\left(\frac{P_1}{P_2} \langle 2, Ma \rangle (0.3) \right)$ (Ma عدد ماخ است)، می‌توان جریان تراکم ناپذیر فرض کرد و از عبارت ارائه شده در بخش قبل استفاده کرد.

هر چند برای گازها، وقتی تغییر فشار چشمگیر بوده و سرعت نیز بالا باشد آثار تراکم پذیری و جنبشی نقش مهمی بازی می‌کنند [۱]. در این حالت هنگامیکه گاز از یک سوراخ عبور می‌کند فشار، دما و دانسیته تغییر قابل ملاحظه‌ای می‌کنند. جریان، تراکم پذیر فرض می‌شود و برای انجام محاسبات از معادلات مختلفی باید استفاده کرد.

۳-۱-۱-۱- سرعت بحرانی

هنگامیکه گاز یا بخار از یک سوراخ خارج می‌شود دو وضعیت ممکن است رخ دهد: سرعت صوت و سرعت مادون صوت که این موارد در پایین بحث شده‌اند.



شکل ۲-۵ - جریان گاز یا بخار از میان یک سوراخ

فرض می‌کنیم گاز در یک فشار مشخص (P_{cont}) از سوراخی روی دیواره مخزن خارج می‌شود (شکل ۲-۵ را نگاه کنید). اگر فشار پایین دست (یعنی بیرون مخزن P_{out}) کاهش یابد، سرعت سیال در سوراخ بالا می‌رود و این افزایش تا جایی ادامه می‌یابد که در یک P_{out} مشخص سرعت سیال به سرعت صوت در همان سیال می‌رسد (در آن دم). کاهش بیشتر فشار خروجی (P_{out}) تأثیری در افزایش سرعت سیال خروجی ندارد. سرعت صوت در P_{choked} و T_{choked} بالاترین سرعتی است که گاز می‌تواند از سوراخ عبور کند (جهت رسیدن به سرعت مافوق صوت، نازل‌های همگرا-واگرایی با طراحی خاصی لازم است). فشار در خروجی سوراخ، P_{choked} خواهد بود حتی اگر P_{out} بیشتر کاهش یابد. P_{choked} ، فشار بحرانی یا اختناق نامیده می‌شود و سرعت در سوراخ در این شرایط سرعت بحرانی یا اختناق نامیده می‌شود.

با فرض انبساط آیزنتروپیک، ارتباط بین فشار اختناق و فشار درون مخزن به این صورت خواهد بود:

$$\frac{P_{choked}}{P_{cont}} = \left[\frac{2}{\gamma + 1} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (۱۵-۲)$$

که در آن:

P_{cont} - فشار داخل مخزن یا لوله (Pa)

$$\gamma - \text{نسبت ظرفیت گرمایی } \frac{C_p}{C_v}$$

سرعت اختناق حداکثر سرعت ممکن در یک رهایش تصادفی است و در اکثر رهایش‌های تصادفی دیده می‌شود. از آنجایی که P_{out} معمولاً فشار اتمسفریک است (ضرورتاً ثابت است) اگر فشار داخل ظروف (مخزن، لوله) به مقدار معینی افزایش یابد شرایط مشابه اختناق روی می‌دهد و افزایش بیشتر فشار، سرعت گاز خروجی را بالاتر نمی‌برد. بنابراین چنانچه شرط زیر محقق شود به سرعت بحرانی خواهیم رسید:

$$\frac{P_{cont}}{P_0} \geq \left[\frac{\gamma + 1}{2} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (16-2)$$

در حقیقت γ ضریب ایزنتروپیک گاز یا بخار در شرایط تخلیه است. هرچند برای گازهایی با خواص مشابه گاز کامل، γ نسبت ظرفیت‌های گرمایی است. γ همواره بزرگتر از واحد است و برای اکثر گازها بین ۱/۱ تا ۱/۴ متغیر است بنابراین سرعت صوت هنگامیکه $P_{cont}/P_0 \geq 1.9$ باشد حاصل خواهد شد. مثلاً برای هوا ($\gamma = 1/4$) هنگامی که $P_{cont}/P_0 \geq 1.893$ باشد، یعنی وقتی فشار مطلق پایین دست ۵۲/۸٪ فشار مطلق بالا دست باشد، سرعت صوت وجود خواهد داشت.

سرعت صوت در گاز کامل و دمای T با عبارت ذیل قابل محاسبه است.

$$u_s = \sqrt{\frac{\gamma TR 10^3}{M_v}} \quad (17-2)$$

که در آن:

u_s - با واحد ms^{-1}

R - ثابت گاز کامل ($8314 \text{ kJ kmole}^{-1} K^{-1}$)

M_v - وزن مولکولی گاز ($kg \text{ kmole}^{-1}$)

جدول ۲-۳ نسبت ظرفیت‌های گرمایی $\gamma = \frac{C_p}{C_v}$ را برای انواع گازها نشان می‌دهد. چگالی گاز با فشار افزایش می‌یابد. بنابراین وقتی به سرعت بحرانی رسیده باشیم با افزایش P_{cont} سرعت رهاش بدون تغییر و برابر سرعت صوت خواهد بود اما چگالی گاز بالاتر خواهد رفت.

بنابراین دبی جرمی با بالا رفتن P_{cont} افزایش می‌یابد. لذا واضح است که پارامتری که به حد بحرانی می‌رسد سرعت است (m/s) و نه دبی جریان. از این رو عبارت سرعت بحرانی تعبیر مناسب‌تری از دبی بحرانی است.

دبی بحرانی یعنی وضعیتی که سرعت و دبی جرمی هر دو به حالت اختناق برسند. این حالت زمانی می‌تواند روی دهد که در بالا دست سوراخ فشار خاصی موجود باشد و در پایین دست سوراخ نیز شرایط خلأ حاکم باشد که سرعت صوت ایجاد می‌شود. در این حالت چگالی گاز ورودی ثابت است و در نتیجه دبی جرمی نیز بحرانی می‌شود.

دمای گاز در جهت داخل اریفیس عبارتست از:

$$T_{choked} = T_{cont} \left(\frac{P_{choked}}{P_{cont}} \right)^{\left(\frac{\gamma - 1}{\gamma} \right)} = T_{cont} \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right) \quad (18-2)$$

که در آن T_{cont} دمای داخل مخزن یا لوله است (K) می‌باشد.

جدول ۲-۳ وزن مولکولی، نسبت ظرفیت گرمایی و سرعت صوت برای گازها و بخارهای مختلف در ۲۹۸ K و ۱۰۱/۳ kpa برگرفته شده از منبع [۸ و ۷].

Gas	Molecular weight	$\gamma = C_p/C_v$	u_s, ms^{-1}
Acetylene	26.0	1.247	345
Acrylonitrile	53.1	1.149	232
Air	29.0	1.400	246
Ammonia	17.0	1.311	437
Benzene	78.1	1.112	188
Butane	58.1	1.091	216
Carbon dioxide	44.0	1.301	271
Carbon monoxide	28.0	1.400	352
Chlorine	70.9	1.330	216
Cyclohexane	84.2	1.085	179
Ethane	30.1	1.188	313
Ethylene	28.0	1.253	333
Ethylene oxide	44.0	1.215	261
Helium	4.0	1.660	1014
Hexane	86.2	1.062	175
Hydrogen chloride	36.5	1.399	308
Hydrogen	2.0	1.405	1314
Hydrogen sulphide	34.1	1.326	310
Methane	16.0	1.304	449
Natural gas ^a	18.1	1.270	419
Nitrogen	28.0	1.406	352
Oxygen	32.0	1.395	329
Propane	44.1	1.146	253
Propylene	42.1	1.148	260
Sulphur dioxide	64.1	1.264	221
Toluene	92.1	1.087	171

^a 86.15%CH₄, 12.68%C₂H₂, 0.09%C₄H₁₀, 0.68%N₂

۳-۱-۲- دبی جرمی

دبی جرمی گاز از یک سوراخ، توسط عبارت زیر محاسبه می‌شود. این رابطه از موازنه انرژی مکانیکی و فرض انبساط ایزنتروپیک و با وارد کردن ضریب تخلیه به دست می‌آید.

$$m_{hole} = A_{or} C_D P_{cont} \psi \sqrt{\gamma \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}} \frac{M_v}{Z T_{cont} R 10^3}} \quad (19-2)$$

m - دبی جرمی $kg s^{-1}$

C_D - ضریب تخلیه بدون بعد

A_{or} - سطح مقطع سوراخ (m^2)

Z - ضریب تراکم پذیری گاز در P_{cont} و T_{cont} (برای گاز ایده‌ال $Z = 1$)

ψ - فاکتور بدون بعد وابسته به سرعت گاز

برای گاز با سرعت صوت:

$$\psi = 1 \quad (20-2)$$

برای گاز با سرعت صوت فرمول (۲۰-۲) و برای گاز با سرعت مادون صوت از رابطه زیر به دست می‌آید.

$$\psi^2 = \frac{2}{\gamma - 1} \left(\frac{\gamma + 1}{2} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}} \left(\frac{P_o}{P_{cont}} \right)^{\frac{2}{\gamma}} \left(1 - \left(\frac{P_o}{P_{cont}} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \right) \quad (21-2)$$

در شکل ۶-۲ مقدار ψ به عنوان تابعی از $\frac{P_o}{P_{cont}}$ برای نسبت‌های مختلف ظرفیت گرمایی نشان داده شده است.

طول جت آزاد گاز از روی عبارت زیر قابل محاسبه است [۹]:

$$L_j = \frac{6u_j d_{or}}{u_w} \quad (22-2)$$

u_j - سرعت جت در منبع

d_{or} - قطر منبع

u_w - متوسط سرعت باد در محیط (مقدار پیش فرض 5ms^{-1})

۳-۱-۳ - ضریب تخلیه

C_D ضریب تصحیحی است برای به حساب آوردن این واقعیت که فرآیند در حقیقت آیزنروتروپیک نیست. برای شکستگی کامل در لوله، $C_D = 1$ است. برای سوراخ‌های لب-تیز در رهایش‌های تصادفی (اعداد رینولدز بالا) برخی از نویسندگان $C_D = 0.62$ و برخی دیگر مقدار محافظه کارانه ۱ را پیشنهاد می‌کنند.

مثال ۳-۲

به سبب یک حرکت اشتباه، ضربه‌ای باعث ایجاد سوراخی به قطر ۲ سانتیمتر در بالای تانک حاوی پروپان در ۲۵ درجه سانتیگراد و فشار 10bar می‌شود. ارتفاع مایع کم است و لذا گاز از سوراخ خارج می‌شود. دبی جرمی را محاسبه کنید.

راه حل:

برای پروپان $\gamma = 1.15$ است در نتیجه

$$\left[\frac{\gamma + 1}{2} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} = \left[\frac{1.15 + 1}{2} \right]^{\frac{1.15}{1.15 - 1}} = 1.74$$

و لذا

$$\frac{P_{cont}}{P_o} = \frac{10 \text{ bar}}{1.013 \text{ bar}} = 9.87$$

سرعت پروپان در سوراخ بحرانی است. بنابراین با استفاده از رابطه ۲-۱۹:

$$m_{hole} = A_{or} C_D P_{cont} \psi \sqrt{\gamma \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}} \frac{M_v}{Z T_{cont} R 10^3}} =$$

$$\frac{\pi 0.02^2}{4} C_D (10 \times 10^5) 1 \sqrt{1.15 \left(\frac{2}{1.15 + 1} \right)^{\frac{1.15 + 1}{1.15 - 1}} \frac{44.1}{1(273 + 25) 8.314 \times 10^3}} = \begin{cases} 0.525 \text{ kg/s if } C_D = 0.62 \\ 0.847 \text{ kg/s if } C_D = 1.0 \end{cases}$$

اکنون می‌توان سرعت در سوراخ را محاسبه کرد. شرایط در جت در حالت اختناق عبارتند از:

$$P_{choked} = 10 \left(\frac{2}{1.15 + 1} \right)^{\frac{1.15}{1.15 - 1}} = 5.744 \text{ bar}$$

$$T_{choked} = 298 \left(\frac{5.74}{10} \right)^{\frac{1.15 - 1}{1.15}} = 277.2 \text{ K}$$

$$P_{choked} = \frac{(5.744 \times 10^5) 44.1}{(8.314 \times 10^3) 277.2} = 11 \text{ kgm}^{-3}$$

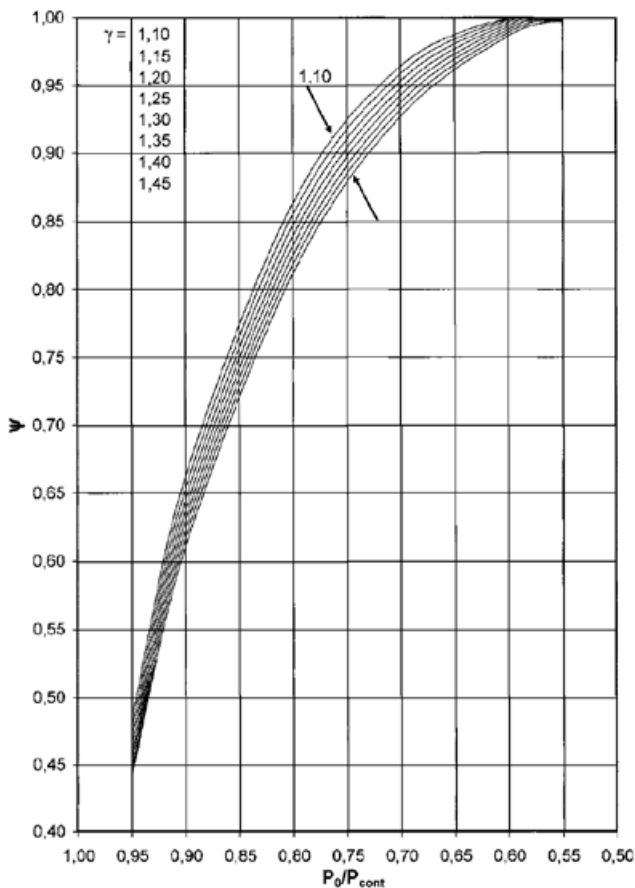
لذا سرعتها در سوراخ با توجه به دبی‌های جرمی عبارتند از:

$$u = \frac{0.525}{\left(\pi \frac{0.02^2}{4} \right) 11} = 152 \text{ ms}^{-1}$$

$$u = \frac{0.847}{\left(\pi \frac{0.02^2}{4}\right)^{1/4}} = 245 \text{ms}^{-1}$$

سرعت صوت در پروپان در شرایط اختناق عبارتست از:

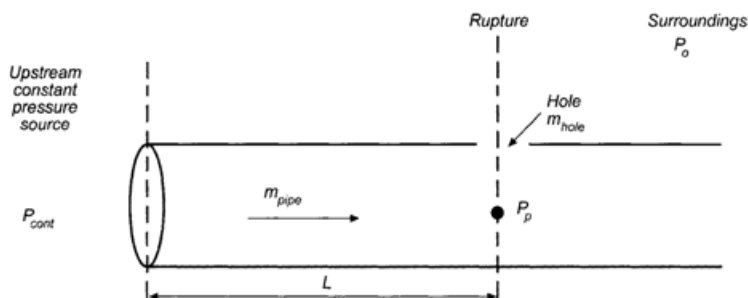
$$u = \sqrt{\frac{1.15 \times 277.2 \times (8.314 \times 10^3)}{44.1}} = 245 \text{ms}^{-1}$$



شکل ۲-۶-۲ به عنوان تابعی از γ و P_0/P_{cont}

۲-۲- جریان گاز / بخار درون لوله

یک مورد متداول در آنالیز ریسک، محاسبه دبی گاز در لوله‌ای متصل به یک منبع بالا دستی با فشار ثابت (معمولاً یک مخزن)، شکل (۲-۷)، می‌باشد. جریان خروج گاز می‌تواند در اثر پیدایش سوراخی در دیواره لوله و یا شکستگی کامل لوله ایجاد شود. در هر دو مورد فشار داخل لوله در نقطه‌ای درست مقابل سوراخ باید تخمین زده شود. برای این منظور به دبی گاز که آن نیز به اختلاف فشار بین فشار ثابت جریان بالا دست و فشار نقطه مورد نظر وابسته است احتیاج داریم. لذا یک روش آزمون و خطا لازم است. یک روش نسبتاً ساده [۳] در ادامه ارائه شده است.



شکل ۲-۷- جریان گاز درون لوله

افت فشار کلی بین منبع بالا دستی فشار و محیط عبارتست از افت فشار در لوله به علاوه افت فشار داخل سوراخ (یک سوراخ یا لوله کاملاً شکسته):

$$\Delta P = P_{cont} - P_p = (P_{cont} - P_o) + (P_p - P_o) = \Delta P_{pipe} - \Delta P_{hole} \quad (2-23)$$

که در آن داریم:

P_p - فشار داخل لوله درست مقابل سوراخ

P_o - فشار محیط (Pa)

دبی جرمی در لوله به افت فشار لوله و دبی جرمی در سوراخ به افت فشار در سوراخ وابسته است. بر اساس قانون بقای جرم، دبی جرمی درون لوله (m_{pipe}) به سبب نشتی باید برابر دبی جرمی از میان سوراخ باشد (m_{hole}):

$$m_{pipe} = m_{hole} \quad (2-24)$$

دبی جرمی داخل لوله به فشار در دو طرف لوله وابسته است و از رابطه زیر قابل محاسبه است [۳]:

$$m_{pipe} = A_p \sqrt{\frac{2 \int_{P_{cont}}^{P_p} \rho(P) dp}{4 f_F \left(\frac{L}{d_p} \right)}} \quad (25-2)$$

که در آن:

A_p - سطح مقطع لوله (m^2)

$\rho(P)$ - دانسیته گاز (kgm^{-3})

f_F - فاکتور اصطکاک فینینگ

L - طول لوله (m)

d_p - قطر لوله (m) می‌باشند.

$$P = \text{const} t \left(\frac{P}{Z} \right)^{\frac{1}{\zeta}} \quad (26-2)$$

$$\zeta = 1 + \frac{Z(R \times 10^3)}{c_v M_v} \quad (27-2)$$

که در آن Z ضریب تراکم پذیری است و برای گاز کامل داریم $\zeta = \gamma$ ، $Z = 1$

اگر ضریب تراکم پذیری و گرمای ویژه در حجم ثابت (C_V) را ثابت فرض کنیم انتگرال موجود در معادله ۲۵-۲ ممکن است به صورت جبری حل شود.

برای $Z = 1$ داریم:

$$\int_{P_{cont}}^{P_p} \rho(P) dp \approx -P_{cont} \rho_{cont} \left(\frac{\xi}{1+\xi} \right) \left(\left(\frac{P_p}{P_{cont}} \right)^{\frac{1+\xi}{\xi}} - 1 \right) \quad (28-2)$$

این گروه از معادلات، از طریق آزمون و خطا و با حدس زدن P_p ، فشار داخل لوله درست مقابل سوراخ می‌توانند حل شوند. برای این منظور روند زیر باید طی شود:

۱. حدس فشار داخل لوله درست مقابل سوراخ ($P_0 < P_p < P_{cont}$)

۲. دبی جرمی عبوری از سوراخ لوله را با کمک معادله (۱۹-۲) حساب کنید. $C_D = 0.62$ برای سوراخ در دیواره لوله و $C_D = 1$ برای شکستگی کامل.
۳. دبی جرمی داخل لوله را به کمک معادلات (۲۵-۲)، (۲۸-۲) محاسبه کنید.
۴. هر دو دبی جرمی را مقایسه کنید. اگر برابر نیستند مقدار P_p را تصحیح کرده و دستور العمل را تکرار کنید.

برای محاسبه دبی جرمی عبوری از سوراخ (رابطه ۱۹-۲) دمای گاز داخل لوله (مقابل سوراخ) باید تخمین زده شود. این تخمین از طریق حدس و خطا به دست خواهد آمد. با تعریف پارامتر Y عبارت زیر به دست می‌آید [۱]:

$$Y_i = 1 + \frac{\gamma - 1}{2} Ma_i^2 \quad (29-2)$$

$$\frac{T_p}{T_{cont}} = \frac{Y_{cont}}{Y_p} \quad (30-2)$$

$$\frac{P_p}{P_{cont}} = \frac{Ma_{cont}}{Ma_p} \sqrt{\frac{Y_{cont}}{Y_p}} \quad (31-2)$$

$$\frac{\gamma + 1}{2} \ln \left(\frac{Ma_p^2 Y_{cont}}{Ma_{cont}^2 Y_p} \right) - \left(\frac{1}{Ma_{cont}^2} - \frac{1}{Ma_p^2} \right) + \gamma \left(\frac{4f_F L}{d_p} \right) = 0 \quad (32-2)$$

برای جریان با سرعت صوت در خروجی، $Ma_p = 1$ بوده و معادلات (۲۹-۲) و (۳۱-۲) به شکل زیر تبدیل خواهند شد:

$$\frac{T_p}{T_{cont}} = \frac{2Y_{cont}}{\gamma + 1} \quad (33-2)$$

$$\frac{\gamma + 1}{2} \ln \left(\frac{2Y_{cont}}{(\gamma + 1)Ma_{cont}^2} \right) - \left(\frac{1}{Ma_{cont}^2} - 1 \right) + \gamma \left(\frac{4f_F L}{d_p} \right) = 0 \quad (34-2)$$

در محاسبه دبی جرمی برای حالت سوراخ در دیواره لوله، فشار در داخل لوله در نقطه‌ای هم سطح با سوراخ باید معلوم باشد. اگر جریان تنها ناشی از نشتی است برای محاسبه P_p باید از روش حدس و خطا استفاده شود. اگر جریان دیگری در داخل خود لوله نیز هست این جریان در محاسبه P_p باید به حساب آورده شود.

مثال ۲-۴

یک منبع فشار ثابت از گاز طبیعی (۵bar و ۲۸۸K) و $\gamma = 1/27$ و $M_V = 17/4$ به یک لوله پلی اتیلنی با سطح داخلی نرم به قطر ۱۶۴ mm متصل شده است. دبی رهائش را محاسبه کنید اگر:

الف- لوله در فاصله ۳۳۰ متری منبع به طور کامل شکسته باشد.

ب- در فاصله ۳۳۰ متری سوراخی به قطر ۵۰ میلی متر در دیواره لوله باشد.

راه حل:

الف - برای شکست کامل $C_D = 1/0$

برای لوله نرم پلی اتیلنی (شکل ۲-۴)، مقدار فاکتور فنینگ $f_F = 0/002$ فرض خواهد شد.

حدس اولیه فشار: $P_p = 4 \text{ bar}$

برای تخمین دمای گاز در انتهای لوله درست مقابل سوراخ از معادله ۲-۳۴ استفاده می شود:

$$\frac{1.27+1}{2} \ln \left(\frac{2 \left(1 + \frac{1.27-1}{2} Ma_{cont}^2 \right)}{(1.27+1) Ma_{cont}^2} \right) - \left(\frac{1}{Ma_{cont}^2} - 1 \right) + 1.27 \left(\frac{4 \times 0.002 \times 330}{0.164} \right) = 0$$

یعنی:

$$1.135 \ln \left(\frac{2 + 0.27 Ma_{cont}^2}{2.27 Ma_{cont}^2} \right) - \frac{1}{Ma_{cont}^2} + 20.44 = 0$$

با حدس و خطا $Ma_{cont} = 0/2$ بنابراین با استفاده از رابطه (۲-۲۹) داریم:

$$Y_{cont} = 1 + \frac{1.27-1}{2} 0.2^2 = 1.005$$

از رابطه ۲-۳۳:

$$\frac{T_p}{288} = \frac{2 \times 1.005}{1.27 + 1} \rightarrow T_p = 255 K$$

دبی جرمی عبوری از سوراخ در رابطه (۲-۱۹):

$$m_{hole} = \frac{\pi 0.164^2}{4} 1.0 (4 \times 10^5) \sqrt{1.27 \left(\frac{2}{1.27+1} \right)^{\frac{1.27+1}{1.27-1}} \frac{17.4}{255 \times 8.314 \times 10^3}} = 16 \text{ kgs}^{-1}$$

دبی جرمی عبوری از لوله (در رابطه ۲-۲۵) $(\rho_{cont} = ۳/۶۸ \text{ kgm}^{-3})$:

$$m_{pipe} = \frac{\pi 0.164^2}{4} \sqrt{\frac{2 \left((5 \times 10^5) 3.68 \left(\frac{1.27}{1+1.27} \right) \left(\left(\frac{4}{5} \right)^{\frac{1+1.27}{1.27}} - 1 \right) \right)}{4 \times 0.002 \left(\frac{330}{0.164} \right)}} = 4.33 \text{ kgs}^{-1}$$

از آنجایی که دو نتیجه متفاوت به دست آمده است یک حدس و خطای جدید لازم است. نتایج محاسبات در جدول زیر خلاصه شده‌اند:

$P_p, \text{ bar}$	$m_{hole} \text{ kg s}^{-1}$	$m_{pipe} \text{ kg s}^{-1}$
4	16.00	4.33
3	12.00	5.84
2.7	10.01	6.36
2.0	8.00	6.78
1.75	6.99	6.95
1.74	6.96	6.96

بنابراین $m = 6.96 \text{ kgs}^{-1}$

ب - برای حالتی که سوراخ در دیواره ایجاد شده، $C_D = ۰/۶۲$

تأثیر کاهش فشار روی دمای گاز اکنون نادیده گرفته می‌شود و مجدداً از روش آزمون و خطا استفاده می‌کنیم.

بر اساس تغییر در جریان، مقدار جدید فاکتور اصطکاک فنینگ $f_F = ۰/۰۰۳$ فرض می‌شود (این مقدار بعداً چک می‌شود).

حدس اولیه فشار $P_p = ۴/۵ \text{ bar}$

برای تخمین دمای گاز به روش حدس خطا مقدار $Ma_{cont} = ۰/۱۷$ محاسبه می‌شود. دمای گاز مقابل سوراخ با

استفاده از رابطه ۲-۲۹ و ۲-۳۳ محاسبه می‌شود: $T_p = ۲۵۴/۷ \text{ K}$

دبی های جرمی عبارتند از:

$$m_{hole} = \frac{\pi 0.05^2}{4} 0.62 (4.5 \times 10^5) \sqrt{1.27 \left(\frac{2}{1.27+1} \right)^{\frac{1.27+1}{1.27-1}} \frac{17.4}{254.7 \times 8.314 \times 10^3}} = 1.04 \text{ kgs}$$

دو مقدار متفاوتند و با روش حدس و خطا سرانجام مقادیر زیر محاسبه می‌شوند:

$$P_p = 4.9 \text{ bar}, \quad m = 1.13 \text{ kgs}^{-1}$$

اگر چه به سرعت بحرانی نرسیده‌ایم فرض $\psi = 1$ صحیح است (به شکل ۲-۶ مراجعه شود). با این دبی جرمی، عدد رینولدز متوسط در لوله محاسبه شده و مقدار f_F به دست می‌آید. از آنجایی که دو نتیجه مختلف به دست آمده است یک حدس و خطای جدید لازم است. نتایج روند محاسبات در جدول زیر به صورت خلاصه ارائه شده‌اند:

$P_p, \text{ bar}$	$m, \text{ kg s}^{-1}$	Re	f_F^*
4.90	1.13	891.53	0.01795
4.50	1.04	819.78	0.01952
4.47	1.03	813.17	0.01968
4.46	1.03	812.52	0.01969

*به دلیل آرام بودن جریان، f_F از رابطه ۲-۱۰ محاسبه می‌شود

$$m_{\text{pipe}} = \frac{\pi 0.164^2}{4} \sqrt{\frac{2 \left((5 \times 10^5) 3.68 \left(\frac{1.27}{1+1.27} \right) \left(\left(\frac{4.5}{5} \right)^{\frac{1+1.27}{1.27}} - 1 \right) \right)}{4 \times 0.003 \left(\frac{330}{0.164} \right)}} = 2.56 \text{ kgs}^{-1}$$

در نهایت مقادیر $P_p = 4/46 \text{ bar}$ و $m = 1/0.3 \text{ kgs}^{-1}$ به کمک حدس و خطا به دست می‌آیند.

$P_p, \text{ bar}$	$m, \text{ kg s}^{-1}$	Re	f_F^*
4.90	1.13	891.53	0.01795
4.50	1.04	819.78	0.01952
4.47	1.03	813.17	0.01968
4.46	1.03	812.52	0.01969

*به دلیل آرام بودن جریان، f_F از رابطه ۲-۱۰ محاسبه می‌شود

یک مورد خاص و نسبتاً پیچیده، محاسبات مربوط به حوادث رهایش گاز از سیستم توزیع (شبكة توزیع) است. برای این موارد مدل‌های قویتری احتیاج است. برای مثال به مرجع [۶] مراجعه شود.

۳-۳ رهایش وابسته به زمان گاز

در مثال‌های بالا، عبارت‌های پیشنهاد شده، دبی جرمی رهایش گاز از یک منبع با فشار ثابت را پیش بینی می‌کنند. اگر فشار بالا دست ثابت نباشد، مثل یک مخزن حاوی گاز تحت فشار، آنگاه این معادلات تنها برای چند دقیقه ابتدایی قابل استفاده خواهند بود. هنگامیکه رهایش گاز ادامه پیدا می‌کند فشار داخل مخزن کاهش می‌یابد. لذا در این حالت فشار بالا دست در بازه‌های زمانی معین باید تصحیح شود تا دبی جرمی به عنوان تابعی از زمان محاسبه شود. فرض ثابت بودن دبی روی مقدار اولیه آن در طول زمان، به یک پیش بینی محافظه کارانه منجر می‌گردد.

کاهش و نزول رهایش گاز اساساً تابع دو فاکتور است: نرخ نشستی اولیه و جرم اولیه گاز در مخزن. روند کاهش نشست که از یک روند لگاریتمی تبعیت می‌کند به صورت تقریبی با معادله زیر قابل توصیف است:

$$m_{(t)} = m_{initial} \exp\left(\frac{-m_{initial} t}{W}\right) \quad (35-2)$$

که در آن داریم:

m_t - دبی جرمی در زمان t بعد از شروع نشت (kgs^{-1})

$m_{initial}$ - دبی جرمی در شروع نشتی (kgs^{-1})

W - جرم اولیه گاز در ظرف (kg)

t - زمان پس از شروع نشتی (S)

مثال ۲-۵

یک ظرف با حجم 9 m^3 حاوی نیتروژن با فشار مطلق 14 bar و دمای 25 درجه سانتیگراد می‌باشد. دبی جرمی عبوری از سوراخی با قطر $2/54 \text{ cm}$ را در حالت‌های زیر محاسبه کنید:

الف- در شروع رهائش

ب- به عنوان تابعی از زمان

راه حل:

در فشار اولیه، دانسیته نیتروژن $15/8 \text{ kgm}^{-3}$ می‌باشد. بنابراین مقدار محتویات اولیه ظرف برابر است با:

$$W = 9 \times 15.8 = 142.2 \text{ kg}$$

مطابق فشار ظرف، بدیهی است که گاز در سوراخ به سرعت بحرانی می‌رسد. دبی جرمی اولیه توسط رابطه (۱۹-۲) قابل محاسبه است:

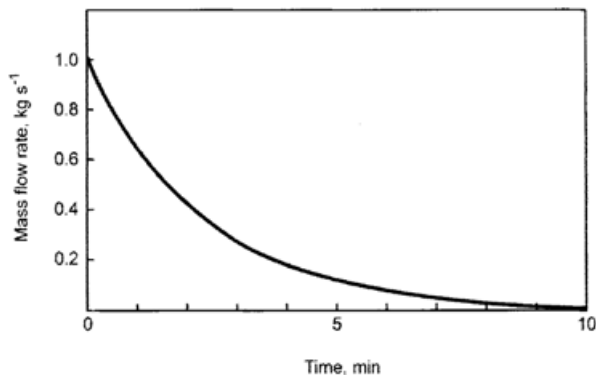
$$m_{hole} = \frac{\pi 0.0254^2}{4} 0.62 (14 \times 10^5)^{1/2} \sqrt{1.41 \left(\frac{2}{1.41+1} \right)^{\frac{1.41+1}{1.41-1}} \frac{28}{298 \times 8.314 \times 10^3}} = 1.015 \text{ kgs}^{-1}$$

$C_D = 0/62$ فرض شده است).

دبی به عنوان تابعی از زمان از رابطه (۳۵-۲) به دست می‌آید. به عنوان مثال 30 ثانیه پس از شروع رهائش:

$$m_{(30)} = 1.015 \exp\left(\frac{-1.015 \times 30}{142.2}\right) = 0.82 \text{ kgs}^{-1}$$

شکل ۲-۸ تغییر دبی جرمی را به عنوان تابعی از زمان نشان می‌دهد.



شکل ۲-۸ جریان گاز عبوری از سوراخ به عنوان تابعی از زمان

۴ - جریان دو فازی

در پاره‌ای از موارد با مخلوطی از مایع و بخار یا گاز سر و کار داریم. برای مثال وقتی فشار از روی یک مایع تحت فشار داغ برداشته می‌شود و منجر به جوش آمدن و تبخیر آن می‌گردد، جریان دو فازی به وجود می‌آید. اگر قطرات مایع با هوا مخلوط شوند یا کف تشکیل شده باشد جریان به صورت اسپری از سوراخ یا شیر تخلیه، خارج می‌شود. اگر مخلوط گاز/بخار و مایع بیرون رانده شود قطرات اسپری شده تبخیر می‌شوند و یا روی زمین افتاده و جمع می‌شوند.

وجود دو فاز تأثیر قابل ملاحظه‌ای بر دبی جرمی رهاش دارد. جریان دو فازی پدیده‌ای است که هنوز به اندازه کافی شناخته شده نیست و لذا اغلب جهت تخمین ملزومات تخلیه (مثل شیر اطمینان)، از طراحی محافظه کارانه استفاده می‌شود. پاراگراف‌های زیر روشی ساده را توضیح می‌دهند و در بخش ۵-۲ یک مورد خاص در رابطه با واکنش از کنترل خارج شده بحث می‌شود. برای پیش‌بینی دقیق‌تر، بهتر است از روش‌های پیچیده‌تر با کمک برنامه‌های کامپیوتری استفاده شود [۱۱].

۴-۱ - تبخیر ناگهانی مایعات

اگر در یک ظرف حاوی مایع داغ و تحت فشار نشستی یا تخلیه به فضا وجود داشته باشد مایع خروجی بر اثر افت فشار فوق داغ می‌شود و دمایش از دمای جوشش در فشار اتمسفر بالاتر خواهد بود. بنابراین مایع دچار تبخیر ناگهانی یا فلش می‌گردد و مخلوطی از بخار و قطرات به فضا تخلیه می‌شود. این فرآیند به قدری سریع است که می‌توان آن را آدیاباتیک فرض کرد. بخار انرژی مازاد را از مایع باقیمانده برای تبخیر شدن می‌گیرد و مخلوط مایع و بخاری که حاصل می‌شود در دمای جوش اتمسفریک به تعادل می‌رسند.

از این رو تبخیر یک جزء جرمی از مایع، dw_1 ، به کاهش در مایع باقیمانده به اندازه dT اشاره دارد

$$dw_l = \frac{w_l c_{pl}}{\Delta H_v} dT \quad (۳۶-۲)$$

به منظور محاسبه جرم بخار می‌توان از این عبارت در حد فاصل دمای اولیه مایع قبل از افت فشار، T_{cont} و دمای نهایی مخلوط (نقطه جوش اتمسفریک اگر مخلوط به فشار اتمسفریک تخلیه شود)، T_b ، انتگرال گرفت.

$$w_v = w_{il} \left(1 - e^{-\frac{c_{pl}(T_{cont}-T_b)}{\Delta H_v}} \right) \quad (۳۷-۲)$$

که در آن داریم:

$$W_v - \text{جرم اولیه بخار (kg)}$$

$$W_{il} - \text{جرم اولیه مایع (kg)}$$

$$M_v - \text{گرمای نهان تبخیر متوسط بین } T_b, T_{cont} \text{ (kJ kg}^{-1}\text{)}$$

$$C_{pl} - \text{ظرفیت گرمایی متوسط مایع بین } T_b, T_{cont} \text{ (kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}\text{)}$$

نسبت بین جرم بخار شکل گرفته و جرم اولیه مایع معمولاً جزء تبخیر نامیده می‌شوند.

$$f = \frac{W_v}{W_{il}} = 1 - e^{-\frac{c_p(T_{cont}-T_b)}{\Delta H_v}} \quad (۳۸-۲)$$

در عمل مقدار قابل توجهی از قطرات در فاز بخار رفته، وارد توده بخار می‌شوند (لذا موجب افزایش دانسیته می‌شوند) و بعداً تبخیر می‌گردند. در نتیجه مقدار واقعی f بالاتر از مقدار پیش بینی شده توسط رابطه ۳۸-۲ است. در برخی مطالعات مشاهده شده که کلیه قطرات مایع همراه توده بخار شده‌اند و هیچ ریزش مایعی وجود نداشته است. از این رو هرچند مقدار f برای جزء تبخیر توسط برخی نویسندگان پیشنهاد شده اما یک رویکرد محافظه کارانه این است که فرض کنیم کل جرم رها شده همراه توده شده و با هوا مخلوط می‌شود.

۴-۲ تخلیه دو فازی

وقتی مخلوطی از مایع و بخار یا مایع و گاز تخلیه می‌گردد، سطح مقطع لازم برای یک تخلیه مفروض به میزان قابل توجهی بزرگتر از حالتی است که فقط بخار وجود دارد. ارتباط میان نرخ تخلیه و مساحت مقطع تخلیه پیچیده است. در یک طراحی دقیق به استفاده از روندهای پیچیده نیاز است. پاراگراف‌های زیر مجموعه‌ای از عبارت‌ها را که محاسباتی تقریبی را ممکن می‌سازند ارائه می‌کنند.

اگر لوله به قدر کافی طولانی باشد یعنی طول لوله حداقل حدود ۰/۱ متر و یا طولانی‌تر از ۱۰ برابر قطرش باشد، فرآیند تبخیر ناگهانی به شرایط تعادلی نزدیک می‌شود. برای لوله با طول کمتر از ۰/۱ متر (رژیم غیر تعادلی) با کاهش طول، دبی به شدت افزایش می‌یابد و اگر طول به صفر نزدیک شود به جریان مایع نزدیک می‌شویم. برای رژیم غیر تعادلی جریان تبخیر ناگهانی در حالت اختناق است و از رابطه زیر تخمین زده می‌شود [۱۲].

$$G_{ne} \approx \frac{\Delta H_v}{V_{lv} \sqrt{NT_{cont} C_{pl}}} \quad (۳۹-۲)$$

که در آن داریم:

$$G_{ne} - \text{نرخ تخلیه (kg m}^{-2}\text{s}^{-1}\text{)}$$

$$-\Delta H_v - \text{گرمای متوسط نهان تبخیر در نقطه جوش مایع (kJ kg}^{-1}\text{)}$$

$$T_{cont} - \text{دمای مخزن (K)}$$

$$V_{lv} - \text{تغییرات در حجم مخصوص ناشی از تغییر از مایع به بخار (m}^3\text{kg}^{-1}\text{)}$$

$$C_{pl} - \text{گرمای مخصوص مایع (kJkg}^{-1}\text{K}^{-1}\text{)}$$

N - پارامتر غیر تعادلی که عبارت است از:

$$N = \frac{\Delta H_v^2}{2(P_{cont} - P_o)\rho_l C_D^2 V_{lv}^2 T_{cont} C_{pl}} + \frac{L}{L_e} \quad (۴۰-۲)$$

که در آن داریم:

$$P_{cont} - \text{فشار داخل ظرف (Pa)}$$

$$P_o - \text{فشار اتمسفریک (Pa)}$$

$$L - \text{طول لوله تا سوراخ (از صفر تا ۰/۱ متر)}$$

$$\rho_l - \text{چگالی مایع (kg m}^{-3}\text{)}$$

$$C_D - \text{ضریب تخلیه و } L_e = ۰/۱ \text{ m}$$

رابطه ۴۰-۲ نشان می‌دهد درجه غیر تعادلی بودن مستقیماً با طول لوله L تغییر می‌کند. برای $\frac{L}{d_p} = 0$ تبخیر

ناگهانی وجود نخواهد داشت و رابطه ۳۹-۲ برای جریان مایع تراکم ناپذیر در حد رابطه متداول اریفیس ساده می‌شود. برای $L \geq 0.1m$ (یا بزرگتر از ۱۰ برابر قطر) می‌توانیم تصور کنیم که شرایط تبخیر ناگهانی وجود دارد. دبی

تابعیت ضعیفی از $\frac{L}{d_p}$ دارد و رابطه ۳۹-۲ به این صورت می‌شود:

$$G_e \approx \frac{\Delta H_v}{V_{lv} \sqrt{T_{cont} C_{pl}}} \quad (۴۱-۲)$$

اگر خواص فیزیکی (ΔH_V , V_{IV}) ناشناخته باشند رابطه ۲-۴۱ را می توان اینگونه نیز توصیف کرد.

$$G_e \approx \frac{dp}{dT} \sqrt{\frac{T}{C_p}} \quad (۴۲-۲)$$

تأثیر مادون سرد کردن (subcooling) روی نرخ تخلیه عبارت است از:

$$G_{sub} = \sqrt{2(P_{cont} - P_v)} \rho_l \quad (۴۳-۲)$$

که در آن P_v فشار بخار در دمای مخزن (Pa) می باشد.

دبی جرمی تخلیه دو فازی مایعات اشباع یا مادون سرد عبارت است از [۱۳] [۱۴]:

$$G_{2p} = C_D \sqrt{G_{sub}^2 + \frac{G_e^2}{N}} \quad (۴۴-۲)$$

که در آن:

$$G_{2p} - \text{دبی جرمی تخلیه (kgm}^{-2}\text{s}^{-1}\text{)}$$

C_D - ضریب تخلیه می باشند.

همانطور که در بخش ۳-۱ اشاره شد در تخلیه مایعات تبخیر ناگهانی شده از سوراخی در دیواره مخزن، می توانیم فرض کنیم تخلیه به صورت مایع است و تبخیر ناگهانی در پایین دست سوراخ رخ می دهد.

۵ - شیرهای اطمینان

شیر اطمینان وسیله ای است برای جلوگیری از ایجاد افزایش فشار در یک تجهیز (مخزن یا لوله). هنگامیکه فشار ظرف به بالاترین فشار از پیش تعریف شده برای شیر اطمینان می رسد، شیر باز شده و با آزاد کردن حجمی از مواد فشار اضافی را کاهش می دهد. شیرهای اطمینان در موارد مختلفی همانند از کار افتادن سیستم خنک کننده، بروز یک واکنش از کنترل خارج شده، یا در معرض آتش قرار گرفتن فعال می شوند.

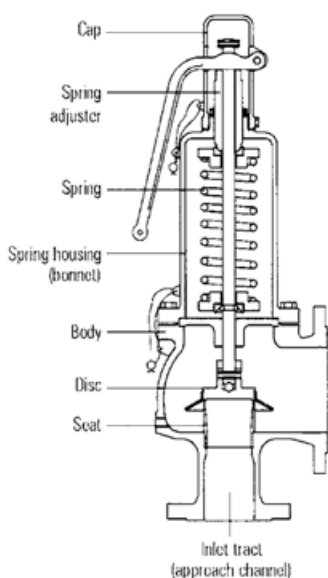
شیر اطمینان مطابق تعریف ASME عبارت است از یک شیر تخلیه فشار که با توجه به کاربردش دسته بندی می - شود. در برخی مدل ها به صورت ناگهانی و سریع باز می شود و در برخی دیگر متناسب با افزایش فشار باز می شود. این شیرها هم برای مایعات و هم برای سیالات تراکم پذیر به کار می روند. در حالت کلی شیرهای ایمنی وقتی برای گازهای تراکم پذیر به کار می روند از نوع باز یا بسته اند و وقتی برای مایعات به کار می روند متناسب با میزان افزایش فشار باز می شوند.

اجزای اصلی طرح یک شیر اطمینان شامل یک بدنه قائم الزاویه، یک ورودی از ظرف تحت فشار و یک خروجی به اتمسفر یا سیستم تخلیه است. شکل ۲-۹ طرحی از یک شیر اطمینان نمونه را نشان می دهد [۱۵]. در شرایط عادی، یک دیسک، تحت فشار فنر پشتش نازل ورودی به شیر را مسدود نگه می دارد. فنر در قسمت کلاهی بالای شیر قرار

دارد. میزان به هم فشردگی فنر که نیروی لازم برای بستن ورودی را تأمین می‌کند معمولاً قابل تنظیم است. در نتیجه فشاری که در آن، صفحه از جایش عقب زده می‌شود و تخلیه اتفاق می‌افتد می‌تواند متغیر باشد. وقتی فشار داخل تجهیز به بالاترین فشار تعیین شده برای شیر می‌رسد، صفحه شروع به بالا رفتن می‌کند. همین طور که صفحه بالا می‌رود نیروی پشتش نیز قوی‌تر می‌شود و افزایش فشار بیشتری برای بالا رفتن لازم است.

به میزان فشار اضافه‌ای که قبل از رسیدن به ماکزیمم ظرفیت تخلیه شیر لازم است، افزایش فشار (Over pressure) گویند [۱۵].

فشار مجاز در هر مورد خاص به استانداردهایی که از آن تبعیت می‌شود بستگی دارد. این مقدار برای سیالات تراکم پذیر معمولاً بین ۳ تا ۱۰ درصد و برای مایعات بین ۱۰ تا ۲۵ درصد متغیر می‌باشد هنگامیکه شرایط نرمال حاکم می‌شود و فشار ظرف به پایین‌تر از فشار تعیین شده برای شیر می‌رسد شیر مجدداً بسته می‌شود.



شکل ۲-۹- نمونه طرح یک شیر اطمینان (شیر DIN)

۵-۱- تخلیه از یک شیر اطمینان

جریان خروجی از یک شیر اطمینان به فشار داخل تجهیز و سطح مقطع موجود برای عبور جریان در شیر وابسته است. ارتباط بین این سه متغیر را می‌توان به خوبی در روش‌های موجود ساینز کردن شیرهای اطمینان مشاهده کرد. در پاراگراف‌های زیر استاندارد AD-Merkblatt A2, DIN3320, TRD421 ارائه شده است.

حداقل سطح مورد نیاز سوراخ شیر اطمینان برای تخلیه هوا یا گاز (برای جریان با سرعت صوت) از این عبارت قابل محاسبه است:

$$A_{sv} = \frac{0.1791 \cdot m_{sv} \sqrt{TZ}}{\psi \cdot \alpha_w \cdot P_{cont} \sqrt{M_v}} \quad (45-2)$$

در مورد مایعات داریم:

$$A_{sv} = \frac{0.6211 m_{sv}}{\alpha_w \sqrt{\rho_l (P_{cont} - P_{back})}} \quad (46-2)$$

که در آن:

A_{sv} - حداقل سطح مقطع ناحیه عبوری جریان در شیر اطمینان (mm^2)

m_{sv} - دبی جرمی تخلیه (kg h^{-1})

P_{cont} - فشار تخلیه مطلق (فشار داخل تجهیز) (bar)

P_{back} - فشار نهائی مطلق (فشار بیرون یا محیط تخلیه) (bar)

T - دمای ورودی (K)

ρ_l - چگالی مایع (kg m^{-3})

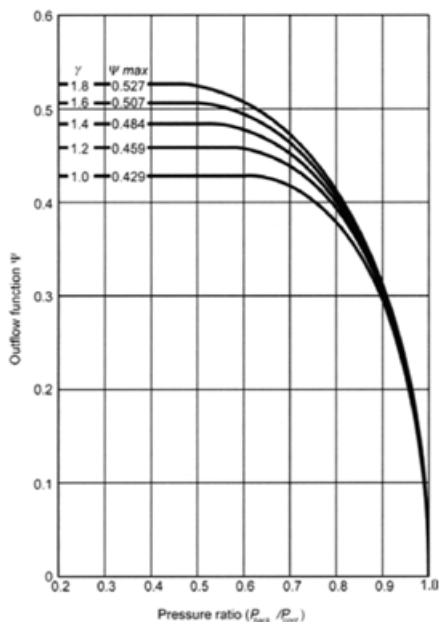
M_v - وزن مولکولی (kg mol^{-1})

Z - فاکتور تراکم پذیری

α_w - ضریب بیرون‌ریزی که توسط سازنده مشخص می‌گردد.

ψ - تابع بیرون‌ریزی (به شکل ۲-۱۰ مراجعه شود).

می‌باشند.



شکل ۲-۱۰- تابع بیرون ریزی مطابق استاندارد AD-Merkblatt A2, DIN3320, TRD421 بر گرفته از جزوه آموزشی مهندسی بخار Spirax Sarco [۱۵].

در رابطه با جریان‌های دو فازی یک رویکرد محافظه کارانه به این صورت است که مساحت لازم برای تخلیه جزء بخار و جزء مایع به صورت جداگانه محاسبه شده و سپس مساحت کلی از جمع این دو مساحت به دست می‌آید.

مثال ۲-۶

در یک حادثه مربوط به قطار، یک واگن حاوی پروپان از ریل خارج شده و توسط آتش خارجی تا ۴۷ درجه سانتیگراد ($P_{cont} = ۱۶/۳ \text{ bar}$) گرم می‌شود. یک شیر اطمینان که اکنون در ناحیه حاوی مایع قرار دارد باز شده و مایع را به اتمسفر تخلیه می‌کند. نرخ تخلیه را پیش‌بینی کنید.

اطلاعات

دمای جوش مایع در فشار اتمسفر: ۴۲ درجه سانتیگراد؛ متوسط گرمای نهان تبخیر بین ۴۲- درجه سانتیگراد و ۴۷ درجه سانتیگراد برابر ۳۵۸ kJkg^{-1} ؛ C_p متوسط مایع بین این دو دما برابر $۲/۵۴ \text{ kJkg}^{-1}\text{K}^{-1}$ ؛ $\rho_l = ۴۴۰ \text{ kgm}^{-3}$ ؛ $k = ۱/۱۵$ ؛ وزن مولکولی: $۴۴/۱$ ؛ $A_v = ۳/۲۵ \text{ m}^3$.

راه حل:

با توجه به دمای مایع درون تانک و نقطه جوش آن در فشار اتمسفر، تبخیر ناگهانی اتفاق خواهد افتاد. جزء بخار عبارت است از (رابطه ۲-۳۸):

$$f = \frac{w_v}{w_{il}} = 1 - \exp\left(-\frac{2.54 \times (320 - 231)}{358}\right) = 0.468$$

با احتساب مقادیر فشار در داخل و خارج مخزن می‌توان فرض کرد - با درجه معینی از عدم قطعیت - که در شیر جریان با سرعت صوت خواهیم داشت. از آنجایی که این یک جریان دو فازی است (هرچند مقداری عدم قطعیت در رابطه با نوع جریان در نازل وجود دارد)، جریان مایع و جریان بخار به صورت جداگانه با استفاده از معادلات (۲-۴۵) و (۲-۴۶) تخمین زده می‌شود.

جریان بخار

$$0.468 m_{sv} = \frac{A_g \Psi a_w P_{cont}}{0.1791} \sqrt{\frac{M_v}{TZ}} = \frac{A_g \times 0.45 \times 0.7 \times 16.3}{0.1791} \sqrt{\frac{44.1}{320}}$$

جریان مایع

$$0.532 m_{sv} = \frac{A_l a_w \sqrt{\rho_l (P_{cont} - P_{back})}}{0.6211} = \frac{A_l 0.7 \cdot \sqrt{440(16.3 - 1.013)}}{0.6211}$$

$$A_g + A_l = ۳۲۵$$

با حل این سه معادله، دبی جرمی تخلیه به دست می‌آید:

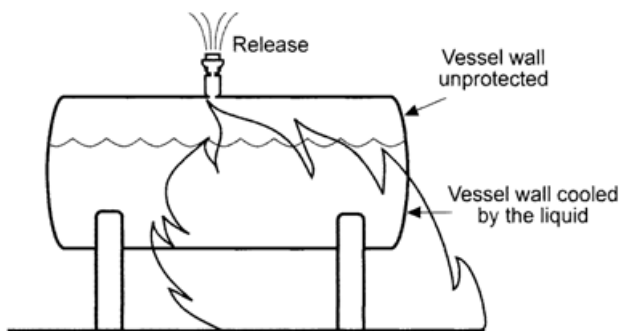
$$m_{sv} = 6,535 \text{ kg h}^{-1}$$

۶ - تخلیه از شیر اطمینان

هنگامیکه به یک ظرف حاوی مایع یا گاز گرما داده می‌شود، مثلاً توسط آتش خارجی یا واکنش شیمیایی گرماده، فشار داخلی افزایش می‌یابد. اگر دما و فشار هر دو به صورت ممتد افزایش یابند در مقدار معینی ظرف می‌ترکد. برای اجتناب از این وضعیت معمولاً یک ابزار رها کننده برای تخلیه سیال، هنگامیکه به فشار معینی می‌رسد، در نظر گرفته می‌شود. اگر تخلیه تحت کنترل باشد و به قدر کافی مراقبت شود با استفاده از تمهیداتی چون مخزن دوم، مخزن آب سرد، Flare, Scrubber و غیره هیچ رهایش خطرناکی در محیط رخ نمی‌دهد. هرچند اگر تخلیه به صورت مستقیم به محیط باشد، ممکن است منجر به حادثه شود. برای پیش‌بینی آثار نهایی، دبی تخلیه باید محاسبه شود.

۶-۱- دبی رهایش برای مخازن در معرض آتش خارجی

اگر یک مخزن حاوی مایع در معرض شار حرارتی مشخصی قرار گیرد، مایع بخار می‌شود و فشار افزایش می‌یابد. بخار یا گاز باید از طریق شیر تخلیه فشاری خارج شود تا فشار از حد مجاز فراتر نرود. هرچند با وجود ابزار تخلیه نیز امکان بروز حادثه (نابودی مخزن) وجود دارد. اگر فلز بالای سطح خیس (یعنی فلیزی که با مایع داخل مخزن خنک می‌شود) بیش از حد تحملش گرم شود و مقاومتش را از دست بدهد، حادثه رخ خواهد داد (شکل ۲-۱۱).



شکل ۲-۱۱- رهایش در یک مخزن در معرض آتش

پاراگراف‌های زیر روش پیشنهادی NFPA30 [۱۶] برای محاسبه نرخ تخلیه از یک ابزار تخلیه را توضیح می‌دهند (برای مخازن حاوی مایعات پایدار).

۱- سطح در معرض آتش مخزن اینگونه فرض می‌شود:

- مخازن کروی: ۵۵٪
- مخازن افقی: ۷۵٪
- مخازن مستطیلی: ۱۰۰٪ (به جز سطح بالایی)
- مخازن عمودی: ۱۰۰٪ (تا ارتفاع ۹ متری)

۲- فشار حرارتی وارده به مخزن به صورت تابعی از سطح در معرض و فشار طراحی تخمین زده می‌شود:

$$A_{\text{exp}} \langle 18.6m^2 \rightarrow Q = 63,080 A_{\text{exp}} \quad (\text{الف-۴۷-۲})$$

$$18.6m^2 \langle A_{\text{exp}} \langle 92.9m^2 \rightarrow Q = 224,130 A_{\text{exp}}^{0.566} \quad (\text{ب-۴۷-۲})$$

$$92.9m^2 \langle A_{\text{exp}} \langle 260m^2 \rightarrow Q = 630,240 A_{\text{exp}}^{0.338} \quad (\text{پ-۴۷-۲})$$

$$A_{\text{exp}} \rangle 260m^2 \text{ and } P_{\text{design}} \langle 0.07barg \rightarrow Q = 4,130,000 \quad (\text{ت-۴۷-۲})$$

$$A_{\text{exp}} \rangle 260m^2 \text{ and } P_{\text{design}} \rangle 0.07barg \rightarrow Q = 43,185 A_{\text{exp}}^{0.82} \quad (\text{ث-۴۷-۲})$$

که در آن داریم:

$$A_{\text{exp}} - \text{سطح در معرض مخزن (m}^2\text{)}$$

$$Q - \text{شار حرارتی (W)}$$

برای مخازن حاوی LPG (مخازن تحت فشار)، NFPA58 [۱۷] عبارت زیر را پیشنهاد می‌کند:

$$Q = 70,945 A_{\text{exp}}^{0.82} \quad (\text{ج-۴۷-۲})$$

که در آن:

$$A_{\text{exp}} - \text{تمام سطح مخزن (m}^2\text{) را نشان می‌دهد.}$$

۳- نرخ تخلیه گاز توسط رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$m = \frac{FQ}{\Delta H_v} \quad (\text{۴۸-۲})$$

که در آن داریم:

$$m - \text{نرخ تخلیه (kgs}^{-1}\text{)}$$

F - فاکتور کاهش

$$\Delta H_v - \text{گرمای نهان تبخیر در نقطه جوش مایع (kJkg}^{-1}\text{)}$$

فاکتور کاهش F به ملاحظات ایمنی به کار گرفته شده بستگی دارد.

- اگر A_{exp} بزرگتر از $18/6 \text{ m}^2$ و زهکشی با حداقل ۱٪ شیب منتهی به حوضچه (با فاصله حداقل ۱۵ متر) باشد: $F = 0/5$
- سیستم اسپری آب و حوضچه تخلیه به میزان مناسب طراحی شده باشد: $F = 0/3$
- عایق بندی گرمایی کافی: $F = 0/3$
- سیستم اسپری آب به اضافه عایق بندی گرمایی و حوضچه تخلیه: $F = 0/15$
- هیچکدام از ملاحظات ایمنی مذکور وجود نداشته باشد: $F = 1$

مثال ۷-۲

نرخ تخلیه جرمی لازم در یک مخزن استوانه‌ای افقی نرمال هگزان که در معرض آتش است را محاسبه کنید. مخزن (طول = ۷ متر و قطر = ۴ متر) داخل یک خاکریز واقع شده و حوضچه تخلیه مایعات نیز وجود دارد.

اطلاعات

$$\Delta H_{v \text{ n-hexane}} = 334 \text{ kJkg}^{-1}$$

راه حل

مساحت در معرض آتش برابر است با:

$$A_{\text{exp}} = 0.75(\pi 4 \times 7 + (\pi 4^2 / 2)) = 103.7 \text{ m}^2$$

با احتساب حوضچه تخلیه مایع $F = 0.5$ فشار حرارتی دریافت تانک عبارت است از:

$$Q = 630,240 A_{\text{exp}}^{0.338} = 630,240 \times 103.7^{0.338} = 3,025,790 \text{ W}$$

و دبی جرمی مورد نیاز برابر است با:

$$m = \frac{FQ}{\Delta H_v} = \frac{0.5 \times 3,025,790}{334} = 4,530 \text{ kg h}^{-1} = 1.26 \text{ kgs}^{-1}$$

۶-۲ - نرخ تخلیه برای مغازنی که در معرض یک واکنش از کنترل خارج شده قرار می گیرند

"Runaway reaction" عبارتی است که برای تعریف گسترش خارج از کنترل یک یا چند واکنش شیمیایی گرمازا به کار می رود. واکنش های خارج از کنترل منشأ بسیاری از حوادث در واحدهای شیمیایی بوده اند. حوادث معروفی چون seveso ایتالیا ۱۹۷۶ و بوپال (هند، ۱۹۸۴) از این جمله اند. این موارد معمولاً به علت از دست رفتن کنترل روی یک واکنش مطلوب و یا پیشرفت یک واکنش نامطلوب صورت می گیرد. واکنش های شیمیایی شدیداً گرمازا ماهیتاً خطرناکند و واکنش های گرمازای معمولی نیز با افزایش دما ممکن است شدیداً گرمازا شوند.

واکنش های گرمازای خارج از کنترل تنها در راکتورها اتفاق نمی افتند. بلکه در قسمت های دیگری چون ستون های تقطیر، تانک های ذخیره و غیره نیز ممکن است رخ دهند. اگر نرخ گرما تولید شده توسط ماده بیشتر از نرخ دفع حرارت توسط سیستم باشد دما بالا رفته و به حدی خواهد رسید که فرآیند غیر قابل کنترل شود. شرط ضروری در این حالت، وجود پروسه گرمازای خود شتابده است. به این صورت که با افزایش دما نرخ واکنش به صورت لگاریتمی تا مقادیر بالایی افزایش می یابد. این فرآیند می تواند در قدم های اولیه کند و در قدم های نهایی بسیار سریع صورت بگیرد. تشکیل محصولات گازی یا افزایش در فشار بخار، فشار داخل مخزن را افزایش خواهد داد. اگر یک ابزار تخلیه وجود داشته باشد، گاز یا بخار جریان دو فازی با رسیدن به فشار تعیین شده آزاد خواهد شد. این روند از بروز انفجار جلوگیری می کند. اما اگر جریان آزاد شده به خوبی کنترل نشود ممکن است نشت برخی مواد خطرناک را شاهد باشیم.

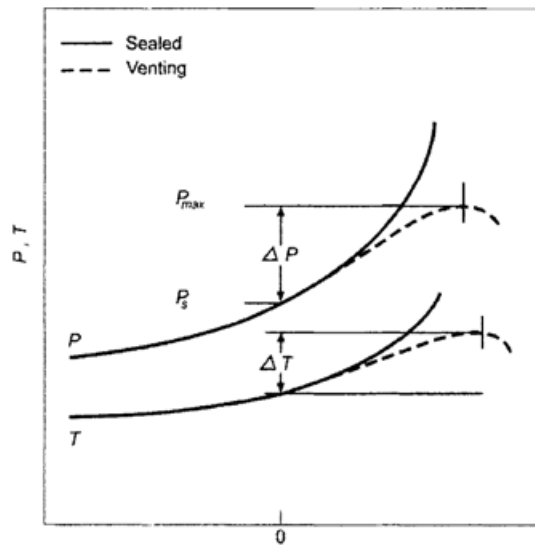
در مقایسه با ریسک هایی که با مقادیر انرژی کمتری سر و کار دارند، خطر بالقوه موجود در رابطه با واکنش های خارج از کنترل معمولاً کمتر به حساب می آید. به عنوان نمونه یک تانک ذخیره حاوی اکریلونیتریل [۱۸] در دمای ۱۰ درجه سانتیگراد را در نظر بگیرید. اگر حجم تانک 13000 m^3 باشد و تا ۹۰٪ پر شده باشد حاوی 725000 kg کیلوگرم ماده خواهد بود. اگر گاز خنثی جهت پوشاندن روی ماده داخل مخزن استفاده نشده باشد بخار بالای مخلوط (100 m^3) ۱۱٪ اکریلونیتریل خواهد داشت که در محدوده اشتغال پذیری است. خطر موجود در این

مخلوط انفجاری واضح است. هرچند اگر انرژی آزاد شده ناشی از احتراق اکریلونیتریل موجود در این مخلوط گازی با انرژی آزاد شده حاصل از واکنش گرمای پلیمریزاسیون اکریلونیتریل مقایسه شود، مقادیر زیر به دست می‌آید:

انرژی آزاد شده در فرآیند پلیمریزاسیون: 900000 MJ

انرژی آزاد شده در احتراق فاز بخار: 900 MJ

در نتیجه ریسک ناشی از واکنش پذیری یک ماده شیمیایی می‌تواند بالاتر از ریسک‌های معمول و مشهود ناشی از دیگر خواص آن مانند سمیت، اشتعال پذیری و غیره باشد.



شکل ۲-۱۲- تغییر تدریجی فشار در یک مخزن در اثر یک واکنش از کنترل خارج شده [۱۹]

تغییرات فشار در مخزنی که واکنش خارج از کنترل در آن رخ می‌دهد به سینتیک واکنش و نوع تخلیه بستگی دارد. اگر مخزن بسته باشد فشار به صورت لگاریتمی افزایش می‌یابد. اگر یک ابزار تخلیه موجود بوده و باز باشد فشار تا حدودی افزایش یافته به حد بیشینه خود می‌رسد و آنگاه کاهش می‌یابد (شکل ۲-۱۲).

مقدار بیشترین فشاری که در طول این وضعیت حاصل می‌شود به موارد مختلفی چون سینتیک واکنش، دمای مخلوط وقتی حالت خروج از کنترل رخ می‌دهد، غلظت اولیه واکنش دهنده‌ها جرم اولیه موجود در مخزن، رابطه بین جرم و سطح مقطع ابزار تخلیه و فشار تعیین شده برای تخلیه روی ابزار تخلیه وابسته است.

دبی جرمی رهاش از روی موازنه جرمی و گرمایی با در نظر گرفتن فرض‌های ساده کننده زیر قابل تخمین است:

- دبی جرمی تخلیه ضرورتاً ثابت است.
- گرمای واکنش به ازای واحد جرم (q) در عمل ثابت است.
- خواص فیزیکی و ترمودینامیکی ثابتند.

با این فرضیات می‌توان از معادله دیفرانسیلی برآمده از موازنه گرمایی و جرمی انتگرال گرفت. از این رو Leung [۱۹] عبارت زیر را به منظور تخمین دبی جرمی آزاد شده از یک مخزن یکنواخت-یعنی جدایی مایع و بخار را صفر فرض می‌کنیم- پیشنهاد کرده است:

$$m = G A = \frac{W q}{\left[\sqrt{\frac{V}{W} \frac{\Delta H_v}{v_{lv}}} + \sqrt{c_v \Delta T} \right]} \quad (۴۹-۲)$$

که در آن:

m - نرخ تخلیه (kgs^{-1})

G - نرخ تخلیه به ازای واحد سطح مقطع دریچه تخلیه ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$)

W - جرم اولیه موجود در مخزن (kg)

q - جریان حرارتی آزاد شده از واکنش شیمیایی (kW kg^{-1})

V - حجم ظرف (m^3)

Cv - گرمای ویژه در حجم ثابت ($\text{kJ kg}^{-1}\text{K}^{-1}$)

ΔH_v - گرمای نهان تبخیر مایع (kJ kg^{-1})

V_{lv} - تغییر حجم مخصوص در تبدیل شدن از مایع به بخار (m^3kg^{-1})

ΔT - افزایش دمای ناشی از افزایش فشار (K)

می‌باشند.

جریان گرمای آزاد شده از واکنش شیمیایی را می‌توان با متوسط گیری حسابی از دمای لحظه شروع تخلیه و حداکثر دمای حاصل شده به دست آورد:

$$q = \frac{1}{2} c_v \left[\left(\frac{dT}{dt} \right)_{set} + \left(\frac{dT}{dt} \right)_{max} \right] \quad (۵۰-۲)$$

مقدار $\left(\frac{\Delta H_v}{V_{lv}} \right)$ را می‌توان با استفاده از رابطه زیر که از معادله Clapeyron استخراج شده است به دست آورد.

$$\frac{\Delta H_v}{V_{lv}} = T_{set} \frac{dP}{dT} \quad (۵۱-۲)$$

این عبارت برای سیالات تک جزئی بسیار دقیق است و برای مخلوط‌های چند جزئی که تغییر فیزیکی اجزاء اندک است نیز تقریب خوبی است [۱۹].

شار گرمی یا نرخ دبی گرمی بر واحد سطح به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$G = 0.9 \frac{\Delta H_v}{V_{lv}} \left(\frac{1}{c_p T} \right)^{0.5} \quad (۵۲-۲)$$

که در آن ΔH_v باید با واحد $J \text{ kg}^{-1}$ و C_p با واحد $J \text{ kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$ به کار روند.

روش Leung ساده و سریع است و از این رو به صورت گسترده برای محاسبات تخمینی استفاده می‌شود. در این جا یک مثال سنتی که توسط Huff [۲۰] پیشنهاد شده و توسط Leung [۱۹] نیز به کار گرفته شده است به منظور نمایش بهتر کاربرد این روش ارائه شده است.

مثال ۲-۸

نرخ تخلیه و مساحت دریچه تخلیه را برای تانک حاوی مونومراستایرن که پس از حرارت دیدن تا ۷۰ درجه سانتیگراد شروع به پلیمریزاسیون آدیاباتیک می‌کند حساب کنید. حداکثر فشار مجاز کاری تانک ۵ bar است. پارامترهای سیستم:

حجم مخزن $۱۳/۲ \text{ m}^3$ ؛ $W = ۹۵۰۰ \text{ kg}$ ؛ $P_S = ۴/۵ \text{ bar}$ ؛ $T_S = ۴۸۲/۵ \text{ K}$ ؛ $(dT/dt)_{scf} = ۰/۴۹۳ \text{ K s}^{-1}$ ؛ (سیستم درزگیری شده)؛ $T_m = ۴۹۲/۷ \text{ K}$ ؛ $P_{max} = ۵/۴ \text{ bar}$ ؛ $(dT/dt)_{max} = ۰/۶۶۲ \text{ K s}^{-1}$

خواص مواد

	$P_s = 4.5 \text{ bar}$	$P_m = 5.4 \text{ bar}$
Specific volume, liquid, $\text{m}^3 \text{kg}^{-1}$	0.001388	0.001414
Specific volume, gas, $\text{m}^3 \text{kg}^{-1}$	0.08553	0.07278
C_{pl} , $\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$	2.470	2.514
ΔH_v , kJ kg^{-1}	310.6	302.3

راه حل

از رابطه ۲-۵۰ و با فرض $C_v \approx C_p$ برای سیال تراکم ناپذیر:

$$q = \frac{1}{2} 2.47 [0.662 + 0.493] = 1.426 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

نرخ تخلیه گرمی و فشار گرمی و از رابطه (۲-۴۹) و (۲-۵۲) محاسبه می‌شوند.

$$m = \frac{9,500 \times 1.426}{\sqrt{\frac{13.2}{9,500} \times \frac{310.6}{(0.08553 - 0.001388)} + \sqrt{2.47 \times (492.7 - 482.5)}}} = 255 \text{ kg s}^{-1}$$

$$G = 0.9 \frac{310,600}{0.08553 - 0.001388} \left(\frac{1}{2,470 \times 482.5} \right)^{0.5} = 3040 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

مساحت دریچه تخلیه متناسب برابر است با:

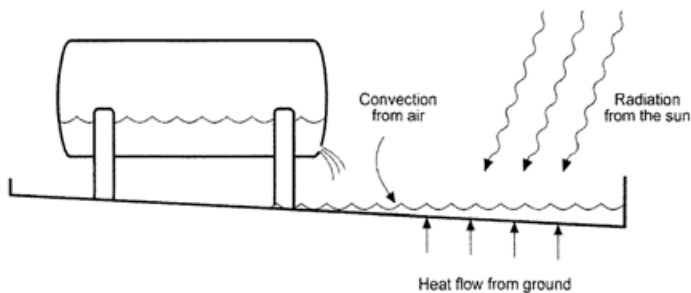
$$A = \frac{255}{3040} = 0.084 \text{ m}^2$$

۷- تبخیر مایع از حوضچه

۱-۷- تبخیر مایعات

روی خشکی یا آب، مایعی که بیرون می‌ریزد تشکیل یک حوضچه یا استخر می‌دهد. روی آب، استخر نامحدود است اما روی خشکی شکل اندازه استخر اغلب با توجه به یک خاکریز (dike) معین می‌گردد.

درست پس از ریزش، مایع شروع به دریافت حرارت از محیط (زمین، هوا، تشعشع حرارتی خورشیدی) کرده و تبخیر می‌شود (شکل ۲-۱۳ ملاحظه شود). در ابتدا معمولاً فرآیند تبخیر، خصوصاً در مورد مایعات در حال جوش، توسط انتقال حرارت از زمین کنترل می‌شود. این دو مورد، استخر مایع در حال جوش و استخر مایع در حالت عادی بهتر است در صورت جداگانه بررسی شوند.



شکل ۲-۱۳- تبخیر یک مایع از سطح حوضچه

۷-۲- اندازه حوضچه

۷-۲-۱- حوضچه روی زمین

اگر در اثر ریزش استخری روی زمین تشکیل شود (این حالت اغلب در تأسیسات صنعتی روی می‌دهد) و یک سد محدود کننده نیز وجود داشته باشد قطر حوضچه ثابت خواهد شد. اگر دیواره اطراف مخزن قائم الزامیه باشد باید قطر معادل به صورت زیر استفاده شود:

$$D = \sqrt{4 \frac{\text{surface area of the pool}}{\pi}} \quad (۵۳-۲)$$

اگر دیواره‌ای اطراف مخازن وجود ندارد، شکل و اندازه حوضچه باید با توجه به ویژگی‌های رهاش (رهاش پیوسته یا آنی) و زمین (شیب)، تعیین گردد. قطر معادل نیز به صورت تابعی از نرخ تبخیر قابل دستیابی است (برای جزئیات بیشتر مرجع [۹] ملاحظه شود).

۷-۲-۲ حوضچه روی آب

در رابطه با ریزش هیدروکربن روی آب (معمولاً آب دریا)، عبارت‌های به کار رفته برای آتش‌های استخری (فصل ۳)، (قبل از جرقه) می‌توانند مورد استفاده قرار بگیرند.

۷-۳- تبخیر مایعات در حال جوش

هنگامیکه به عنوان مثال یک گاز تحت فشار مایع شده بیرون می‌ریزد مایع در نقطه جوشش قرار دارد. این دمای جوش از دمای محیط کمتر است بنابراین گرما در مرحله اول بیشتر توسط زمین و در ادامه از طریق تشعشع گرمایی خورشید منتقل خواهد شد. با بررسی هدایت حرارتی از زمین به مایع عبارت زیر به دست می‌آید [۲۰ و ۲۱]:

$$Q_{pool} = \frac{k_s (T_s - T_{pool})}{\sqrt{\pi \alpha_s t}} \quad (۵۴-۲)$$

که در آن:

Q_{pool} - فشار حرارتی از زمین به استخر (Wm^{-2})

K_s - هدایت گرمایی خاک (جدول ۴-۲ ملاحظه شود) ($Wm^{-1}K^{-1}$)

T_s - دمای خاک (K)

T_{pool} - دمای استخر مایع (K)

α_s - ضریب پخش گرمایی خاک (m^2s^{-1}) (جدول ۴-۲ ملاحظه شود)

t - زمان از لحظه شروع ریزش (s)

می‌باشند.

جدول ۲-۴- مقادیر هدایت حرارتی و ضریب پخش گرمایی رساناهای جامد مختلف [۱۸ و ۱۹].

ماده	α_s, m^2s^{-1}	$k_s, Wm^{-1}K^{-1}$
زمین معمولی	4.3×10^{-7}	0.9
زمین ماسه ای (خشک)	2.0×10^{-7}	0.3
زمین ماسه ای (۸٪ آب)	3.3×10^{-7}	0.6
جنگل	4.5×10^{-7}	0.2
شن	11×10^{-7}	2.5
کربن استیل	127×10^{-7}	45.0
بتن	10×10^{-7}	1.1

اگر تمام فشار حرارتی به تبخیر مایع اختصاص یابد آنگاه نرخ جرم در حال جوش عبارت است از:

$$m_{pool} = \frac{Q_{pool} A_{pool}}{\Delta H_v} \quad (۵۵-۲)$$

که در آن:

m_{pool} - نرخ جرم در حال جوش ($kg s^{-1}$)

A - مساحت حوضچه (m^2)

ΔH_v - گرمای نهان تبخیر ($J kg^{-1}$)

می‌باشند.

همانطور که در رابطه ۲-۵۴ ملاحظه می‌کنید، با گذشت زمان و خنک تر شدن زمین شار حرارتی به حوضچه کاهش می‌یابد. پس از گذشت زمان مشخصی نقش فشار حرارتی محیط و خورشید مهمتر شده و در عمل این دو عامل فرآیند را کنترل می‌کنند [۳].

۷-۴- تبخیر مایعاتی که در حال جوش نیستند

اگر مایع بیرون ریخته شده دمای جوشی بالاتر از دمای محیط داشته باشد و در دمای پایین‌تر از دمای جوشش ذخیره شده باشد (اغلب در دمایی برابر یا نزدیک به دمای محیط)، آنگاه حوضچه نخواهد جوشید. تبخیر فقط در اثر پخش بخار، ناشی از اختلاف فشار بخار مایع و فشار جزئی مایع در فضا ($P_v - P_{amb}$) انجام می‌شود. فرآیند انتقال جرم به مقدار قابل توجهی متأثر از جا به جایی هوای بالای حوضچه می‌باشد. نرخ تبخیر توسط عبارت زیر تخمین زده می‌شود [۲۲]:

$$G_{pool} = 2.10^{-3} u_w^{0.78} r^{-0.11} \frac{M_v P_o}{RT} \ln \left(1 + \frac{P_v - P_{amb}}{P_0 - P_v} \right) \quad (۵۶-۲)$$

که در آن داریم:

$$G_{pool} - \text{نرخ تبخیر (kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}$$

$$U_w - \text{سرعت باد (m s}^{-1}\text{)}$$

$$r - \text{شعاع استخر دایره ای شکل (m)}$$

$$M_v - \text{جرم مولکولی مایع (kg kmol}^{-1}\text{)}$$

$$R - \text{ثابت گاز ایده آل (J kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}\text{)}$$

$$T - \text{دما (K)}$$

$$P_v - \text{فشار بخار مایع در دمای خودش (Pa)}$$

$$P_{amb} - \text{فشار جزئی مایع در فضا (Pa)}$$

$$P_o - \text{فشار اتمسفریک (Pa)}$$

برای $P_v < 2 \times 10^4 \text{ Pa}$ رابطه ۲-۵۶ به صورت زیر ساده می‌شود:

$$G_{pool} = 2.10^{-3} u_w^{0.78} r^{-0.11} \frac{M_v}{RT} (P_v - P_{amb}) \quad (۵۷-۲)$$

اگر حوضچه به جای شکل دایره‌ای مستطیلی بود، r در روابط ۲-۵۶ و ۲-۵۷ با L ، طول وجهی از استخر که در راستای باد است (m)، جایگزین می‌شود.

مثال ۲-۹

یک لوله شکسته شده، استخری از نرمال هگزان به قطر ۲۲ متر ایجاد می‌کند. دمای محیط ۲۰ درجه سانتیگراد و سرعت باد 3 ms^{-1} می‌باشد. نرخ تبخیر را محاسبه کنید.

اطلاعات

$$P_{v \text{ n-hexane}} = 121 \text{ mm Hg.}, M_v = 86$$

راه حل

نقطه جوش نرمال هگزان در فشار اتمسفریک، $۸۶/۷$ درجه سانتیگراد است. بنابراین حوضچه نخواهد جوشید. فشار جزئی نرمال هگزان در فضا نیز قابل نظر کردن است. با به کارگیری رابطه ۲-۵۶ خواهیم داشت:

$$G_{pool} = 2.10^{-3} \times 3^{0.78} \times 11^{-0.11} \frac{86(1.0132 \times 10^5)}{8.314 \times 10^3(273 + 20)} \ln \left(1 + \frac{16,130 - 0}{1.0132 \cdot 10^5 - 16,130} \right) = 0.00224 \text{kgm}^{-2} \text{s}^{-1}$$

و برای کل استخر

$$m = 0.00224 \text{kgm}^{-2} \text{s}^{-1} \times 380 \text{m}^2 = 0.851 \text{kgs}^{-1}$$

۸- توصیه های عمومی در مورد جریان های بیرون ریز جهت آنالیز کمی ریسک

به منظور پیش‌بینی نشت در یک سناریوی حادثه مفروض باید شرایط خاص مرتبط با آن تجهیز و آن وضعیت دیده شوند. همچنین فرضیات مربوط به کیفیت بیرون‌ریزی جریان -یک سوراخ، لوله شکسته و غیره- باید در نظر گرفته شوند. هر چند اگر قرار باشد یک آنالیز ریسک کمی عمومی برای یک دستگاه انجام شود، مجموعه ای از فرضیات در ارتباط با رویدادهای نشتی مختلف در نظر گرفته می‌شود. از این طریق بیشترین و مهمترین رویدادهایی که تخمین ریسک را تحت تأثیر قرار می‌دهند با یک رویکرد محافظه کارانه و به صورت سیستماتیک شناسایی می‌شوند.

کتاب purple [۹]، مجموعه جالبی از توصیه‌های مرتبط با این فرضیات را ارائه می‌دهد. در پاراگراف‌های زیر خلاصه‌ای از قسمت‌های ضروری این توصیه‌ها ارائه شده است.

در آنالیز کمی ریسک حداکثر مدت زمان رهایش معمولاً ۳۰ دقیقه می‌باشد. معمولاً رویدادهای نشتی وقتی تعداد وقوعشان بزرگتر یا مساوی 10^{-8} بار در سال باشد و خسارت جانی خارج از محدوده تأسیسات داشته باشند، در نظر گرفته می‌شود.

۸-۱- رخدادهای نشتی در تانک‌ها و ظروف تحت فشار

رخدادهای نشتی زیر معمولاً در مخزن تحت فشار، راکتورها و ظروف فرآیندی رخ می‌دهند.

- رهایش آنی تمام موجودی ماده.
- رهایش پیوسته تمام موجودی ماده در ۱۰ دقیقه با نرخ رهایش ثابت.
- رهایش پیوسته از یک سوراخ با قطر مؤثر ۱۰ میلی متر.

اگر تخلیه از بخش مایع ظرف صورت می‌گیرد مایع خالص رها می‌شود و تبخیر ناگهانی در سوراخ مدل نمی‌شود (تبخیر ناگهانی خارج از ظرف صورت می‌گیرد).

۸-۲- رخدادهای نشتی در مخازن اتمسفریک

در مخازن ذخیره اتمسفریک فشار برابر یک اتمسفر یا اندکی بیشتر است و نشتی‌های ذیر معمولاً اتفاق می‌افتد.

رهایش آنی کل ماده

- مستقیماً به اتمسفر
- از تانک به یک مخزن ثانویه سالم

رهایش پیوسته تمام موجودی ماده در ۱۰ دقیقه و با نرخ رهایش ثابت

- مستقیماً به اتمسفر
- از تانک به یک مخزن ثانویه سالم

رهایش پیوسته از یک سوراخ با قطر ۱۰ میلیمتر

- مستقیماً به اتمسفر
- از تانک به یک مخزن ثانویه سالم

۸-۳- رخدادهای نشتی در لوله ها

- پارگی کامل و نشتی از کل سطح مقطع لوله (از هر دو طرف)
- نشتی از سوراخی به قطر ۱۰٪ قطر اسمی لوله (با بیشینه ۵۰ میلیمتر)

برای پارگی کامل و نشتی از کل سطح مقطع $C_D = 1$ و برای بقیه حالت ها $C_D = 0.62$. فرض کنید لوله هیچ زانویی ندارد و زبری دیواره حدوداً ۴۵ میلیمتر است.

۸-۴- رخدادهای نشتی در پمپ ها

- شکستگی کامل بزرگترین لوله متصل

نشتی از سوراخی به قطر ۱۰٪ قطر بزرگترین لوله متصل (با بیشینه ۵۰ میلیمتر)

اگر مشخصاتی از پمپ در دسترس نیست، نرخ رهایش را $1/5$ برابر نرخ اسمی پمپ فرض کنید.

۸-۵- رخدادهای نشتی در ابزارهای تخلیه

تخلیه با حداکثر نرخ تخلیه صورت می‌گیرد.

۸-۶- رخدادهای نشتی مخازن ذخیره در انبارها

جامدات: پراکندگی بخشی از محتویات واحد بسته بندی به صورت پودر قابل تنفس

جامدات: بیرون ریختن تمام مواد داخل واحد بسته بندی

انتشار مواد سمی نسوخته و مواد سمی حاصل از احتراق

۸-۷- رخدادهای نشتی در واحد حمل و نقل یک شرکت

نشتی تانکرهای جاده‌ای و ریلی:

- رهائش آبی تمام محتویات
- رهائش پیوسته از یک سوراخ (به اندازه سایز بزرگترین اتصال). اگر بخشی از مخزن با مایع پر شود رهائش فاز مایع از بزرگترین اتصال، فرض می‌شود.
- شکستگی کامل لوله خرطومی بارگیری/تخلیه (بیرون ریزی از هر دو طرف)
- نشستی در لوله بارگیری/تخلیه (بیرون ریزی از هر دو طرف)
- نشستی در بازوی بارگیری/تخلیه (قطر مؤثر سوراخ ۱۰٪ قطر اسمی، با بیشینه ۵۰ میلی‌متر).
- آتش زیر مخزن (رهائش از اتصالات پایین مخزن که با جرقه یا آتشی در نزدیکی مخزن همراه می‌شوند): رهائش ناگهانی تمام محتویات مخزن.

کشتی‌ها در یک شرکت:

- شکستگی کامل بازوی بارگیری/تخلیه (بیرون ریزی از هر دو طرف)
- نشستی در بازوی بارگیری/تخلیه (قطر مؤثر برابر ۱۰٪ قطر اسمی، با بیشینه ۵۰ میلی‌متر).
- ضربه‌های خارجی، ریزش‌های بزرگ:

- تانکر گاز: رهائش پیوسته 180 m^3 در 1800 s
- تانکر نیمه گازی سرد شده رهائش پیوسته: 126 m^3 در 1800 s
- تانکر مایع یک جداره: رهائش پیوسته 75 m^3 در 1800 s
- تانکر مایع دو جداره: رهائش پیوسته 75 m^3 در 1800 s

- ضربه‌های خارجی، ریزش‌های کوچک:

- تانکر گاز: رهائش پیوسته 90 m^3 در 1800 s
- تانکر نیمه گازی سرد شده: رهائش پیوسته 32 m^3 در 1800 s
- تانکر مایع یک جداره: رهائش پیوسته 30 m^3 در 1800 s
- تانکر مایع دو جداره: رهائش پیوسته 20 m^3 در 1800 s

۸-۸ - تبخیر استخری

اگر بیرون ریزی مایع توسط یک خاکریز (Dike) مهار شود، گسترش مایع محدود می‌شود. لذا با توجه به شکل و اندازه خاکریز، اندازه و شکل حوضچه مشخص می‌شود. آنگاه مطابق زیر، شعاع مؤثر استخر با توجه به محوطه محدود به خاکریز محاسبه می‌شود:

$$r_{pool} = \sqrt{\frac{A_{bund}}{\pi}} \quad (58-2)$$

اگر خاکریز وجود نداشته باشد، مایع آزاد شده روی سطح خاک یا آب پخش می‌شود و قطر حوضچه تا زمانیکه نرخ تبخیر برابر نرخ رهائش گردد افزایش می‌یابد. ضخامت استخر تابعی از زبری سطح بوده و مقدار کمینه ۵ میلی‌متر را می‌توان برای آن در نظر گرفت. برای استخرهای نامحدود، مقایر بیشینه سطح به شرح زیر پیشنهاد شده است:

1500 m^2 ($D = 44 \text{ m}$) برای استخرهای روی زمین و 10000 m^2 ($D = 113 \text{ m}$) برای استخرهای روی آب.

۸-۹- بیرون ریزی و انتشار در اتمسفر

اگر دبی جرمی رهایش با زمان تغییر کند، این تغییر هنگام استفاده از مدل پراکندگی اتمسفریک باید لحاظ شود. بنابراین رهایش باید به چندین بازه زمانی جدا تقسیم شود که در هر بازه دبی ثابت است. شکستن زمان به پنج بخش برای اکثر موارد مناسب است.

بر این اساس قواعد عمومی زیر را می توان به کار گرفت [۶]:

- جرم رها شده در ۳۰ دقیقه اول را محاسبه کنید. (M_{rel})
- جرم رها شده در هر بازه زمانی را محاسبه کنید. تعداد بازه ها/ M_{rel}
- مدت اولین بازه زمانی را محاسبه کنید. (مدت زمان لازم برای رهایش $M_{segment} = T_{segment}$)
- نرخ رهایش در اولین بازه زمانی را محاسبه کنید. ($\frac{M_{segment}}{T_{segment}}$)
- روند مشابه را برای دیگر بازه های زمانی به کار بگیرید.
- در مورد انتشار ابر با هر بازه زمانی به صورت یک رهایش یکنواخت و مستقل برخورد می شود و رهایش در جهت باد نادیده گرفته می شود به گونه ای که کل رهایش را می توان به صورت ناگهانی فرض کرد.

فهرست واژه ها و اصطلاحات

A_{bund}	مساحت خاکریز (m^2)
A_{exp}	سطح در معرض آتش خارجی مخزن (m^2)
A_{or}	سطح مقطع سوراخ اریفیس (m^2)
A_p	سطح مقطع لوله
A_{sv}	کمینه سطح مقطع جریان عبوری از شیر اطمینان (mm^2)
A_t	سطح مقطع مخزن (m^2)
C_D	ضریب تخلیه
C_p	گرمای ویژه در فشار ثابت ($kJkg^{-1}K^{-1}$)
C_{pl}	گرمای ویژه مایع در فشار ثابت ($kJkg^{-1}K^{-1}$)
C_v	گرمای ویژه در حجم ثابت ($kJkg^{-1}K^{-1}$)
d_p	قطر لوله (m)
d_{or}	قطر سوراخ (m)
F	فاکتور کاهش
f	جزء تبخیر
F_f	عبارت افت اصطکاک (Jkg^{-1})
f_F	فاکتور اصطکاک فینینگ
G_{2p}	دبی جرمی تخلیه ($kgm^{-2}s^{-1}$)
G_{sub}	عبارتی که خنک سازی را نشان می دهد ($kgm^{-2}s^{-1}$)

h_l	ارتفاع مایع بالای نشستی (m)
ΔH_v	گرمای نهان تبخیر (kJkg^{-1})
L	طول معادل لوله و اتصالاتش (m)
L_j	طول جت آزاد گاز (m)
Ma	عد ماخ = $\left(\frac{u}{u_s}\right)$
M_v	جرم مولکولی (kgkmole^{-1})
m	دبی جرمی (kgs^{-1})
m_{sv}	دبی جرمی تخلیه شده از یک شیر اطمینان (kggh^{-1})
N	پارامتر بدون بعد
P	فشار (Pa)
P_{back}	فشار مطلق معکوس در شیر اطمینان (bar)
P_{choked}	فشار بحرانی یا اختناق (Pa)
P_{cont}	فشار داخل مخزن یا لوله (Pa)
P_{design}	فشار طراحی مخزن (Pa)
P_{max}	بیشینه فشار حاصل شده در تخلیه (Pa)
P_o	فشار اتمسفریک (Pa)
P_p	فشار درون لوله در یک فاصله مشخص از منبع (Pa)
P_{out}	فشار پایین دست سوراخ (Pa)
P_s	فشار تعیین شده (Pa)
P_v	فشار بخار در دمای ذخیره (Pa)
ΔP	افت فشار (Pa)
Q	فشار حرارتی (W)
R	ثابت گاز ایده‌آل ($\text{kJkmole}^{-1}\text{K}^{-1}$) (۸/۳۱۴)
Re	عدد رینولدز
r_{pool}	شعاع مؤثر استخر (m)
T	دما (K)
T_{choked}	دمای گاز در شرایط اختناق (K)
T_{cont}	دما در مخزن یا لوله (K)
T_j	دمای گاز در جت (K)
T_p	دمای گاز در لوله در فاصله مفروضی از منبع (K)
u	سرعت مایع در لوله (ms^{-1})
u_j	سرعت جت در خروجی گاز (ms^{-1})
u_s	سرعت صوت در گاز (ms^{-1})
u_w	سرعت باد (ms^{-1})

v_{lv}	تغییر در حجم مخصوص در تبدیل مایع به بخار ($m^3 kg^{-1}$)
W	جرم اولیه گاز در مخزن (kg)
w_{il}	جرم اولیه مایع (kg)
w_l	جرم مایع درست پس از تبخیر ناگهانی (kg)
w_v	جرم بخار درست پس از تبخیر ناگهانی (kg)
Z	فاکتور تراکم پذیری گاز
α_w	ضریب جریان خروجی شیر اطمینان
ε	زبری لوله (m)
ζ	فاکتور بدون بعد
γ	نسبت ظرفیت های گرمایی $\frac{C_p}{C_v}$
ρ	دانسیتة گاز (kgm^{-3})
ρ_l	چگالی مایع (kgm^{-3})
Ψ	تابع جریان خروجی شیر اطمینان
ψ	فاکتور بدون بعد

مراجع

- [1] O. Levenspiel, Engineering Flow and Heat Exchange. Plenum Press, New York, 1984.
- [2] D.A. Crowl, J. F. Louvar. Chemical Process Safety. Fundamentals with Applications, 2 nd ed. Prentice Hall PTR, Upper Saddle River, 2002.
- [3] Committee for the Prevention of Disasters. Methods for the Calculation of Physical Effects (the "Yellow Book"), 3 rcl ed. The Hague, SDU, 1997.
- [4] D.A. Crowl. J. Loss Prev. Process Ind. 5 (1992) 73.
- [5] T.C. Foster. Chem. Eng. May 4 (1981) 105.
- [6] H. Montiel, J. A. Vilchez, J. Casal, J. Arnaldos. J. Hazard. Mater., 59 (1998) 211.
- [7] M. Chase. Nist-Janaf Thermochemical Tables. 4 th edition. Journal of Physical and Chemical Reference Data. Monograph No. 9, 1998.
- [8] R. C. Reid, J. M. Prausnitz, B. E. Poling. The Properties of Gases & Liquids. McGraw-Hill, New York, 1987.
- [9] Committee for the Prevention of Disasters. Guidelines for Quantitative Risk Analysis (the "Purple Book"). The Hague, SDU, 1999.

- [10] M. Andreassen, B. Bakken, U. Danielsen, H. Haanes, K. D. Oldshausen, G. Solum, J. P. Stensass, H. Thon, R. Wighus. Handbook for Fire Calculations and Fire Risk Assessment in the Process Industry. Scandpower A/S. Sintef-Nbl, Lillestrom, 1992.
- [11] H. G. Fisher, H. S. Forrest, S. S. Grossel, J. E. Huff, A. R. Muller, J. A. Noronha, D. A. Shaw, B. J. Tilley. Emergency Relief System Design Using DIERS Technology. DIERSAIChE, New York, 1992.
- [12] H. K. Fauske. Plant/Operations Progr. 4 (1985) 132.
- [13] CCPS. Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis. AIChE, New York, 2000.
- [14] H. K. Fauske, M. Epstein. Source Term Considerations in Connection with Chemical Accidents and Vapor Cloud Modeling. Proc. of the International Conference on Vapor Cloud Modeling. Cambridge, MA. AIChE, New York, 1987.
- [15] Spirax Sarco. Steam Engineering Tutorials. Learning Modules, Module 9.1, Introduction to Safety Valves. URL: <http://www.spiraxsarco.com/learn/>, consulted February 2007.
- [16] NFPA. Flammable and Combustible Liquids Code. NFPA 30. National Fire Protection Association. Quincy, MA. 1987.
- [17] NFPA. Standard for the Storage and Use of Liquefied Petroleum Gases. NFPA 58. National Fire Protection Association. Quincy, MA. 1987.
- [18] J. Bond. Loss Prev. Bulletin, no. 65 (1985) 20.
- [19] J. C. Leung. AIChE Journal, 32 (1986) 1622.
- [20] J. E. Huff. Plant/Operations Progr., 1 (1982) 211.
- [21] J. M. Santamaria, P. A. Brana. Analisis y reduccion de riesgos en la industria quimica. Editorial MAPFRE. Madrid, 1994.
- [22] Committee for the Prevention of Disasters. Methods for the Calculation of Physical Effects (the "Yellow Book"), 1 st ed. The Hague, SDU, 1979.

فصل سوم

حوادث آتش



۱- مقدمه

از میان حوادث مختلفی که می‌توانند در صنایع فرایندی اتفاق بیفتند آتش به گونه‌ای است که آثارش در فواصل نزدیک احساس می‌شود. ابرهای گاز سمی و انفجارها معمولاً نواحی بزرگتری را تحت تأثیر قرار می‌دهند. اگر چه آثار آتش می‌تواند شدید باشد و مثلاً شار گرمایی می‌تواند روی تجهیزات دیگر اثر بگذارد (اثر دومینو) و در نتیجه مسبب اتفاقات دیگر (انفجارها، رهایش‌ها) گردد و ابعاد حادثه را به سرعت افزایش دهد. در حقیقت در بسیاری از حوادثی که در واحدهای فرایندی یا طی حمل و نقل مواد خطرناک رخ می‌دهند، آتش عامل اولیه است و انفجار و رهایش نیز به دنبال آن روی می‌دهند. بنابراین حالت‌های ترکیبی مختلفی می‌تواند مشاهده شود:

آتش + آتش بزرگتر، آتش + انفجار، آتش + توده ابر، آتش + آتش کروی/ BLEVE

مرور سوابق مختلف نشان می‌دهد آتش شایع‌ترین نوع حادثه است که انفجار و ابرهای گاز را نیز به دنبال دارد. Darbra و همکارانش [۱] دریافتند حوادثی که در بنادر دریایی اتفاق می‌افتند، ۵۱٪ به موارد عمومی نشستی، ۲۹٪ آتش‌سوزی ۱۷٪ انفجار و ۳٪ ابر گاز مربوطند. اگر تنها حوادثی که به آتش، انفجار و ابر گازی منجر می‌شوند لحاظ شوند درصد دهی به صورت ۵۹/۵٪ آتش‌سوزی، ۳۴/۵٪ انفجار و ۶٪ ابرگازی تغییر می‌کند. یک بررسی دیگر [۲] نتایج مشابهی را برای حوادثی که در جابه‌جایی مواد از طریق ریل یا جاده رخ می‌دهند نشان می‌دهد، ۶۵٪ آتش سوزی، ۲۴٪ انفجار و ۱۱٪ ابرگاز.

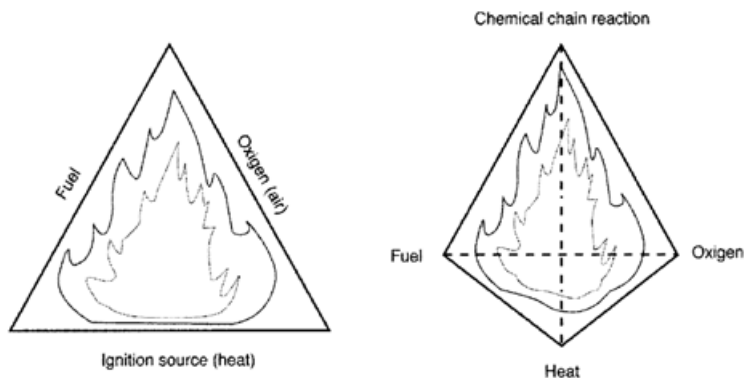
توانایی پیش‌بینی پیامدهای آتش به عنوان تابعی از فاصله بسیار مفید است. از نتایج این پیش‌بینی می‌توان در تعیین خواص ایمن و همچنین تخمین دبی لازم جهت خنک‌سازی و حفاظت از تجهیزات در معرض تشعشع گرمایی استفاده کرد. مدل‌سازی ریاضی آتش، پیش‌بینی خسارت‌های احتمالی به مردم و تجهیزات را ممکن می‌سازد و در استقرار تجهیزات ایمنی جلوگیری یا کاهش خسارات به ما کمک می‌کند.

در این فصل، ویژگی‌های اصلی سوخت‌های رایج و انواع آتش بررسی می‌شوند و متداولترین مدل‌های ریاضی در این زمینه توضیح داده می‌شوند.

۲- احتراق

احتراق یک واکنش شیمیایی است که در آن سوخت با یک اکسیدکننده واکنش می‌دهد و محصولات مختلفی تولید شده و مقداری انرژی آزاد می‌شود. احتراق همواره در فاز گازی رخ می‌دهد: سوخت‌های مایع بر اثر حرارت شعله تبخیر می‌شوند و در ادامه با اکسیژن هوا واکنش می‌دهند جامدات بر اثر حرارت بالا تجزیه می‌شوند و گازهای آزاد شده با اکسیدکننده که معمولاً اکسیژن هوا می‌باشد واکنش می‌دهند.

شعله‌ها همین گازها هستند که در دمای بالا در حال واکنش دادن هستند. محصولات احتراق به صورت دود که شامل سوخت نسوخته نیز هست رها می‌شوند. در آتش‌های تصادفی، احتراق معمولاً بسیار بد است. زیرا اختلاط بخار یا گاز سوخت با هوا به خوبی صورت نمی‌گیرد و در نتیجه مقدار زیادی دود سیاه تولید می‌شود.



شکل ۳-۱- مثلث آتش. برای اینکه احتراق ادامه یابد سه گوشه باید به هم متصل شوند. یک واکنش شیمیایی زنجیره ای نیز لازم است تا مثلث آتش به چهار وجهی آتش تبدیل می‌شود.

برای اینکه احتراق روی دهد سه جزء لازم است: سوخت، اکسید کننده و منبع جرقه. این سه جزء توسط مثلث آتش نشان داده می‌شوند (شکل ۳-۱). اگر یک وجه حذف شود، احتراق غیر ممکن گشته و اگر سه گوشه به هم وصل شوند احتراق ممکن می‌گردد. در یک نگاه دقیق‌تر، یک عامل دیگر نیز لازم است: وقوع واکنش شیمیایی زنجیره‌ای. بدون این واکنش شیمیایی -مثلاً به علت حضور کپسول آتش نشانی هالون- آتش ایجاد نمی‌شود. از این رو مثلث آتش به سمت چهار وجهی آتش تغییر می‌کند. هرچند در عمل برخی شرایط دیگر نیز برای وقوع احتراق لازم‌اند: اکسید کننده و سوخت باید به مقدار کافی موجود باشند، سوخت باید برای شعله ور شدن آماده باشد (مثلاً دمایش باید از یک حد کمینه بالاتر باشد) و منبع جرقه باید از یک کمینه شدت برخوردار باشد.

۲-۱- واکنش احتراق و گرمای احتراق

در یک آتش، با سوختن ماده سوختنی انرژی گرمایی آزاد می‌شود. سوختن یک واکنش شیمیایی گرمازاست که در آن یک ماده با یک اکسید کننده، معمولاً اکسیژن، ترکیب می‌شود. سوخت ممکن است جامد باشد، اما بیشتر آتش-ها در صنایع فرایندی در اثر سوخت‌های مایع یا گاز می‌باشند. مقداری از انرژی آزاد شده جهت ادامه دادن واکنش استفاده می‌شود. از این رو:

$$m = \frac{Q_F - Q_L}{q_v} \quad (۳-۱)$$

که در آن:

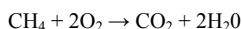
m - نرخ سوختن ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$)

Q_F - شار حرارتی از شعله‌ها به سوخت (kWm^{-2})

Q_L - اتلاف گرمایی از سطح سوخت (kWm^{-2})

q_v - گرمای لازم برای تولید گاز (گرمای لازم برای افزایش دمای مایع به نقطه جوش به اضافه گرمای نهان تبخیر) می‌باشد. (kJkg^{-1})

گرمای آزاد شده ناشی از احتراق، ΔH_c ، بسته به این که آب تولید شده از واکنش احتراق به صورت مایع فرض شود یا بخار، دو مقدار مختلف خواهد داشت، که تفاوت این دو مقدار برابر گرمای تبخیر آب خواهد بود. (kJmol^{-1}) ۴۴ یا 2444 kJmol^{-1} در 25°C). مثلاً برای متان خواهیم داشت:



اگر آب مایع فرض شود

$$\Delta H'_c = -888 \text{ kJmol}^{-1} (-5.55 \times 10^4 \text{ kJkg}^{-1})$$

اگر آب بخار فرض شود

$$\Delta H_c = -800 \text{ kJmol}^{-1} (-5 \times 10^4 \text{ kJkg}^{-1})$$

از آنجایی که در حین آتش، آب همراه دود و به صورت بخار خارج می‌شود، معمولاً از مقدار ΔH_c استفاده می‌شود که نرخ خالص گرمای احتراق نامیده می‌شود. گازهای موجود در واکنش‌های شیمیایی مختلف همراه با احتراق بسیار گرم و در نتیجه نورانی هستند. این ناحیه درخشان، شعله است. از نظر عملی، بایستی دو نوع احتراق را در نظر بگیریم: یکی شعله‌های حاصل از مواد از قبل مخلوط شده و دیگری شعله‌های نفوذی.

۲-۲- شعله‌های اختلاطی و شعله‌های نفوذی

شعله‌های اختلاطی وقتی حاصل می‌شوند که اکسید کننده و بخار سوخت قبل از سوختن به خوبی مخلوط شده باشند (مثل کوره Bunsen). این نوع شعله کوتاه بسیار داغ و آبی رنگ است. مقدار نسبتاً کمی از گاز خیلی داغ بیرون می‌رود و احتراق خوب است. این نوعی از احتراق است که در کوره‌ها و دیگر تجهیزات احتراق رخ می‌دهد.

اگر ورودی هوای کوره بسته باشد، سوختی که از نازل کوره خارج می‌گردد به خوبی با هوا مخلوط نشده و عملیات اختلاط تنها بواسطه نفوذ و یا همراه شدن جریان هوا با سوخت صورت می‌گیرد. در این حالت شعله طولانی، موج، زرد، بسیار درخشان و همراه دوده است و شعله نفوذی نامیده می‌شود. دمای این شعله به مقدار قابل توجهی کمتر از دمای شعله اختلاطی است. دود سیاه بیشتری تولید می‌کند. مقداری سوخت نسوخته به هدر می‌رود و بازده کلی احتراق پائین تر است. آتش‌های ناشی از حوادث بیشتر از نوع شعله نفوذی هستند.

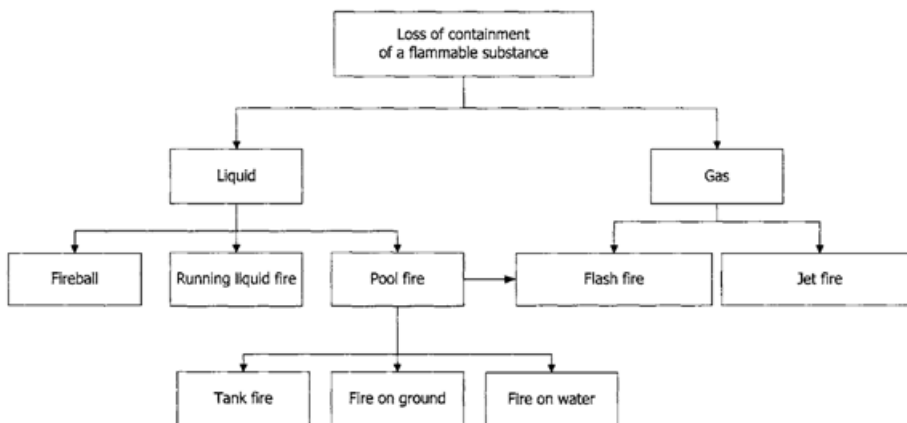
۳- انواع آتش

آتش‌هایی که می‌توانند در تأسیسات صنعتی و یا طی حمل و نقل مواد خطرناک رخ دهند را می‌توان بر اساس وضعیت سوخت و شرایط بروز جرقه طبقه بندی کرد. یک نمودار ساده شده از انواع آتش‌هایی که به دنبال نشست مواد آتش گیر ممکن است ایجاد شوند در شکل ۱-۳ نمایش داده شده است.

هرچند احتراق مواد جامد نیز می‌تواند آتش‌های بزرگی درست کند ولی بیشتر سوخت‌های رایج در حوادث صنعتی معمولاً مایع یا گاز هستند.

بنابراین حادثه با نشت یک سیال آتش‌گیر آغاز می‌شود. اگر سیال مایع باشد، رهائش می‌تواند حوضچه‌ای را روی زمین -در صورت وجود خاکریز نگهدارنده، منطقه مشخصی را می‌پوشاند- یا آب شکل دهد. نتیجه، مشابه با وضعیت مخزنی است که بر اثر انفجار سقفش را از دست داده باشد. در تمام این موارد جرقه منجر به تشکیل آتش استخری می‌شود (آتش مخزنی می‌تواند نوع خاصی از آتش استخری باشد). اگر مایع جریان داشته باشد، که چندان مرسوم نیست، آتش مایع در حال حرکت ویژگی‌های متفاوتی خواهد داشت و بعضی اوقات خاموش کردن آن بسیار مشکل می‌گردد. اگر مایع به دلیل افت فشار دچار تبخیر ناگهانی شود، احتمالاً آتش کروی شکل خواهد گرفت. هنگامیکه ماده رها شده گاز یا بخار بوده و جرقه سریعاً رخ دهد آنگاه آتش فورانی روی خواهد داد. اگر جرقه فوری نباشد، با توجه به شرایط آب و هوایی ممکن است ابری از مواد آتش‌گیر شکل گرفته و پس از بروز جرقه آتش ناگهانی ایجاد گردد. همچنین اگر در سطح حوضچه جرقه ایجاد نشود پس از تبخیر آتش ناگهانی روی خواهد داد.

آتش‌های مخزنی و استخری جزء شایع‌ترین انواع آتش هستند که به دنبال آتش‌های فورانی، ناگهانی و کروی ایجاد می‌شوند. در حالی که آتش‌های استخری و فورانی ممکن است مدت زمان زیادی طول بکشند. آتش کروی معمولاً کمتر از یک دقیقه (اغلب چند ثانیه) به طول می‌انجامد و آتش ناگهانی نیز یک پدیده بسیار کوتاه است که تنها در چند دهم ثانیه اتفاق می‌افتد.



شکل ۳-۲- انواع آتش‌هایی که می‌توانند در تأسیسات صنعتی رخ دهند.

۳-۱- آتش‌های استخری

آتش‌های استخری ناشی از حوادث صنعتی معمولاً بوسیله شعله‌های مغشوش ناشی از بخارات متصاعد شده از سطح حوضچه مواد سوختی مشخص می‌گردند. مایع از طریق همرفت و تشعشع از شعله گرما گرفته و ممکن است از طریق هدایت نیز با سطح زمین یا مایع زیرش تبادل گرما نموده و گرما بگیرد یا از دست بدهد. هنگامیکه آتش به حالت پایدار می‌رسد، یک مکانیزم بازخور، میزان تغذیه شدن شعله توسط بخار سوخت را تعیین می‌کند. مقدار گرمای مبادله شده بین سوخت و سطح زیرش به شرایط سوخت و سطح بستگی دارد. اگر سطح زیرین آب خنک بوده و سوخت مایعی در دمای محیط باشد، اتلاف حرارت می‌تواند مهم باشد. در این حالت تبخیر سوخت می‌تواند به قدری کم شود که شعله از بین برود. به عکس اگر سوخت سرد باشد و گرما از لایه زیرین به آن منتقل شود -حداقل در ابتدای کار- احتراق می‌تواند بهبود یابد.

نرخ سوختن تابعی از قطر حوضچه است. Khudiakov و Blinov [۴ و ۳] یک تحقیق علمی روی رفتار آتش‌های استخری با سوخت‌ها و قطره‌های مختلف انجام داده‌اند. آنها رفتار مشابهی را از جانب تمامی سوخت‌ها مشاهده نمودند. بیشترین نرخ سوختن مربوط به حوضچه‌های با قطر کمتر و با جریان آرام بود. نرخ سوختن با افزایش قطر حوضچه کاهش یافته و تقریباً در $D=0.1$ m ($Re \approx 20$) به حداقل خود رسید.

در محدوده $0.1\text{ m} < D < 1\text{ m}$ ($20 < Re < 200$) با افزایش قطر، سرعت سوختن افزایش یافت. در قطرهای بالاتر $D > 1\text{ m}$ ($Re > 200$) شعله‌ها کاملاً آشفته و متلاطم شده و سرعت سوختن کاملاً ثابت بود و به قطر حوضچه بستگی نداشت. این ارتباط میان نرخ سوختن و شعاع حوضچه را می‌توان بر اساس نسبت مشارکت انواع مکانیسم‌های انتقال حرارت از شعله به سوخت مایع توضیح داد [۵].

در آتش‌های استخری بزرگ - با قطر بیش از ۱ m - دوده زیادی بر اثر احتراق ضعیف شکل می‌گیرد. این دوده باعث ایجاد رنگ زرد در شعله می‌شود. این دوده بعداً خنک شده و دود سیاهی ایجاد می‌کند که تابش را از شعله جذب می‌کند. این پدیده که سد دوده‌ای نام دارد تأثیر به‌سزایی در تشعشع گرمایی کلی منتشر شده از آتش دارد.

وقتی رهایش یک سوخت روی زمین یا محوطه خاکریزی شده یک حوضچه ایجاد می‌کند آتش استخری امکان وقوع پیدا می‌کند. رهایش می‌تواند ناگهانی (مثلاً بر اثر تخریب یک مخزن)، پیوسته یا نیمه پیوسته باشد (مثلاً به دلیل نشتی از یک سوراخ). اگر خاکریز وجود نداشته باشد قطر حوضچه به نوع رهایش، نرخ سوختن و شیب زمین وابسته خواهد بود. در رهایش ناگهانی، مایع همه جا پخش می‌شود مگر اینکه به یک مانع برسد و یا اینکه تمامش بسوزد. در رهایش پیوسته اندازه استخر تا زمانیکه نرخ سوختن با نرخ جریان رهایش برابر شود و به یک قطر تعادلی برسیم ادامه می‌یابد.

سوخت (معمولاً هیدروکربن)، می‌تواند روی لایه ای از آب که معمولاً در اثر عملیات آتش نشان‌ها ایجاد می‌شود بسوزد. اگر آتش برای مدت معینی ادامه یابد، آب ممکن است به جوش آمده و منجر به پدیده‌ای به نام *boilover* لایه نازک شود. در آتش‌های مخزنی بزرگ وجود یک لایه آب می‌تواند به *boilover* منجر شود که پدیده بسیار خطرناکی است.

آتش‌های استخری روی سطح دریا نیز می‌توانند اتفاق بیفتند. در این مورد انتقال حرارت از سوخت به آب می‌تواند چشمگیر باشد و در ادامه شعله از بین برود. به علاوه اگر جرقه به تأخیر بیفتد قطر حوضچه افزایش خواهد یافت و ضخامت به حد کمینه می‌رسد که کمتر از آن دیگر احتراق امکان پذیر نیست.

۳-۲- آتش‌های فورانی

آتش‌های فورانی، شعله‌های نفوذی آشفته‌ای هستند که بر اثر احتراق گاز یا بخار آتش‌گیری که از یک سوراخ یا فلنج با سرعتی مشخص آزاد می‌شوند به وجود می‌آیند. رهایش همواره اتفاقی نیست. فلرها به صورت گسترده برای دفع ایمن گازهای آتش‌گیر در واحدهای فرایندی به کار می‌روند. آتش‌های فورانی به دلیل آشفتنی جریان مقدار زیادی هوا به دنبال خود به درون شعله می‌کشند. بطور عمومی حجم هوای کشیده شده پنج برابر هوای مورد نیاز در واکنش استوکیومتریک سوختن است [۶].

به دلیل اختلاط کارا تر و نرخ سوختن بهتر، دما معمولاً در شعله‌های آتش فورانی بیشتر از شعله‌های نفوذی مربوط به آتش‌های استخری است. در نتیجه صدمه به تجهیزات بر اثر شعله مستقیم یا تشعشع گرمایی ناشی از آتش‌های فورانی می‌تواند بسیار جدی تر باشد.

۳-۳- آتش‌های ناگهانی

اگر گاز یا بخاری آتش‌گیر در شرایط آب و هوایی خاصی - آرام یا باد کم سرعت - آزاد گردد، یک توده ابری شکل از گاز به وجود خواهد آمد. این توده از منابع دیگری مثل تبخیر از سطح یک استخر و یا تبخیر ناگهانی به دنبال رهايش مایع تحت فشار از یک مخزن نیز می‌تواند ایجاد شود. مثلاً گاز طبیعی مایع شده یا پروپان مایع شده را می‌توان فرض کرد که اگر حوضچه‌ای ایجاد شود به سرعت تبخیر می‌شود.

رهايش ممکن است ناگهانی یا پیوسته باشد. توده آتش‌گیر پراکنده شده و در جهت باد حرکت خواهد کرد. اگر توده به منبع جرقه برسد - یک دستگاه برقی، یک شعله، جرقه الکترواستاتیکی - جرمی از ابر که در محدوده اشتعال پذیری قرار دارد به سرعت می‌سوزد و شعله ناگهان در کل ابر گسترش می‌یابد. سرعت پخش شعله در مخلوط هوا - LPG در حدود $10-5 \text{ ms}^{-1}$ [۷] که با توجه به سرعت باد این عدد ممکن است افزایش یابد.

مدت زمان این پدیده بسیار کوتاه - چند دهم ثانیه - است. محوطه‌ای که با مخلوط آتش‌گیر پوشیده شده است در معرض شار حرارتی بسیار قوی‌ای قرار می‌گیرد در حالی که بیرون از این محدوده آثار تشعشع حرارتی به مقدار قابل توجهی کاهش می‌یابد و در عمل قابل نظر کردن است. اگر جرم درون ابر زیاد باشد یک موج انفجاری قوی نیز ممکن است روی دهد. در این حالت حادثه، یک انفجار قلمداد می‌شود تا آتش ناگهانی.

۳-۴- آتش‌های کروی

اگر به یک تانک محتوی مایع تحت فشار گرما داده شود، فشار داخل تانک افزایش می‌یابد. اگر دیواره‌ها نتوانند تنش بالا را تحمل کنند، سرانجام متلاشی می‌شوند. به محض شکستگی، به سبب افت ناگهانی فشار، بخشی از مایع به سرعت تبخیر شده و مخلوط دوفازی مایع/بخار رها می‌شود. اگر ماده یک سوخت باشد (مثلاً پروپان) که معمولاً در صنایع فرآیندی همینطور است، مخلوط به احتمال زیاد ابتدا در سطح زمین مشتعل شده و آتش کروی ایجاد می‌گردد. در ادامه حجم کل توده متلاطم زیاد شده و بالا می‌رود و امواجی را تولید می‌کند. تشعشع گرمایی می‌تواند بسیار زیاد باشد. از آنجایی که لحظه وقوع آتش کروی قابل پیش‌بینی نیست (می‌تواند هر لحظه‌ای از شروع وضعیت اضطراری و بدون هیچ هشدار رخ دهد)، این آتش قربانی‌های زیادی داشته که بیشترشان آتش نشان بوده‌اند. جنبه‌های مکانیکی مربوط به انفجارهای همراه آتش‌های کروی در فصل پنجم شرح داده شده‌اند.

۴- اشتعال پذیری

در حوادث آتش‌سوزی تمام مواد به یک اندازه خطرناک نیستند. کاملاً آشکار است که در صورت نگهداری نامناسب برخی مواد مانند استون و بنزین حادثه به راحتی اتفاق می‌افتد. اما برای بقیه مواد همانند گازوئیل، احتمال وقوع حادثه کمتر است، هرچند ریسک همچنان وجود دارد. این مسأله وابسته به خواص متفاوت مواد است. از این میان مهمترین موارد (برای اهداف عملی) عبارتند از: حدود اشتعال پذیری، دمای نقطه اشتعال و دمای خوداشتعالی.

۴-۱- حدود اشتعال پذیری

مخلوط گاز یا بخار با هوا تنها زمانی اشتعال پذیر است که غلظت بخار بین دو مقدار با نام‌های حد پایین اشتعال-پذیری (LFL) و حد بالای اشتعال‌پذیری (UFL) قرار داشته باشد. اگر غلظت کمتر از LFL باشد سوخت کافی برای احتراق وجود نداشته و اگر غلظت بالاتر از UFL باشد، مخلوط بیش از حد غنی بوده و اکسیژن کافی برای احتراق وجود نخواهد داشت.

این حدود از طریق روش‌های استاندارد آزمایشگاهی تهیه می‌شوند به این صورت که مخلوط‌های مختلف سوخت و هوا از جهت تشکیل شعله توسط دستگاه‌های مربوطه تست می‌شوند. داده‌هایی که از این طریق به دست می‌آیند ممکن است در آزمایشات مختلف اندکی متفاوت باشند و از همین رو این اعداد در مراجع اندکی با هم متفاوتند.

حدود اشتعال‌پذیری معمولاً به صورت درصد حجمی سوخت در ۲۵ درجه سانتیگراد بیان می‌شوند. مثلاً این حدود برای پروپان ۲/۱٪ و ۹/۵٪ هستند. از نقطه نظر بررسی خطر آتش‌سوزی، فاصله بین این دو عدد و رنجی که پوشش داده می‌شود، مهم است. مثلاً هیدروژن یک گاز بسیار خطرناک است. چرا که حدود اشتعال‌پذیریش از ۰.۴٪ تا ۷۵٪ است. یعنی احتمال آتش‌گیری در فضا در صورت رهایش هیدروژن بسیار بالا است. برای بنزین LFL حدوداً ۱/۴٪ است. لذا اگر با بنزین سروکار داشته باشیم یا جایی بنزین رها شود مخلوط قابل اشتعال به سرعت ایجاد خواهد شد. از نقطه نظر ایمنی LFL از اهمیت بالاتری برخوردار است چرا که نشانگر نقطه تشکیل فضای آتش‌گیر است. LFL زمانی اهمیت می‌یابد که با مواد آتش‌گیر در محیط‌های بسته مخازن یا اتاق‌ها سرو کار داشته باشیم. حدود اشتعال-پذیری برای چندین ماده مختلف در جدول ۳-۱ ارائه شده است و فهرست کاملتری در بخش ضمیمه موجود است. بهترین مطالعه انجام گرفته در این زمینه مربوط به zabetakis [۸] است که مجموعه‌ای از داده‌های آزمایشگاهی را که به کمک اداره معادن آمریکا بدست آمده است، ارائه می‌کند.

جدول ۳-۱- حدود اشتعال پذیری، دمای نقطه اشتعال و دمای نقطه خوداشتعالی برای چندین ماده متداول در هوا و فشار اتمسفریک

Substance	LFL, % volume	UFL, % volume	T _f , °C	T _{autoign} , °C
Acetone	2.6	12.8	-17.8	700
Acetylene	2.5	80.0	-17.8	305
Aniline	1.2	11.0	14.4	615
Ammonia	15.0	28.0	---	630
Benzene	1.4	8.0	-11	562
n-Butane	1.8	8.4	-60	405
Crude oil	1	6.0	-18	230-250
Cyclohexane	1.3	8.3	-17	260
Methane	5.3	15.0	-222.5	632
Ethylene	2.8	34.0	---	450
Ethane	3.0	12.4	-135	515
Ethanol	3.5	19.0	12.8	558
n-Hexane	1.2	6.9	-26	234
Hydrogen	4.0	74.2	---	400
Kerosene	0.7	6.0	49	229
Motor gasoline	1.4	7.6	-46	280
Methane	5.3	15.0	-222.4	632
Octane	1.0	6.7	13.3	458
n-Pentane	1.3	7.6	-40	287
Propane	2.1	9.5	-104.4	493
Propylene	2	11.7	--	443
Toluene	1.3	7.0	4.4	536

۴-۱-۱- تخمین حدود اشتعال پذیری

روش‌های مختلفی برای تخمین مقادیر حدود اشتعال پذیری پیشنهاد شده‌اند. تمامی این روش‌ها نتایجی تقریبی را ارائه می‌کنند و البته جواب‌های آزمایشگاهی دقیق‌تر و قابل اعتمادترند.

یک روش بسیار ساده [۹] که به طور ویژه برای هیدروکربن‌ها پیشنهاد می‌شود مقدار حدود را به صورت تابعی از غلظت استوکیومتریکی C_{st} ارائه می‌دهد.

$$LFL = 0.55c_{st} \quad (۲-۳)$$

$$UFL = 3.5c_{st} \quad (۳-۳)$$

C_{st} عبارت است از غلظت استوکیومتریکی سوخت در هوا یعنی درصد حجمی‌ای (سوخت در مخلوط سوخت و هوا) که در آن احتراق کامل صورت می‌گیرد و تمام اکسیژن در دسترس مصرف می‌شود.

این روش توسط Hilado و Li [۱۰] بهبود یافته و عبارات زیر پیشنهاد شد:

$$LFL = a c_{st} \quad (۴-۳)$$

$$UFL = b c_{st} \quad (۵-۳)$$

که a, b ثابت‌هایی هستند که به ساختار شیمیایی مواد بستگی دارند. مقادیر آن‌ها در جدول شماره ۳-۲ ارائه شده است.

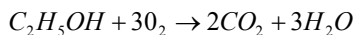
جدول ۳-۲- مقادیر ثابت‌های a و b در عبارتهای ۳-۴ و ۳-۵ [۱۰]

Substance	a	b
Linear saturated hydrocarbons	0.555	3.10
Cycloalkanes	0.567	3.34
Alkenes	0.475	3.41
Aromatic hydrocarbons	0.531	3.16
Alcohols-glycols	0.476	3.12
Ethers-oxides	0.537	7.03
Epoxides	0.537	10.19
Esters	0.552	2.88
Other compounds C, H, O	0.537	3.09
Monochlorinated compounds	0.609	2.61
Dichlorinated compounds	0.716	2.61
Brominated compounds	1.147	1.50
Amines	0.692	3.58
Compounds containing S	0.577	3.95

مثال ۳-۱

تخمین حدود اشتعال‌پذیری برای اتانول با استفاده از هر دو روش.

راه حل: واکنش سوختن عبارت است از:



بنابراین غلظت استوکیومتریک برابر است با:

$$c_{st} = \frac{\text{moles fuel}}{\text{moles fuel} + \text{moles air}} \times 100 = \frac{1}{1 + 3 \times \frac{100}{21}} \times 100 = 6.54\%$$

با به کارگیری معادلات ۳-۲ و ۳-۳

$$LFL = 0.55 \times 6.54 = 3.60\% \text{ volume}$$

$$UFL = 3.5 \times 6.54 = 22.89\% \text{ volume}$$

و با استفاده از مقادیر ویژه الکل‌ها در جدول ۳-۲

$$LFL = 0.476 \times 6.54 = 3.11\% \text{volume}$$

$$UFL = 3.12 \times 6.54 = 20.40\% \text{volume}$$

با مقایسه این نتایج با مقادیر جدول ۳-۱ به نظر می‌رسد عبارت (۳-۲) پیش بینی نسبتاً دقیقی برای مقادیر LFL ارائه می‌دهد، در حالی که در مورد UFL معادله (۳-۵) به نظر دقیق‌تر می‌رسد.

۴-۱-۲ - حدود اشتعال پذیری مخلوط‌های گازی

اگر سوخت مخلوطی از اجزاء مختلف باشد، حدود اشتعال پذیری به عنوان تابعی از غلظت‌های مربوط، با استفاده از عبارت‌های تجربی پیشنهادی Le Chatelier [۱۱] قابل پیش بینی خواهد بود و مجدداً با حاشیه خطای مشخص که در برخی موارد می‌تواند چشمگیر باشد.

$$LFL_{mixt} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{c_i}{LFL_i}} \quad (۳-۶)$$

$$UFL_{mixt} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{c_i}{UFL_i}} \quad (۳-۷)$$

که در آن

LFL_i - مقدار LFL برای جزء i (٪ حجمی)

c_i - غلظت جزء i (٪ حجمی) بر مبنای سوخت ($\sum c_i = 100$) و n تعداد اجزای قابل احتراق در مخلوط است.

مثال ۳-۲

تخمین حدود اشتعال پذیری مخلوطی شامل استون (۳٪ حجمی) بنزین (۲٪) و اتانول (۷٪) در هوا

راه حل

غلظت‌های ۳ جزء بر مبنای سوخت عبارتند:

$$c_i = \frac{\%vol\ i}{(\%vol\ acetone + \%vol\ benzene + \%vol\ ethanol)_{mixture}}$$

بنابراین:

$$C_{\text{acetone}} = 0.25$$

$$C_{\text{benzene}} = 0.17$$

$$C_{\text{ethanol}} = 0.58$$

با احتساب مقادیر LFL و UFL برای سه جزء (جدول ۳-۱)، حدود اشتعال پذیری مخلوط عبارتند از:

$$LFL_{\text{mixt}} = \frac{1}{\frac{0.25}{3} + \frac{0.17}{1.4} + \frac{0.58}{3.5}} = 2.70\% \text{ volume}$$

$$UFL_{\text{mixt}} = \frac{1}{\frac{0.25}{13} + \frac{0.17}{8} + \frac{0.58}{19}} = 14.1\% \text{ volume}$$

لذا مخلوط با غلظت $0.7\% + 0.2\% + 0.3\% = 1.2\%$ آتش گیر است.

۴-۱-۳ - حدود اشتعال پذیری به عنوان تابعی از فشار

اگر چه بیشتر مخلوطهای سوخت و هوای آتش گیر در فشار اتمسفریک قرار دارند، اما مخازن ذخیره یا حمل و نقل بعضاً شرایط متفاوتی دارند و این مسأله می تواند باعث ایجاد تغییراتی در حدود اشتعال پذیری گردد.

حدود اشتعال پذیری به فشار وابسته است. در فشارهای پایین تر از اتمسفر با کاهش فشار (فرض دمای ثابت) مقادیر دو حد به هم نزدیک شده و فاصله بینشان کم می شود تا جایی که دو عدد به هم می رسند. در فشار پایین تر از این مقدار شعله نمی تواند در مخلوط شکل بگیرد. این مسأله به دلیل غلظت پایین گاز است [۱۲] که نمی تواند سوختن را ایجاد کند. Arnaldos و همکارانش [۱۳] روشی را برای محاسبه حدود اشتعال پذیری در فشار پایین پیشنهاد داده اند. هر چند اگر فشار در یک مخزن حاوی سوخت در دمای ثابت کاهش یابد، افزایش در فشار جزئی بخار سوخت می تواند فضای بالای سطح مایع را از شرایط اشتعال ناپذیر به محدوده اشتعال پذیر تغییر دهد. این وضعیت می تواند در مخازن ذخیره سوخت هواپیما هنگام صعود و گذر هواپیما از یک ارتفاع خاص رخ دهد [۱۵]. با افزایش فشار به بالاتر از اتمسفر، حدود اشتعال پذیری بزرگتر می شوند. در حقیقت LFL با افزایش فشار تنها مقدار اندکی کاهش می یابد اما UFL به میزان محسوسی افزایش می یابد. تغییرات UFL با افزایش فشار با توجه به رابطه تجربی زیر قابل تخمین است [۸].

$$UFL_p = UFL + 20.6(\log(P_i \cdot 10^{-3}) + 1) \quad (۸-۳)$$

که در آن:

$$P_i - \text{فشار مطلق (Nm}^{-2}\text{)}$$

UFL - حد بالای اشتعال پذیری در فشار اتمسفریک (% حجمی) می باشد.

۴-۱-۴ - حدود اشتعال پذیری به عنوان تابعی از دما

حدود اشتعال پذیری با دما نیز تغییر می‌کند. با افزایش دما محدوده غلظت بین دو حد بیشتر می‌شود. از میان روابط بی شماری که در مراجع در این زمینه می‌توان یافت عبارتهای زیر شناخته شده‌تر از بقیه هستند:

$$LFL_T = LFL_{298} - \frac{3.136}{\Delta H_c}(T - 298) \quad (۹-۳)$$

$$UFL_T = UFL_{298} - \frac{3.136}{\Delta H_c}(T - 298) \quad (۱۰-۳)$$

که در آن:

T - دما (K)

ΔH_c - خالص گرمای حاصل از احتراق (kJ mol^{-1})

یک رابطه تجربی دیگر نیز جهت تخمین UFL پیشنهاد شده است [۱۵]. این رابطه LFL را در دمای T به صورت تابعی از LFL در دمای دیگری ارائه می‌دهد.

$$LFL_T = LFL_{T_1} \left(1 - \frac{T - T_1}{873 - T_1} \right) \quad (۱۱-۳)$$

که دماها با واحد کلوین هستند.

مثال ۳-۳

تخمین LFL اکتان در ۱۰۰ درجه سانتیگراد

راه حل

LFL اکتان مطابق جدول (۱-۳) در ۲۵ درجه سانتیگراد برابر ۱٪ حجمی است. بنابراین

$$LFL_{100} = 1.0 \left(1 - \frac{373 - 298}{873 - 298} \right) = 0.87\% \text{ volume}$$

۴-۱-۵ - خنثی سازی و منحنی‌های آتش گیری

در برخی از فرآیندهای صنعتی، امکان تولید مخلوطهای اشتعال پذیر از گاز اشتعال پذیر و هوا وجود دارد. مثال متعارف در این زمینه خارج کردن سوخت مایع از یک ظرف است. با پایین رفتن سطح و ارتفاع مایع هوا باید وارد

مخزن شود تا بر اثر ایجاد خلأ دیواره‌های مخزن تخریب نشده و جریان متوقف نگردد. اگر اجازه دهیم هوا وارد شود هوا با بخار بالای سطح مایع مخلوط شده و احتمالاً به غلظتی می‌رسد که در محدوده اشتعال‌پذیری مخلوط است.

برای رفع این مسأله معمولاً از یک گاز خنثی مثل نیتروژن یا دی اکسید کربن استفاده می‌شود تا با کاهش غلظت اکسیژن از شکل‌گیری مخلوط قابل اشتعال جلوگیری شود. در این حالت یک سیستم گازی پیچیده‌تر بوجود می‌آید - مثلاً هیدروکربن، اکسیژن و نیتروژن - و شرایط اشتعال‌پذیری که باید از طریق تجربی معلوم شوند در یک نمودار دو بعدی نمایش داده می‌شوند.

یک مثال جذاب عملی پر کردن یا تخلیه یک تانک است که عملیات نسبتاً خطرناکی است: بررسی سوابق گذشته نشان می‌دهد [۱۶] که ۸٪ کلیه حوادثی که در ارتباط با انتقال مواد خطرناک در واحدهای فرایندی رخ داده‌اند در ارتباط با این عملیات بوده‌اند.

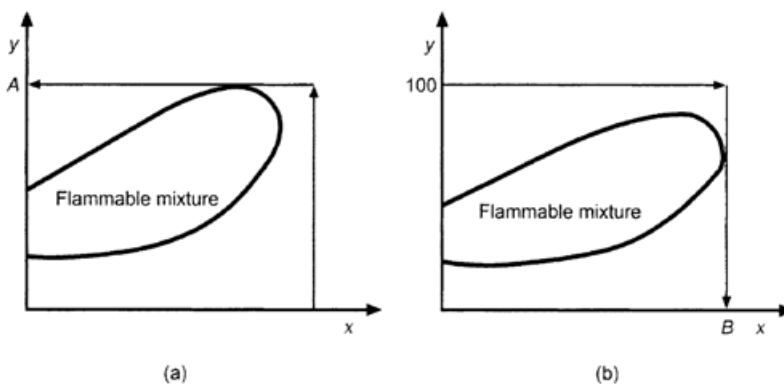
منشأ اصلی حوادث در تخلیه و پر کردن تانک این واقعیت است که حضور هوا و ورود آن به تانک حامل مایع اشتعال‌پذیر می‌تواند مخلوط آتش‌گیری در محدوده اشتعال‌پذیری شکل دهد. منابع جرقه مختلفی نیز ممکن است وجود داشته باشند که محتمل‌ترین مورد، جرقه‌هایی است که ممکن است بر اثر بار الکتریکی موجود بین سیال و تجهیز تولید شوند. جهت اجتناب از بروز چنین وضعیت‌های خطرناکی، باید دستورالعمل‌های مناسب در رابطه با به‌کارگیری گاز خنثی اجرا شود. این دستورالعمل‌ها با کمک نمودارهای X برحسب Y به صورت زیر بهتر توصیف می‌شوند.

$$x = \frac{\text{inert volume}}{\text{flammable volume}} \times 100$$

$$y = \frac{\text{flammable volume} + \text{inert volume}}{\text{total volume (flammable + inert + air)}} \times 100$$

هنگامی که قرار است یک مخزن خالی با یک مایع آتش‌گیر پر شود، در ابتدا مخزن پر از هوا است. لذا قبل از شروع عملیات $x = 0$, $y = 0$ است (شکل ۳-۳ a ملاحظه شود). در این حالت با ورود مایع، بخار مایع در سطح فوقانی منتشر می‌شود و غلظتش در مخلوط هوا-بخار در طول زمان بالا می‌رود. در یک نقطه مشخص این غلظت به LFL می‌رسد. از این نقطه به بعد و برای مدت زمان مشخصی، مخلوط آتش‌گیر درون مخزن وجود داشته و ریسک انفجار را به همراه خواهد داشت.

به منظور جلوگیری از این ریسک، گاز خنثی در ابتدای عملیات باید وارد شود لذا $x = \infty$, y به شکل تصاعدی افزایش می‌یابد. هنگامی که y به بالاترین مقدار در ناحیه اشتعال‌پذیری می‌رسد (مقدار A در شکل ۳-۳ a) مایع اشتعال‌پذیر را می‌توان وارد کرد. سپس مقدار X به تدریج کاهش می‌یابد، اما همواره خارج از محدوده اشتعال‌پذیری قرار می‌گیرد.



شکل ۳-۳-۳ (a) پر کردن تانک از یک مایع اشتعال پذیر با گاز خنثی. (b) تخلیه تانک حاوی مایع اشتعال پذیر حاوی گاز خنثی

حالت برعکس تخلیه تانک محتوی مایع اشتعال پذیر است. در این حالت با کاهش ارتفاع سطح مایع فضای گازی بالای مایع افزایش می یابد. جهت جلوگیری از کاهش فشار (که ممکن است باعث قطع جریان شود) بایستی اجازه ورود گاز به تانک داده شود. اگر این گاز یک اکسنده (مثل هوا) باشد احتمال تشکیل مخلوط آتش گیر و ریسک انفجار وجود دارد. مجدداً یک راه حذف ریسک استفاده از گاز خنثی است.

اگر تانک در حال خالی شدن باشد، فضای بالایی در ابتدا انباشته از بخار سوخت خواهد بود، (بدون هوا و گاز خنثی) بنابراین در ابتدا $x = 0\%$ و $y = 100\%$ است (شکل ۳-۳-۳b). اگر گاز خنثی اضافه شود، y ثابت می ماند (100%) و x به صورت تصاعدی افزایش می یابد تا به نقطه B برسد. از این لحظه به بعد هوا می تواند وارد شود در حالی که مایع بدون ریسک ایجاد مخلوط آتش گیر، جریان داشته باشد. غلظت در فضای بالایی معمولاً خارج از محدوده اشتعال پذیری خواهد بود.

۴-۲- دمای نقطه اشتعال

نقطه اشتعال پایین ترین دمایی است که در آن یک مایع اشتعال پذیر، بخار کافی از خود خارج می کند تا با تشکیل مخلوط آتش گیر با هوا و در حضور منبع جرقه شعله ایجاد شود. در حقیقت این نقطه ملاکی است از اینکه یک مایع چقدر ساده می تواند شعله ور شود: بنزین ($T_f \approx -42^\circ C$) عملاً همواره آماده اشتعال است؛ به عکس گازوئیل ($T_f \approx 66^\circ C$) در شرایط معمولی نسبتاً سخت شعله ور می شود. مواد با نقطه اشتعال بالاتر کمتر اشتعال پذیر و خطرناک هستند. از این رو نقطه اشتعال ملاک مهمی در ارزیابی میزان خطرناک بودن یک ماده از نظر آتش گیری است.

دمای نقطه اشتعال از طریق آزمایش به دست می آید. برای این کار دو روش وجود دارد. یکی آزمایش فنجان باز و دیگری فنجان بسته. در روش فنجان بسته معمولاً مقادیر، اندکی کمتر به دست می آیند. مقدار نقطه اشتعال بسته به دستگاه اندازه گیری کننده نیز ممکن است متفاوت باشد. این مطلب ممکن است اندکی باعث سردرگمی و پراکندگی اطلاعات در مراجع شود. در جدول ۳-۱ دمای نقطه اشتعال برای بسیاری از مواد ارائه شده است. بررسی گسترده تری نیز در ضمیمه موجود است.

رابطه نزدیکی میان نقطه جوش مایع و دمای نقطه اشتعالش مشاهده شده است و روابط بسیاری (معادلات سهمی گون و هذلولی گون مرسوم) در این زمینه منتشر شده‌اند. هرچند نتایج حاصل از آنها در اکثر مواقع انحراف زیادی با اعداد تجربی دارند. Satyanarayana and Rao [۱۷] رابطه جدیدی را ارائه کرده‌اند که بسیار دقیق‌تر به نظر می‌رسد. در این رابطه نتیجه انجام آزمایش دمای نقطه اشتعال برای ۱۲۰۰ ترکیب آلی بوده و دارای دقت بالایی (متوسط خطای مطلق کمتر از ۱٪) است که به صورت زیر برقرار است:

$$T_f = a + \frac{b \left(\frac{c}{T_o} \right)^2 e^{-\frac{c}{T_o}}}{\left(1 - e^{-\frac{c}{T_o}} \right)^2} \quad (۱۲-۳)$$

که در آن:

T_o - دمای جوش ماده (K) در فشار اتمسفریک

a, b, c - نیز ثابت (K) (جدول شماره ۳-۳ ملاحظه شود)

است.

جدول ۳-۳ - ثابت‌های مربوط به معادله (۱۲-۳) [۱۷]

Chemical group	a	b	c
Hydrocarbons	225.1	537.6	2217
Alcohols	230.8	390.5	1780
Amines	222.4	416.6	1900
Acids	323.2	600.1	2970
Ethers	275.9	700.0	2879
Sulphur	238.0	577.9	2297
Esters	260.8	449.2	2217
Ketones	260.5	296.0	1908
Halogens	262.1	414.0	2154
Aldehydes	264.5	293.0	1970
Phosphorus	201.7	416.1	1666
Nitrogens	185.7	432.0	1645
Petroleum fractions	237.9	334.4	1807

۳-۴ - دمای خود اشتعالی

دمای خود اشتعالی دمایی است که در آن ماده بدون حضور منبع جرقه آتش می‌گیرد. در تعریفی دیگر، پایین‌ترین دمایی است که ماده دستخوش خودگرمایی، با نرخی که برای مشتعل شدن آن کافی است، می‌شود. در تعریف دوم اشتعال اندکی دیرتر رخ می‌دهد. این تفاوت در تعریف، مجدداً دلیلی است بر پراکندگی اطلاعات تجربی. مقدار دمای خود اشتعالی برای چند ماده در جدول ۳-۱ گردآوری شده است و اطلاعات بیشتر در ضمیمه موجود است. تخمین تئوریک این پارامتر با در نظر گرفتن ساختار شیمیایی ماده و دستورالعمل نسبتاً پیچیده‌ای ممکن می‌باشد. با این

وجود مطمئن‌ترین مقادیر، مقادیر تجربی به دست آمده در شرایط یکسان (فشار، غلظت سوخت، غلظت اکسیژن) با شرایط واقعی می‌باشند.

۵- تخمین تشعشع گرمایی ناشی از آتش

توانایی پیش‌بینی پیامدهای آتش هم از نقطه نظر به کارگیری اقدامات پیشگیرانه و هم از لحاظ مدیریت بحران بسیار سودمند است. به عنوان مثال اگر شدت تشعشع گرمایی که یک مخزن را تحت تأثیر قرار می‌دهد مشخص باشد امکان طراحی سیستم آبخاری (deluge) برای حفاظت از تانک و پیشگیری از بروز آثار دومینو فراهم می‌شود. همچنین جهت تعیین فواصل ایمن لازم است از پیامدهای حوادث مختلف اطلاع داشته باشیم. اگر مانیتور فوم^۱ جایی نصب باشد که در هنگام حادثه در معرض تشعشع حرارتی شدید باشد، آتش نشان‌ها نمی‌توانند به آن نزدیک شده و از آن استفاده کنند. لذا مدلسازی ریاضی جهت پیش‌بینی شار حرارتی محسوس در یک نقطه با فاصله مشخص از منبع آتش لازم است.

تعدادی مدل‌های ریاضی توسط نویسندگان مختلف پیشنهاد شده است. برخی ساده‌تر از آن هستند که به جواب‌های قابل اعتماد برسند و برخی دیگر بسیار پیچیده‌اند و به اطلاعات زیادی نیاز دارند که اغلب موجود نیست. در اینجا یکی از معروفترین و متداول‌ترین مدل‌ها به نام مدل شعله جامد^۲ انتخاب شده است. توضیحی درباره مدل چشمه نقطه‌ای^۳ نیز با توجه به کاربردش در برخی موقعیت‌ها ارائه شده است.

۵-۱- مدل چشمه نقطه‌ای

در مدل چشمه نقطه‌ای فرض می‌شود آتش یک نقطه است که انرژی گرمایی را در تمام جهات منتشر می‌کند (شکل ۳-۴). این نقطه معمولاً مرکز هندسی آتش فرض می‌شود. انرژی منتشر شده کسری از کل انرژی آزاد شده در اثر سوختن است. به صورت کلی فرض می‌شود این انرژی در تمام جهات منتشر می‌شود. بنابراین شدت تشعشع حرارتی که به هدف می‌رسد با فرض اینکه با توان دوم فاصله از چشمه رابطه عکس داشته باشد به صورت زیر است:

$$I = \frac{Q_r}{4\pi l_p^2} \quad (3-13)$$

که در آن:

I - شدت شار حرارتی (kWm^{-2})

Q_r - گرمای آزاد شده به صورت تشعشع حرارتی بر واحد زمان (kW)

l_p - فاصله بین نقطه منبع و هدف (m)

است.

¹ Foam monitore

² Solid Flame Model

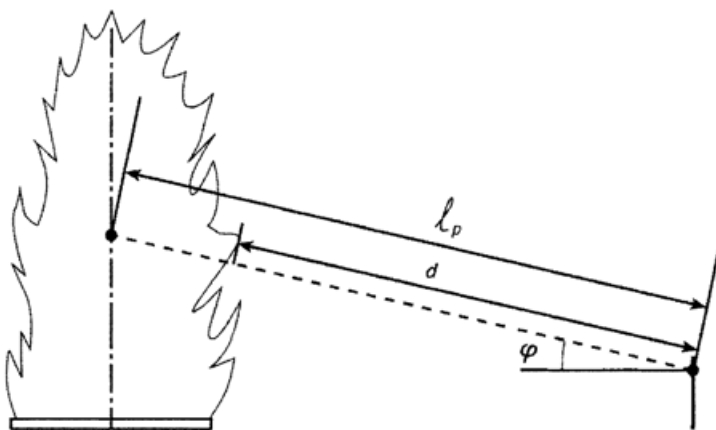
³ Point Source Model

برای آتش‌های فورانی و استخری، Q_r تابعی است از نرخ سوختن (m' (kgs^{-1}))، گرمای سوختن ΔH_c و جزء تشعشع η_{rad} که به معنی جزئی از احتراق است که به صورت تشعشع گرمایی منتشر می‌شود.

$$Q_r = \eta_{rad} m' \Delta H_c \quad (۱۴-۳)$$

جزء تشعشع پارامتر مهمی است که بر کل آتش تأثیر می‌گذارد و به عوامل مختلفی نظیر نوع سوخت، دمای شعله، نوع شعله، مقدار دودی که در حین سوختن ایجاد می‌شود و غیره وابسته است. مقادیر بین ۰/۱ تا ۰/۴ به صورت تجربی برای هیدروکربن‌ها به دست آمده است. محاسبه تئوریک این مقدار نسبتاً مشکل است و این یکی از محدودیت‌های مدل چشمه نقطه‌ای است. عبارت زیر برای آتش‌های استخری با قطر $D(m)$ پیشنهاد شده است [۱۸].

$$\eta_{rad} = 0.35 e^{-0.05D} \quad (۱۵-۳)$$



شکل ۳-۴ - مدل چشمه نقطه‌ای

مدل چشمه نقطه‌ای به قدری ساده است که جذب تشعشع گرمایی یا موقعیت سطح دریافت کننده تشعشع را به حساب نمی‌آورد. در حقیقت فرض می‌شود سطح درست مقابل منبع است و حداکثر شار گرمایی را دریافت می‌کند [۱۹].

معادله (۱۴-۳) را می‌توان با وارد کردن نقش این دو عامل به صورت زیر اصلاح کرد:

$$I = \frac{\eta_{rad} m' \Delta H_c \tau \cos \varphi}{4\pi l_p^2} \quad (۱۶-۳)$$

که در آن:

φ - زاویه بین صفحه عمود بر سطح دریافت کننده و خط واصل نقطه منبع و هدف ($^\circ$)

τ - ضریب گذردهی هوا می باشد.

مدل چشمه نقطه‌ای هندسه شعله را در نظر نمی‌گیرد، به همین علت شدت تشعشع گرمایی را نزدیک آتش بیشتر از میزان واقعی آن تخمین می‌زند. بنابراین بهتر است به عنوان مثال برای تعیین فاصله تجهیزات مجاور از هم به کار گرفته نشود. هرچند این مدل در فاصله‌های دورتر از پنج برابر قطر استخر از مرکز آتش، شدت تشعشع را با دقت مناسبی پیش بینی می‌کند. لذا بعضی اوقات از این مدل در محاسبات محافظه کارانه خطرات تهدید کننده پرسنل استفاده می‌شود.

گذردهی هوا

گذردهی هوا عبارت است از جذب تشعشع حرارتی در فضا به خصوص توسط دی اکسید کربن و بخار آب. این مسأله تشعشعی که در نهایت به سطح هدف می‌رسد را کاهش می‌دهد. گذردهی هوا به فاصله میان شعله و هدف وابسته است. در حالی که مقدار دی اکسید کربن در فضا نسبتاً ثابت است، مقدار بخار آب به دما و رطوبت فضا وابسته است. این پارامتر را می‌توان به کمک عبارت‌های زیر تخمین زد.

$$\tau = 1.53 \cdot (P_w \cdot d)^{-0.06} \quad \text{for} \quad P_w \cdot d < 10^4 N \cdot m^{-1} \quad (\text{a-17-3})$$

$$\tau = 2.02 \cdot (P_w \cdot d)^{-0.09} \quad \text{for} \quad 10^4 \leq P_w \cdot d \leq 10^5 N \cdot m^{-1} \quad (\text{b-17-3})$$

$$\tau = 2.85 \cdot (P_w \cdot d)^{-0.12} \quad \text{for} \quad P_w \cdot d > 10^5 N \cdot m^{-1} \quad (\text{c-17-3})$$

که در آن:

P_w - فشار جزئی آب در هوا (Nm^{-2})

d - فاصله بین سطح شعله و هدف است.

P_w - را به کمک رابطه زیر می‌توان تخمین زد:

$$P_w = P_{wa} \frac{H_R}{100} \quad (\text{18-3})$$

که در آن:

P_{wa} - فشار بخار آب اشباع در دمای هوا (Nm^{-2})

H_R - رطوبت نسبی هوا

است.

P_{wa} مطابق رابطه زیر و از روش‌های غالب هوا به دست می‌آید.

$$\ln P_{wa} = 23.18986 - \frac{3816.42}{(T - 46.13)} \quad (۱۹-۳)$$

که در آن:

P_{wa} - با واحد Nm^{-2} و T با واحد K بیان شده است.

مثال ۳-۴

یک آتش استخری ناشی از گازوئیل به قطر ۶ متر و ارتفاع شعله $۱۱/۵m$ متر موجود است. تشعشع گرمایی که به سطح مخزن عمودی در فاصله $۱/۶m$ متر بالای زمین می‌رسد را محاسبه کنید. فاصله دیواره مخزن از محیط استخر گازوئیل $۱۵m$ متر است (شکل ۳-۴). $\Delta H_c = ۴۱۹۰۰ \text{ kJkg}^{-1}$. دمای محیط ۱۶ درجه سانتیگراد، رطوبت نسبی هوا ۷۹% و $m = 0.05 \text{ kgm}^{-2} \text{ s}^{-1}$ می‌باشد.

راه حل

فاصله بین چشمه نقطه‌ای و هدف برابر است با:

$$l_p = \sqrt{\left(\frac{11.5}{2} - 1.6\right)^2 + (15 + 3)^2} = 18.5m$$

و فاصله بین سطح شعله و هدف مساوی است با:

$$\cos \alpha = \frac{18}{18.5} = 0.97$$

$$d = \frac{15}{\cos \alpha} = \frac{15}{0.97} = 15.5m$$

تخمین گذردهی هوا:

$$\ln P_{wa} = 23.18986 - \frac{3816.42}{(289.16 - 46.13)} = 7.486$$

$$P_{wa} = 1783 \text{ Nm}^{-2}$$

$$P_w = 1783 \frac{79}{100} = 1408 \text{ Nm}^{-2}$$

$$P_w d = 1408 \cdot 15.5 = 21824$$

بنابراین با استفاده از معادل ۳-۱۷-b:

$$\tau = 2.02(1408 \cdot 15.5)^{-0.09} = 0.82$$

$$\eta_{rad} = 0.35 e^{-0.056} = 0.26$$

نرخ سوختن

$$m' = 0.05\pi \frac{6^2}{4} = 1.414 \text{ kgs}^{-1}$$

بنابراین

$$I = \frac{0.26 \times 1.414 \times 41900 \times 0.82 \times 0.97}{4\pi 18.5^2} = 2.8 \text{ kWm}^{-2}$$

شدت تشعشع گرمایی اندازه گیری شده توسط رادیومتر به صورت تجربی برابر با $2/3 \text{ kWm}^{-2}$ [۲۰] بود.

۵-۲- مدل شعله جامد

این مدل، متداولترین مدل در تخمین تشعشع گرمایی آتش است و از مدل چشمه نقطه‌ای حتی در فواصل نزدیک شعله بسیار دقیق‌تر است.

در این روش فرض می‌شود آتش یک جسم ساکن و خاکستری است که شامل تمام حجم مرئی شعله می‌شود و از سطح خود تشعشع گرمایی منتشر می‌کند (شکل ۳-۵). تابش دود بالای آتش (شعله نامرئی) نیز به صورت جزئی در نظر گرفته می‌شود. در حقیقت، بیشتر مدل‌ها از بیشینه طول شعله به جای متوسط طول آن استفاده می‌کنند و این شامل بخشی از حجم دود بالای آتش نیز می‌شود. شکل شعله به ویژگی‌های آتش وابسته است. در مورد آتش استخری، شکل حوضچه مهم است. اگر استخر دایره‌ای شکل باشد، آتش به شکل استوانه نزدیک بوده و اگر هر گونه بادی موجود باشد استوانه کج می‌شود. اگر یک خاکریز مستطیلی سوخت مایع را نگه داشته باشد، آتش به صورت متوازی السطوح فرض می‌شود. در حالت‌های عمومی‌تر فرض می‌شود بدنه انرژی را از تمام سطحش به صورت یکنواخت منتشر می‌کند. شدت تشعشع حرارتی که به هدف مشخص می‌رسد برابر است با:

$$I = \tau F E \quad (۳-۲۰)$$

که در آن:

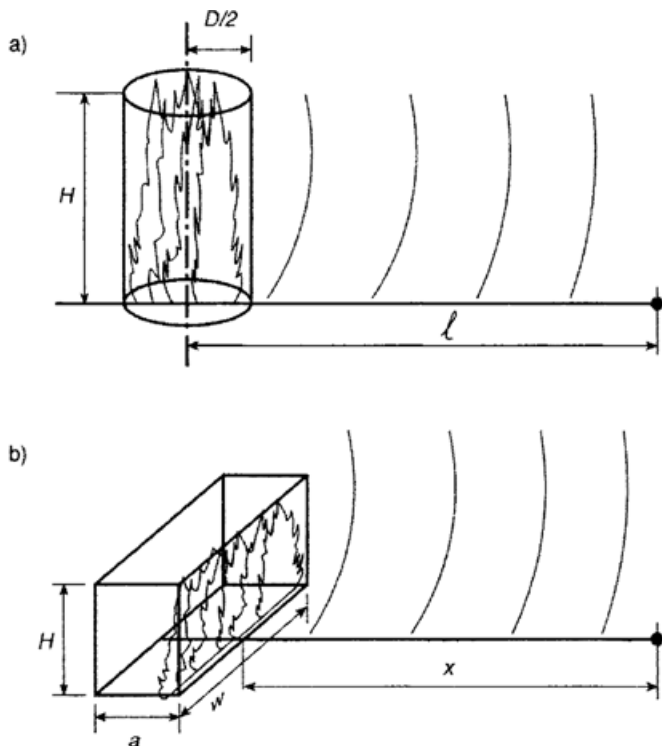
τ - گذردهی هوا

F - ضریب دید

E - متوسط توان تشعشع از شعله‌ها (kWm^{-2})

است.

در پاراگراف‌های زیر در رابطه با تخمین ضریب دید و توان تشعشع بحث شده است. در رابطه با گذردهی هوا نیز قبلاً در بخش ۵-۱-۱ بحث شد.



شکل ۳-۵ - مدل شعله جامد

۵-۲-۱- ضریب دید

ضریب دید که تقریباً در تمام محاسبات مربوط به تشعشع گرمایی وجود دارد، نسبتی است بین مقدار انرژی منتشر شده از شعله و میزان دریافت شده توسط شیئی که با شعله در تماس نیست. این نسبت به شکل و اندازه آتش، فاصله بین شعله و عنصر دریافت کننده و موقعیت مکانی شعله و عنصر دریافت کننده نسبت به هم، وابسته است.

این ضریب به صورت کلی با رابطه زیر قابل بیان است:

$$F_{dA_2 \rightarrow A_1} = \int_{A_1} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi d^2} dA_1 \quad (21-3)$$

که φ_1 و φ_2 زوایای ایجاد شده بین نرمال‌ها و dA_1 روی شعله و dA_2 روی عنصر دریافت کننده هستند و d فاصله بین سطح شعله و عنصر دریافت کننده است.

جدول ۳-۶- ضریب دید عمودی (F_v) برای آتش به شکل متوازی السطوح

H/x	w/x											
	10	5	3	2	1	0.75	0.5	0.25	0.2	0.1	0.05	0.02
10	0.2480	0.2447	0.2369	0.2234	0.1767	0.1499	0.1118	0.0606	0.0490	0.0249	0.0125	0.0050
5	0.2447	0.2421	0.2350	0.2221	0.1750	0.1491	0.1114	0.0604	0.0489	0.0248	0.0124	0.0050
3	0.2369	0.2350	0.2292	0.2176	0.1734	0.1478	0.1101	0.0598	0.0483	0.0245	0.0123	0.0049
2	0.2234	0.2221	0.2176	0.2078	0.1674	0.1427	0.1068	0.0581	0.0470	0.0239	0.0120	0.0048
1	0.1767	0.1760	0.1734	0.1674	0.1385	0.1193	0.0902	0.0494	0.0400	0.0203	0.0102	0.0041
0.75	0.1499	0.1494	0.1475	0.1427	0.1193	0.1032	0.0784	0.0431	0.0349	0.0178	0.0089	0.0036
0.50	0.1118	0.1114	0.1101	0.1068	0.0902	0.0784	0.0599	0.0331	0.0268	0.0137	0.0069	0.0027
0.25	0.0606	0.0604	0.0598	0.0581	0.0494	0.0431	0.0331	0.0184	0.0149	0.0076	0.0038	0.0015
0.20	0.0490	0.0489	0.0483	0.0470	0.0400	0.0349	0.0268	0.0149	0.0121	0.0062	0.0031	0.0012
0.10	0.0249	0.0248	0.0245	0.0239	0.0203	0.0178	0.0137	0.0076	0.0062	0.0031	0.0016	0.0006
0.05	0.0124	0.0123	0.0122	0.0120	0.0102	0.0089	0.0076	0.0038	0.0031	0.0016	0.0008	0.0003
0.02	0.0050	0.0050	0.0049	0.0048	0.0041	0.0036	0.0031	0.0015	0.0012	0.0006	0.0003	0.0001

مقدار بیشینه ضریب دید مربوط به سطحی عمود بر جهت تشعشع از رابطه زیر قابل محاسبه است.

$$F_{\max} = \sqrt{F_v^2 + F_h^2} \quad (۲۲-۳)$$

این یک عبارت ساده شده است و در مواردی که شعله بوسیله یک باد مخالف نسبت به هدف کج شده باشد، قابل استفاده نیست.

جدول ۳-۷- ضریب دید افقی (F_h) برای آتش به شکل متوازی السطوح

x/w	H/w							
	0.1	0.2	0.3	0.5	0.7	1.0	1.5	2.0
0.1	0.0732	0.1380	0.1705	0.1998	0.2126	0.2217	0.2279	0.2305
0.2	0.0263	0.0728	0.1105	0.1549	0.1774	0.1944	0.2063	0.2113
0.3	0.0127	0.0414	0.0720	0.1182	0.1459	0.1687	0.1855	0.1928
0.4	0.0073	0.0257	0.0485	0.0899	0.1190	0.1452	0.1660	0.1752
0.5	0.0047	0.0171	0.0339	0.0687	0.0966	0.1243	0.1478	0.1588
0.6	0.0032	0.0120	0.0245	0.0530	0.0784	0.1059	0.1312	0.1436
0.7	0.0023	0.0087	0.0182	0.0414	0.0638	0.0903	0.1162	0.1296
0.8	0.0017	0.0065	0.0139	0.0327	0.0522	0.0767	0.1028	0.1169
0.9	0.0013	0.0050	0.0108	0.0261	0.0429	0.0653	0.0908	0.1054
1.0	0.0010	0.0040	0.0086	0.0211	0.0355	0.0557	0.0803	0.0951
1.2	0.0007	0.0026	0.0056	0.0142	0.0249	0.0409	0.0629	0.0774
1.5	0.0004	0.0015	0.0032	0.0084	0.0152	0.0265	0.0440	0.0572
2.0	0.0002	0.0007	0.0015	0.0041	0.0076	0.0139	0.0253	0.0355
3.0	0.0001	0.0002	0.0005	0.0013	0.0026	0.0050	0.0100	0.0154
4.0	0.0000	0.0001	0.0002	0.0006	0.0011	0.0023	0.0047	0.0077
5.0	0.0000	0.0000	0.0001	0.0003	0.0006	0.0012	0.0026	0.0043

۵-۲-۲- قدرت انتشار

قدرت انتشار عبارت است از گرمای تشعشعی منتشر شده بر واحد سطح شعله و برای واحد زمان (kWm^{-2}) که نمایانگر خواص تشعشعی آتش است. در حقیقت تشعشع گرمایی که از شعله منتشر می‌شود از تمام حجم آتش (از سوخت گازی و داغ، محصولات احتراق و ذرات دوده) تولید می‌شود نه فقط سطح آن. بنابراین قدرت انتشار ساده سازی دو بعدی مناسبی از یک مسأله پیچیده انتقال حرارت سه بعدی است.

دو نوع پارامتر قدرت انتشار را می‌توان تعریف کرد:

الف- قدرت انتشار نقطه‌ای که از اندازه گیری سطح کوچکی از شعله حاصل می‌شود.

ب- قدرت انتشار متوسط که مطابق قدرت انتشار تمام سطح شعله است.

قدرت انتشار را می‌توان به صورت تابعی از گذردهی و دمای شعله بیان کرد:

$$E = \sigma \varepsilon (T_{fl}^4 - T_a^4) \quad (23-2)$$

که در آن:

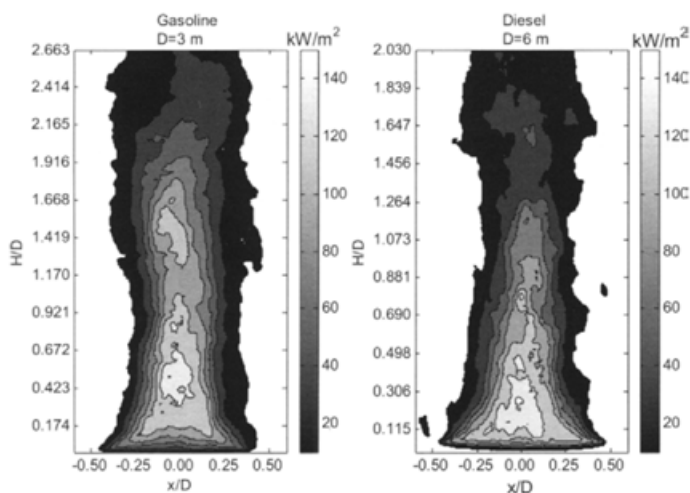
σ - ثابت استفان بولتزمان ($\text{Wm}^{-2}\text{K}^{-4}$)

ε - گذردهی

T_{fl} - دمای تشعشع شعله (K)

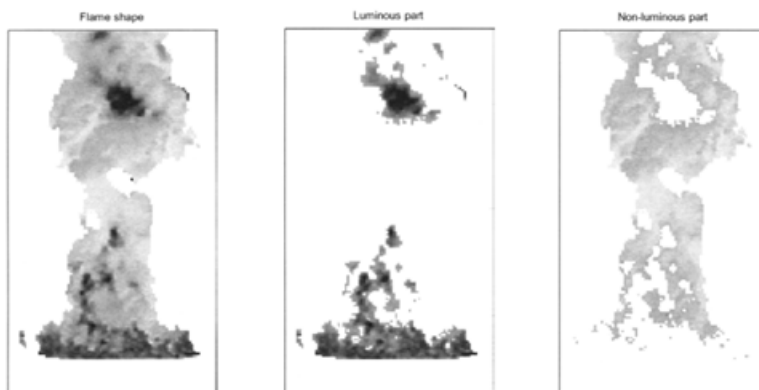
T_a - دمای محیط (K)

محاسبه T_{fl} (به میزان قابل توجهی پایین تر از دمای آدیاباتیک شعله) و ε بسیار مشکل است. چرا که دما در شعله یکنواخت نیست و با زمان تغییر می‌کند و نیز گذردهی به مواد موجود در شعله وابسته است. بنابراین معمولاً جهت تخمین مقدار E برای انواع آتش‌ها از روش‌های تجربی استفاده می‌شود و متناوباً از مقادیر تجربی آتش‌های مشابه در فرضیات استفاده می‌شود. قدرت انتشار با جا به جایی در آتش تغییر می‌کند. مقدار آن نزدیک کف آتش بیشینه است و با افزایش ارتفاع، مقدارش کاهش می‌یابد. شکل ۳-۶ نمودار دو نوع قدرت انتشار متداول را نشان می‌دهد [۲۳ و ۲۰] که در اثر یک آتش استخری ۳ متری بنزین (سمت چپ) و یک آتش استخری ۶ متری گازوئیل (سمت راست) به وجود آمده است. طول‌های عمودی و افقی با تقسیم شدن بر قطر استخر (D) به مقادیر بدون بعد تبدیل شده‌اند. تقریباً در نزدیکی سطح و در محدوده بین $\frac{H}{D} = 0.1$ تا $\frac{H}{D} = 0.6$ یک ناحیه بسیار درخشان به چشم می‌خورد. مقادیر E برای این ناحیه بین $100 - 80 \text{ kWm}^{-2}$ برای استخرهای ۱/۵ متری و بین 160 kWm^{-2} - ۱۲۰ برای استخرهای با قطر بیشتر تغییر می‌کند. در نوک شعله جایی که شعله درخشان جای خود را به دود می‌دهد به طرز چشمگیری مقادیر پایین تری از E را مشاهده می‌کنیم.



شکل ۳-۶- دو نمودار E متوسط. سمت چپ آتش استخری ۳ متری بنزین، سمت راست آتش استخری ۶ متری گازوئیل برگرفته از [۲۳].

اگر چه اغلب مقدار متوسط E برای کل سطح آتش فرض می‌شود اما در حقیقت در مورد اکثر سوخت‌ها دو ناحیه مجزا از هم را می‌توان در نظر گرفت. ناحیه درخشان و ناحیه غیر درخشان که هر کدام قدرت انتشار متفاوتی دارند. شکل ۳-۷ قسمت‌های درخشان و غیر درخشان آتش (گازوئیل، به قطر ۶ متر) را نشان می‌دهد که از روی هم قراردادن عکس‌های قابل رؤیت و عکس‌های مادون قرمز درست شده است [۲۰ و ۲۳].



شکل ۳-۷- قسمت‌های درخشان و غیر درخشان مربوط به آتش استخری ۶ متری روغن موتور، برگرفته از منبع [۲۳]

سهم هر کدام از دو بخش بسته به نوع آتش و خواص سوخت تغییر می‌کند. مقدار متوسط قدرت انتشار کل آتش با احتساب سهم هر کدام به صورت زیر است:

$$E_{av} = x_{lum} E_{lum} + (1 - x_{lum}) E_{soot} \quad (24-3)$$

که در آن:

x_{lum} - جزئی از سطح آتش است که توسط شعله درخشان پوشیده شده و E_{lum} و E_{soot} به ترتیب مقادیر E برای نواحی درخشان و غیر درخشان (kWm^{-2}) هستند.

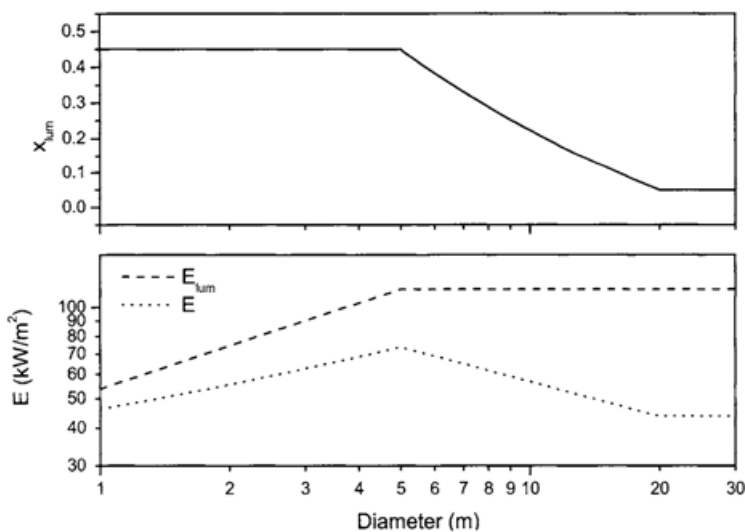
اطلاعات تجربی برای آتش استخری بنزین و گازوئیل با حوضچه دایره‌ای به قطر $1.5m \leq D \leq 6m$ [۲۳] نشان می‌دهند $E_{soot} = 40 kW$ مستقل از قطر حوضچه و نوع سوخت است. $E_{soot} = 40 kW$ هر چند با توجه به این که E_{lum} تابعی از قطر و نوع سوخت است مقدار متوسط E_{lum} بین ۸۰ تا $120 kWm^{-2}$ تغییر می‌کند. E_{lum} تا قطر ۵ m با افزایش قطر مطابق روابط زیر افزایش می‌یابد:

$$E_{lumgasoline} = 53.64D^{0.474} \quad (25-3)$$

$$E_{lumdiesel} = 28.03D^{0.877}$$

در حالی که برای $D \geq 5m$ ، $E_{lum} = 115 kWm^{-2}$

x_{lum} برای $D < 5m$ ثابت است ($x_{lum\text{بنزین}} = 0.45$ و $x_{lum\text{گازوئیل}} = 0.3$) در حالی که برای $D \geq 5m$ کاهش می‌یابد. اطلاعات کافی جهت مشخص کردن میزان کاهش و مقدار کمینه x_{lum} در دسترس نیست. برخی نویسندگان معتقدند فراتر از $D \geq 20m$ ، $x_{lum} = 0$ است.



شکل ۳-۸ - تغییر E_{lum} و x_{lum} و E به عنوان توابعی از قطر برای بنزین برگرفته از [۲۳]

در نتیجه، قدرت انتشار آتش‌های ناشی از سوخت‌های بنزین، گازوئیل و سوخت‌های مشابه از روابط زیر تخمین زده می‌شود:

$$E = x_{lum} E_{lum} + (1 - x_{lum}) E_{soot} \quad \text{for } D < 20m \quad (26-3)$$

$$E \approx E_{soot} \quad \text{for } D \geq 20m$$

شواهد تجربی نشان می‌دهند که E با افزایش قطر حوضچه افزایش می‌یابد که ناشی از افزایش E_{lum} است (در حالی که نسبت بین سطوح شعله‌های درخشان و غیر درخشان ثابت می‌ماند). وقتی E_{lum} به بیشینه خود می‌رسد، در نتیجه‌ی کاهش سطح درخشان شعله، E شروع به کاهش می‌کند. تغییرات x_{lum} و E برای بنزین در شکل ۳-۸ ترسیم شده است.

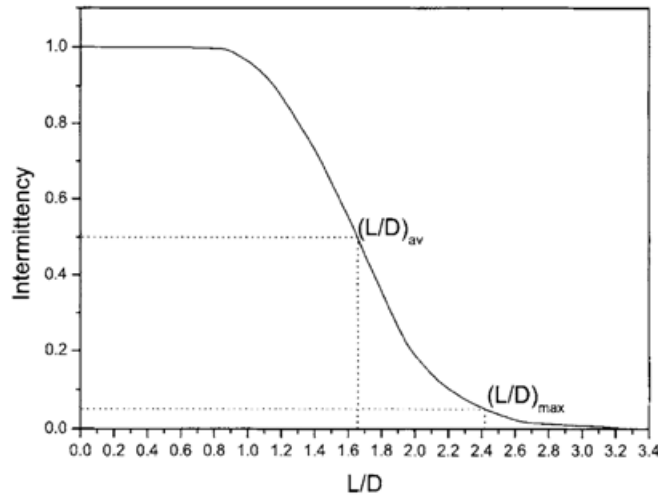
نهایتاً عبارت زیر نیز جهت تخمین مقدار E پیشنهاد شده است.

$$E = \frac{\eta_{rad} m \Delta H_c}{A} \quad (27-3)$$

که در آن A مساحت شعله جامد است (m^2) که تابش از آن صورت می‌گیرد. مقدار محافظه کارانه پیشنهاد شده برای η_{rad} معادل ۰/۳۵ می‌باشد.

۶- اندازه شعله

وقتی از مدل شعله جامد استفاده می‌کنیم اطلاع از اندازه و شکل شعله‌ها به منظور تخمین آثار آتش - یعنی تشعشعی که به هدف مفروض می‌رسد - لازم است. این اطلاعات همچنین در مواردی که فواصل نزدیک را از نظر تأثیر شعله روی تجهیزات مجاور بررسی می‌کنیم ضروری هستند. بنا بر دلایلی، تخمین این اطلاعات نسبتاً مشکل است. اولین مورد اینکه شعله اکثراً حالت غیر منظمی دارد و لذا شکل دقیق آن مشخص نیست. بنابراین معمولاً به یکی از اشکال هندسی مشخص (استوانه، متوازی السطوح، کره) تشبیه می‌شود. دوماً اندازه شعله‌ها به دلیل اغتشاش ذاتی پدیده علی‌الخصوص در آتش‌های بزرگ در طول زمان تغییر می‌کند. از همین رو است که مقادیر متوسط و حداکثر تعریف شده‌اند.



شکل ۳-۹ - تناوب مربوط به آتش استخری ۳ متری بنزین [۲۰]

یک مفهوم کمکی در تعریف این مقادیر، "معیار تناوب" است که بوسیله Zukoski و همکارانش [۲۴] گسترش یافته است. تناوب $i(L)$ جزئی از زمان است که طی آن طول شعله بزرگتر از L می‌باشد. این مفهوم در شکل ۳-۹ برای آتش استخری بنزین نمایش داده شده است. از این رو طول متوسط شعله طولی است که در آن مقدار تناوب برابر $0/5$ می‌شود. معمولاً حداکثر طول شعله طولی تعریف می‌شود که در آن تناوب برابر $0/5$ می‌گردد.

اندازه شعله‌ها به نرخ سوختن بستگی دارد که آن نیز تابع فاکتورهای مختلفی است (نوع سوخت، نوع آتش و غیره). معمولاً از روابط تجربی و نیمه تجربی در تخمین این مقادیر استفاده می‌شود. در پاراگراف‌های زیر گزیده‌ای از این روابط برای آتش‌های استخری و فورانی ارائه شده است.

۱-۶- اندازه آتش استخری

۱-۱-۱- قطر استخر

هنگامی که مایعی ریخته می‌شود و استخری شکل می‌گیرد دو حالت ممکن است بوجود آید: تشکیل استخر روی زمین یا روی سطح آب. پاراگراف‌های زیر به صورت مختصر در مورد تفاوت‌های این دو حالت بحث می‌کند.

استخرهای روی زمین

اگر مانع یا خاکریزی وجود داشته باشد که مایع ریخته شده را در خود نگه دارد قطر استخر ثابت خواهد بود. اگر خاکریز قائم الزوایه باشد قطر معادل برابر است با:

$$D = \sqrt{4 \frac{\text{surface area of the pool}}{\pi}} \quad (28-3)$$

اندازه استخر به مدت زمان و دبی ریزش وابسته است. از این رو ریزش مایعات را می‌توان به دو نوع تقسیم کرد:

- ریزش‌های ناگهانی
- ریزش پیوسته

اگر ریزش ناگهانی باشد، استخر آنقدر توسعه پیدا می‌کند تا به یک مانع فیزیکی برخورد کند (مثلاً خاکریز) و یا در صورت وجود آتش استخری بسوزد. در حالت ریزش پیوسته نیز، رشد استخر آنقدر ادامه می‌یابد تا به یک مانع فیزیکی برخورد کند و یا تا جایی که سرعت تبخیر یا نرخ سوختن برابر دبی جریان ریزش شود.

با وجود اینکه در عمل بیشتر ریزش‌ها به صورت نیمه پیوسته می‌باشند (یعنی مقدار معینی ماده در طول زمان مشخصی ریزش می‌کند) بهتر است معیاری جهت تشخیص ریزش‌های پیوسته و ناگهانی داشته باشیم. بدین منظور عبارت زیر پیشنهاد شده است [۲۵].

$$t_{cr} = \frac{t_{spill} \gamma}{V_l^{1/3}} \quad (۲۹-۳)$$

که در آن:

t_{cr} - زمان بحرانی بدون بعد

t_{spill} - مدت زمان ریزش (s)

γ - نرخ سوختن سوخت (ms^{-1})

V_l - حجم کل مایع ریخته شده (m^3).

است.

بر این اساس اگر $t_{cr} < 2 \times 10^{-3}$ باشد، ریزش ناگهانی خواهد بود و در غیر این صورت پیوسته فرض می‌شود.

برای ریزش‌های ناگهانی، بدون هیچ مانعی، قطر استخر را می‌توان به صورت تابعی از زمان با عبارت زیر بیان کرد [۳۱ و ۲۱].

$$D_{pool} = D_{max} \left[\frac{\sqrt{3}}{2} \left(\frac{t}{t_{max}} \right) \left[1 + \left(\frac{2}{\sqrt{3}} - 1 \right) \left(\frac{t}{t_{max}} \right)^2 \right] \right]^{1/2} \quad (۳۰-۳)$$

که در آن D_{max} بیشترین قطری است که استخر پیدا می‌کند:

$$D_{max} = 2 \left(\frac{V_l^3 g}{y^2} \right)^{1/8} \quad (۳۱-۳)$$

t_{max} - زمان لازم برای رسیدن به این قطر حداکثر است.

$$t_{\max} = 0.6743 \left(\frac{V_l}{g y^2} \right)^{1/4} \quad (32-3)$$

هرچند استخر در حالت بیشینه قطر تنها مدت کوتاهی باقی می‌ماند استفاده از این قطر در محاسبه تشعشع گرمایی آتش استخری منجر به زیاد برآورد کردن خطرات آتش می‌گردد [۷]. بنابراین در عمل بهتر است از یک قطر متوسط به صورت زیر استفاده کنیم:

$$D_{av} = 0.683 D_{\max} \quad (33-3)$$

در حالت رهايش پيوسته و بدون مانع فیزیکی، قطر معادل استخر در حال سوختن (در حالتی که نرخ رهايش و سوختن برابر است) و زمان لازم برای رسیدن به این قطر از عبارتهای زیر قابل تخمین هستند:

$$D_{eq} = 2 \left(\frac{V_l}{\pi y} \right)^{1/2} \quad (34-3)$$

$$t_{eq} = 0.564 \frac{D_{eq}}{(g y D_{eq})^{1/3}} \quad (35-3)$$

که در آن :

D_{eq} - قطر معادل (m)

V_l - نرخ نشت ($m^3 s^{-1}$)

t_{eq} - زمان لازم جهت رسیدن به D_{eq} (s)

است.

استخرهای روی آب

در حالت ریزش روی آب (معمولاً آب دریا) اگر جرقه ناگهانی وجود داشته باشد، می‌توان از معادله پیشنهاد شده برای ریزش روی زمین نرم استفاده کرد با این فرق که g را با g' مؤثر که طبق رابطه زیر تعریف می‌شود جایگزین کرد [۶]:

$$g' = g \left(1 - \frac{\rho_l}{\rho_{water}} \right) \quad (36-3)$$

که در آن:

ρ_l - چگالی مایع ریخته شده (kg m^{-3})

ρ_{water} - چگالی آب یا آب دریا (kg m^{-3})

است.

در حالت ریزش پیوسته اگر جرقه با تأخیر باشد و قطر استخر بیشتر از قطر معادل شود، پس از سوختن، قطر به زودی به اندازه قطر معادل می‌رسد و این مقدار تا زمانی که دبی ریزش ثابت باشد، ثابت می‌ماند. اگر قطر به مقداری برسد که ضخامت لایه ریخته شده بسیار کم شود (حدوداً $1/25\text{mm}$)، اشتعال حتی با حضور منبع جرقه نیز ممکن نخواهد شد.

اگر ریزش به صورت ناگهانی بوده و جرقه با تأخیر صورت گیرد، قطر به صورت تابعی از زمان تدریجاً تغییر می‌کند و فازهای زیر را پشت سر می‌گذارد [۲۶]:

در فاز اول نیروهای گرانشی و اینرسی غالب هستند:

$$D_1 = 2.28 \left[\frac{\rho_w - \rho_l}{\rho_w} g V_l t^2 \right]^{1/4} \quad (37-3)$$

که در آن:

ρ_w - چگالی آب (kg m^{-3})

ρ_l - چگالی مایع ریخته شده (kg m^{-3})

V_l - حجم سوخت مایع که به صورت ناگهانی رها شده (m^3)

t - زمان سپری شده از لحظه شروع رهاش (s)

است.

در فاز ۲، نیروهای چسبندگی غالب هستند:

$$D_2 = 1.96 \left[\frac{(\rho_w - \rho_l) g V_l^2 t^{3/2}}{\rho_l v_w^{1/2}} \right]^{1/6} \quad (38-3)$$

که در آن:

v_w - ویسکوزیته آب دریا ($\text{m}^2 \text{s}^{-1}$) است.

نهایتاً در فاز ۳، کشش سطحی، مکانیسم حاکم است:

$$D_3 = 3.2 \left(\frac{f_r^2 t^3}{\rho_w^2 V_w} \right)^{1/4} \quad (39-3)$$

که در آن:

f_r - کشش سطحی است (Nm^{-1}) که بین ۰/۰۰۵ تا ۰/۰۲ تغییر می‌کند.

۶-۱-۲- نرخ سوختن

نرخ سوختن معمولاً با استفاده از رابطه زیر تخمین زده می‌شود:

$$m = m_\infty (1 - e^{-kD}) \quad (40-3)$$

که در آن:

m_∞ - سرعت سوختن برای استخری با قطر بی نهایت ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$)

k - عددی ثابت (m^{-1}) است.

نویسندگان مختلف مقادیری را برای m_∞ و k پیشنهاد داده اند (جدول ۳-۸). برای آتش‌های با ابعاد بزرگ $m_\infty \approx m$

جدول ۳-۸- عباراتی برای تخمین سرعت سوختن

Authors	Diesel oil		Gasoline	
	$m_\infty, \text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$	k, m^{-1}	$m_\infty, \text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$	k, m^{-1}
Babrauskas [27]	0.034	2.80	0.055	2.10
Rew et al. [28]	0.054	1.30	0.067	1.50
Munoz et al. [23]	0.054	0.88	0.082	1.31

راه دیگری برای تخمین نرخ سوختن به کارگیری رابطه پیشنهادی Burgess [۲۹] می‌باشد:

$$m = 0.001 \frac{\Delta H_c}{\Delta h_v + c_p(T_o - T_a)} \quad (41-3)$$

که در آن:

ΔH_c - خالص گرمای سوختن (kJkg^{-1})

Δh_v - گرمای تبخیر سوخت در نقطه جوش (kJkg^{-1})

T_0 - دمای نقطه جوش در فشار اتمسفریک (K)

است.

نرخ سوختن آتش استخری با واحد ms^{-1} نیز قابل بیان است. رابطه میان این نرخ سوختن و نرخ سوختن جرمی عبارت است از:

$$y = \frac{m}{\rho_l} \quad (42-3)$$

۶-۱-۳- ارتفاع و طول شعله‌ها

ارتفاع شعله مرئی تابعی از قطر حوضچه و سرعت سوختن می‌باشد. از بین عبارتهای گوناگونی که جهت تخمین ارتفاع شعله ارائه شده‌اند، رابطه ارائه شده توسط [۳۰] Thomas از همه متداول‌تر است:

$$\frac{H}{D} = 42 \left[\frac{m}{\rho_a \sqrt{gD}} \right]^{0.61} \quad (43-3)$$

این عبارت متوسط ارتفاع شعله (یا طول اگر شعله مورب باشد) را می‌دهد. بیشینه طول را با توجه به طول متوسط می‌توان از روی رابطه زیر تخمین زد:

$$\left(\frac{L}{D} \right)_{\max} = 1.52 \left(\frac{L}{D} \right)_{\text{average}} \quad (44-3)$$

۶-۱-۴- تأثیر باد

باد می‌تواند روی طول شعله تأثیر داشته باشد. یک تحقیق جدید [۳۱] نشان می‌دهد تأثیر باد روی سرعت سوختن برای $u_w < 2 \text{ m s}^{-1}$ تقریباً ناچیز است. در سرعت‌های بالاتر عبارت زیر اغلب استفاده می‌شود [۳۰].

$$\frac{H}{D} = 55 \left[\frac{m}{\rho_a \sqrt{gD}} \right]^{0.67} u^{*-0.21} \quad (45-3)$$

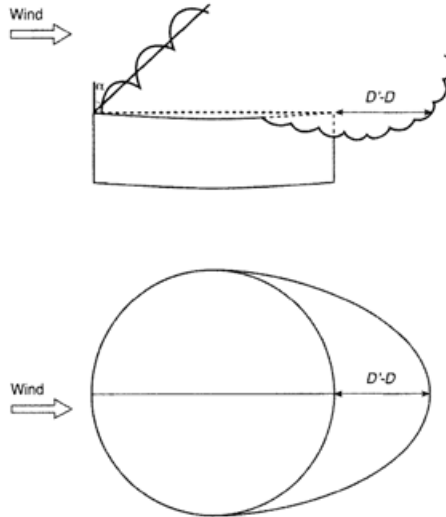
u^* - سرعت باد بدون بعد عبارت است از:

$$u^* = \frac{u_w}{\left(\frac{g m D}{\rho_a} \right)^{1/3}}, \quad (\text{if } u^* < 1 \text{ then it is assumed } u^* = 1) \quad (46-3)$$

که در آن:

$-u_w$ - سرعت باد است (m s^{-1})

باد همچنین می‌تواند شعله‌ها را کج کرده و قسمت تحتانی آنها را به مقدار محسوسی جا به جا کند (شکل ۳-۱۰) و از این رو باعث می‌شود شعله‌ها به لبه‌های حوضچه سرایت کنند و پایه شعله طولانی‌تر شود. این مسئله هنگامی که تجهیزاتی در مجاورت آتش قرار دارد بسیار حائز اهمیت می‌گردد چرا که میزان تشعشع گرمایی افزایش خواهد یافت.



شکل ۳-۱۰ - کجی و کشیدگی شعله در آتش‌های مخزنی و استخری برگرفته از مرجع [۳۲]

اگر فاصله بین تجهیزات زیاد نباشد مثل تانک‌های کنار هم، شعله‌ها ممکن است بخشی از این تجهیز را در بر گیرند. اگر تماس شعله با تجهیز رخ دهد، شارحرارتی به شدت افزایش یافته و ممکن است منجر به نقص اساسی در تجهیز شود. بنابراین کجی و کشیدگی شعله در حضور باد باید مورد ارزیابی قرار گیرد.

کجی شعله با استفاده از عبارت زیر می‌تواند برآورد شود [۲۳ و ۲۵]:

$$\cos \alpha = 1 \quad \text{for } u^* \leq 1$$

$$\cos \alpha = 1 / \sqrt{u^*} \quad \text{for } u^* > 1$$

و کشیدگی شعله برای هر سوختی توسط رابطه زیر به دست می‌آید [۳۳ و ۳۲].

$$\frac{D'}{D} = 1.5 \left(\frac{u_w^2}{gD} \right)^{0.069} \quad (۳-۴۷)$$

مثال ۳-۵

شکستگی ناگهانی مخزنی حاوی ۳۵۰۰ m^3 بنزین را تصور کنید. مخزن درون خاکریز نگهدارنده‌ای به قطر ۶۰ m قرار دارد و باد آرامی می‌وزد ($u_w = ۱/۵ \text{ m s}^{-1}$).

الف - بیشینه تشعشع روی دیواره مخزن که در فاصله ۲۵ متری از دیواره خاکریز نگهدارنده است را تخمین بزنید.

ب- اگر برای مدت کوتاهی سرعت باد به 6ms^{-1} افزایش یابد، آیا آتش مجموعه‌ای از شیرها که در ۱۴ متری (در جهت باد) خاکریز نگهدارنده قرار دارند را در بر می‌گیرد؟ چگالی بنزین مایع 0.87kgm^{-3} ، دمای محیط 18°C ، رطوبت نسبی 70% و دانسیته هوا 1.2kgm^{-3} .

راه حل

الف- محاسبه بیشینه قطر استخر (رابطه ۳-۳۱)، با استفاده از مقدار تقریبی $0.082 \text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$ برای نرخ سوختن (جدول ۳-۸):

$$D_{\max} = 2 \left(\frac{3500^3 \times 9.81 \times 870^2}{0.082^2} \right)^{1/8} = 576 \text{ m.}$$

از آن جایی که این مقدار بیشتر از قطر خاکریز است، قطر حوضچه 60m متر خواهد بود. اکنون نرخ تقریبی سوختن برای این قطر استخر می‌تواند بازبینی شود (رابطه ۳-۴۰):

$$m = 0.082(1 - e^{-1.31 \times 60}) = 0.082 \text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$$

تخمین ارتفاع شعله (رابطه ۳-۴۳):

$$H = 60.42 \left[\frac{0.082}{1.2 \sqrt{9.81 \times 60}} \right]^{0.61} = 70 \text{ m}$$

از تأثیر باد نیز می‌توان صرف نظر کرد ($u^* = 0.44$)

قدرت انتشار: از آنجا که $D > 20 \text{m}$ $E \approx E_{\text{soot}} \approx 40 \text{kWm}^{-2}$

محاسبه گزدهی هوا: از رابطه (۳-۱۹) داریم: $P_{\text{wa}} = 2027 \text{Nm}^{-2}$

بنابراین:

$$P_w = 2027 \frac{70}{100} = 1419 \text{Nm}^{-2}$$

با به کارگیری رابطه (۳-۱۷-ب):

$$\tau = 2.02(1419 \times 25)^{-0.09} = 0.79$$

ضریب دید را می‌توان از جدول ۳-۴ استخراج کرد. $\frac{H}{(D/2)} = 2.3$ ، $\frac{l}{(D/2)} = 1.8$ ؛ با درون یابی خواهیم داشت: $F_v = 0.265$. برای سطح افقی از جدول ۳-۵، $F_h = 0.165$ بنابراین:

$$F_{\max} = \sqrt{0.265^2 + 0.165^2} = 0.312$$

با به کارگیری مدل شعله جامد:

$$I = 0.79 \times 0.312 \times 40 = 9.8 \text{ kWm}^{-2}$$

ب - در سرعت باد 6 ms^{-1} کشیدگی شعله محسوس است و با استفاده از رابطه (۳-۴۷) قابل تخمین است:

$$D' = 60 \times 1.5 \left(\frac{6^2}{9.81 \times 60} \right)^{0.069} = 75.5 \text{ m}$$

$D' - D = 15.5 \text{ m} > 14 \text{ m}$ بنابراین شیرها در آتش قرار می‌گیرند.

۶-۲- اندازه آتش فورانی

آتش فورانی یا مشعلی جزء شعله‌های نفوذی و به شدت متلاطم است. این آتش‌ها می‌توانند بر اثر رهاپش تصادفی گاز سوختنی - مثلاً نشتی از یک لوله شکسته، فلنج یا شیر اطمینان - یا در نتیجه فلر کردن در طی فرایند یا در شرایط اضطراری اتفاق بیفتند. آتش‌های فورانی تصادفی در بسیاری از قسمت‌های کارخانه‌ها یا حوادث مربوط به حمل و نقل اتفاق افتاده‌اند و اغلب به تجهیزات برخورد کرده‌اند.

در این موارد، بر اثر انتقال حرارت همرفتی بالای ناشی از سرعت بالای جریان و سوختن مناسب، شار حرارتی زیادی منتقل می‌شود.

آتش‌های فورانی منجر به رخ دادن موارد زیادی BLEVE یا انفجارهای مشابه شده‌اند. فلرها نیز با وجود اینکه جهت رعایت ایمنی در دودکش‌های بلندی قرار دارند، انرژی تشعشعی زیادی آزاد می‌کنند.

در هر دو مورد جهت بررسی آثار آتش فورانی و تعیین حریم ایمن به برآوردی از اندازه آتش فورانی و شار گرمایی آن به صورت تابعی از فاصله احتیاج است.

۶-۲-۱- جریان جت

در یک رهاپش تصادفی، در صورت تحقق روابط زیر به سرعت صوت می‌رسیم (سرعت صدا در گاز در شرایط گاز خروجی):

$$\frac{P_o}{P_{cont}} \leq \left[\frac{2}{\gamma + 1} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (۳-۴۸)$$

که در آن:

P_0 - فشار اتمسفریک (Nm^{-2})

P_{cont} - فشار داخل مخزن یا لوله (Nm^{-2}) می‌باشند.

سرعت صوت حداکثر سرعت ممکن در یک رهايش تصادفی است که سرعت اختناق نیز نامیده می‌شود. وقتی به سرعت صوت در خروجی می‌رسیم، افزایش بیشتر P_{cont} تأثیری در افزایش بیشتر سرعت گاز در خروجی نخواهد داشت. هرچند از آنجایی که دانسیته گاز با فشار افزایش می‌یابد، دبی جرمی به صورت خطی با افزایش فشار، افزایش می‌یابد. برای بیشتر گازها اگر فشار در منبع بالاتر از $1/7-1/9 \text{ bar}$ باشد سرعت صوت حاصل می‌شود. این حالت وضعیت متداول در رهايش‌های تصادفی است.

عبارت‌های زیر در ارتباط با جت گاز مهم می‌باشند. سرعت صوت در یک گاز مفروض در دمای T برابر است با:

$$u_s = \sqrt{\frac{\gamma T R 10^3}{M_v}} \quad (49-3)$$

که در آن:

u_s - با واحد ms^{-1} و R ثابت گاز ایده ال ($8/314 \text{ kJ kmol}^{-1} \text{K}^{-1}$) است.

دمای گاز در جت منبسط شده و در خروجی سوراخ عبارت است از:

$$T_j = T_{cont} \left(\frac{P_o}{P_{cont}} \right)^{\left(\frac{\gamma-1}{\gamma} \right)} \quad (50-3)$$

که در آن:

ρ_o - فشار اتمسفریک (Nm^{-2})

P_{cont} - فشار اولیه گاز در مخزن یا لوله (Nm^{-2})

T_{cont} - دما در مخزن یا لوله (K)

قطر مؤثر سوراخ، d_s ، عبارت است از قطر یک سوراخ فرضی که هوا با دانسیته Pa را با همان دبی که گاز خارج می‌شود رها می‌کند. d_s را می‌توان از روی رابطه زیر محاسبه کرد:

$$d_s = \sqrt{\frac{4m'}{\pi \rho_a u_j}} \quad (a-51-3)$$

که در آن:

m' - دبی جرمی گاز (kg s^{-1})

u_j - سرعت در جت منبسط شونده در خروجی گاز ($m s^{-1}$) می‌باشند.

d_s را همچنین می‌توان از این رابطه محاسبه کرد:

$$d_s = d_{or} \sqrt{\frac{\rho_j}{\rho_a}} \quad (a-52-2)$$

که در آن:

P_{air} - دانسیته هوای محیط ($kg m^{-3}$)

ρ_j - دانسیته گاز در خروجی

است.

برای جریان چوک نشده، $\rho_j = \rho_g^0 (273/T_j)$ ؛ برای جریان در حالت اختناق، جت تا رسیدن به فشار اتمسفریک در پایین دست سوراخ منبسط می‌شود. بنابراین:

$$d_s = d_j \sqrt{\frac{\rho_j}{\rho_a}} \quad (b-52-2)$$

که:

$$d_j = \sqrt{\frac{4 \cdot m}{\pi u_j \rho_j}} \quad (53-2)$$

که در آن:

ρ_j - چگالی گاز در جت منبسط شده است و u_j از روابط زیر محاسبه می‌شود:

$$u_j = M_j \sqrt{\frac{\gamma R T_j}{M_v}} \quad (54-2)$$

$$M_j = \sqrt{\frac{(\gamma + 1) \left(\frac{P_{or}}{P_0} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 2}{(\gamma - 1)}} \quad (55-2)$$

که در آن:

M_j - عدد ماخ مربوط به جریان چوک شده در جت منبسط شونده

ρ_o - فشار اتمسفریک (Nm^{-2})

ρ_{or} - فشار استاتیک در صفحه خارجی سوراخ (اریفیس)

است.

$$P_{or} = P_{cont} \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (۵۶-۳)$$

۶-۲-۲- شکل و اندازه آتش فورانی

معادلات متفاوتی توسط نویسندگان مختلف جهت پیش بینی شکل و اندازه آتش فورانی پیشنهاد شده است که نتایج نسبتاً پراکنده‌ای دارند.

در اینجا دو مدل کلاسیک به ترتیب برای موقعیت‌های آرام و وضعیت‌های همراه با باد انتخاب شده است.

در شرایط وزش باد ملایم، طول شعله‌ها در آتش فورانی به صورت ساده‌ای با استفاده از عبارت پیشنهادی Hawthorne و همکارانش [۳۴] قابل تخمین‌اند:

$$\frac{L}{d_{or}} = \frac{5.3}{c_{st-vol}} \left[\frac{T_{ad}}{\alpha_{st} T_{cont}} \left(c_{st} + (1 - c_{st}) \frac{M_a}{M_v} \right) \right]^{1/2} \quad (۵۷-۳)$$

که در آن:

L - طول شعله مرئی (m)، فاصله بین محل خیزش تا نوک شعله

C_{st-vol} - جزء مولی سوخت در مخلوط استوکیومتریکی هوا- سوخت

T_{ad} - دمای شعله آدیاباتیک (K)

M_a - وزن مولکولی هوا (kg kmole^{-1})

α_{st} - نسبت مول‌های واکنش دهنده به مول‌های محصول برای مخلوط استوکیومتریکی هوا- سوخت

است.

رابطه (۵۷-۳) می‌تواند برای گازهای هیدروکربنی به صورت زیر ساده شود [۳۴] و [۶].

$$\frac{L}{d_{or}} = \frac{15}{c_{st-vol}} \left(\frac{M_a}{M_v} \right)^{1/2} \quad (۵۸-۳)$$

فاصله خیزش، s ، توسط رابطه زیر قابل تخمین است [۳۵]:

$$s = \frac{6.4\pi d_{or} u_j}{4u_{av}} \quad (۵۹-۳)$$

که در آن:

d_{or} - قطر سوراخ است (m)

u_{av} - سرعت متوسط جت ($u_{av} \approx 0.4u_j$) ($m s^{-1}$)

است.

نهایتاً با استفاده از رابطه زیر می‌توان قطر آتش فورانی را به عنوان تابعی از طول آن تخمین زد:

$$Dj = 0.29x \left[\ln \frac{L+s}{x} \right]^{1/2} \quad (۶۰-۳)$$

که در آن:

x - فاصله محوری از سوراخ (m)

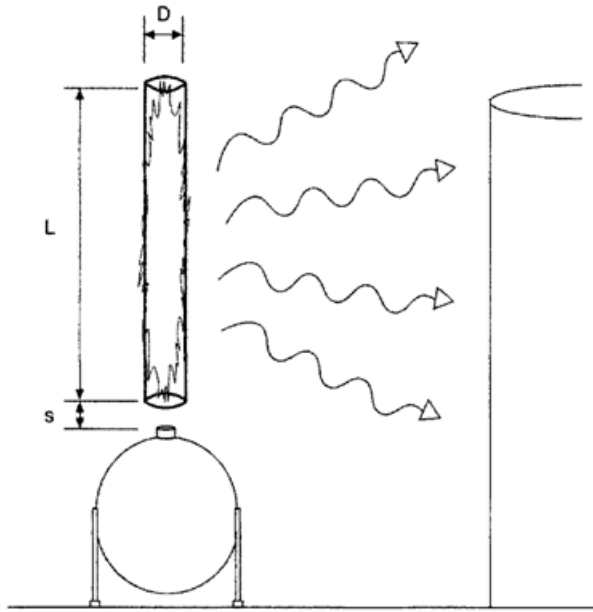
s - فاصله خیزش (m)

است.

مثال ۳-۶

به یک مخزن استوانه‌ای حاوی بوتان تا ۵۱ درجه سانتیگراد گرما داده شده است. گاز از یک تجهیز رها سازی (قطر داخلی خروجی: ۰/۰۲۵m) که در بالای تانک و ۴ متر بالاتر از سطح زمین قرار دارد (شکل ۳-۱۱) تخلیه می‌شود. بادی نمی‌وزد. بیشینه تشعشع گرمایی روی دیواره مخزن مجاور، که در فاصله افقی ۹ متری از محور جت قرار دارد، را محاسبه کنید (در فاصله ۴/۵ متر بالای سطح زمین).

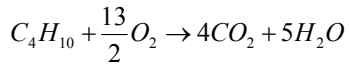
$\Delta H_c = ۴۵۷۰۰ \text{ kJkg}^{-1}$ ، $\gamma = ۱/۱۱$ ، ثابت معادله آنتوان برای بوتان $A = ۴/۳۵۵۷۶$ ، $B = ۱۱۷۵/۵۸$ ، $C = -۲/۰۷۱$ ، دمای محیط = ۱۸ درجه سانتیگراد، رطوبت نسبی = ۵۰٪.



شکل ۳-۱۱- آتش فورانی در وضعیت آرام

راه حل

واکنش احتراق عبارت است از:



$$C_{st-vol} = \frac{1}{1 + \frac{13}{2} \frac{1}{0.21}} = 0.0313$$

تخمین طول شعله توسط رابطه ۳-۵۸:

$$L = 0.025 \frac{15}{0.0313} \left(\frac{29}{58} \right)^{1/2} = 8.4m$$

تخمین فاصله خیزش با استفاده از رابطه ۳-۵۹:

$$s = \frac{6.4 \pi 0.025 u_j}{4 \times 0.4 u_j} = 0.3m$$

فشار داخل ظرف:

$$\log P = 4.35576 - \frac{1175.58}{324 - 2.071}, P = 5bar$$

محاسبه نرخ دبی جرمی سوخت با استفاده از رابطه ۲-۱۹:

$$m' = \pi \frac{0.025^2}{4} \cdot 0.62 \times 5 \times 10^5 \sqrt{1.11 \left(\frac{2}{1.11+1} \right)^{\frac{1.11+1}{1.11-1}} \frac{58}{324 \times 8.314 \times 10^3}} = 0.447 kgs^{-1}$$

Brzustowski [۳۵]، مقدار زیر را برای جزء تشعشعی گرمایی در آتش‌های فورانی بوتان ارائه داده است:

$$\eta_{rad} = 0.3$$

اگر آتش فورانی به صورت استوانه‌ای فرض گردد با توجه به رابطه (۳-۶۰) قطر متوسط $D=1m$ به دست می‌آید.

تخمین متوسط قدرت انتشار با استفاده از رابطه (۳-۲۷) صورت می‌گیرد.

$$E = \frac{0.3 \times 0.447 \times 45,700}{\pi \times 1 \times 8.4 + 2\pi \frac{1^2}{4}} = 215 kWm^{-2}$$

تخمین ضریب دید به کمک جدول (۳-۴): $F_v = 0.238$ ، برای رطوبت نسبی 0.50% و $l = 9 m$ و $\tau = 0.88$ بنابراین شدت تشعشع گرمایی (رابطه ۳-۲۰) عبارتست از:

$$I = 0.0238 \times 215 \times 0.89 = 4.5 kWm^{-2}$$

۶-۲-۳- تأثیر باد

باد می‌تواند تأثیر مشهودی روی آتش فورانی داشته باشد. مدل نسبتاً پیچیده پیشنهاد شده توسط Chamberlain [۳۶ و ۳۷] که شعله‌های فورانی را که با یک مخروط ناقص توصیف می‌کند در اینجا انتخاب شده است (شکل ۳-۱۲).

قبل از هر چیز پارامتر کمکی Y باید از طریق آزمون و خطا محاسبه شود:

$$0.024 \left(\frac{gd_s}{u_j^2} \right)^{1/3} Y^{5/3} + 0.2Y^{2/3} - c_c = 0 \quad (۳-۵۹)$$

برای پارافین‌ها:

$$C_c = (2.85 / C_{st-mass})^{2/3}$$

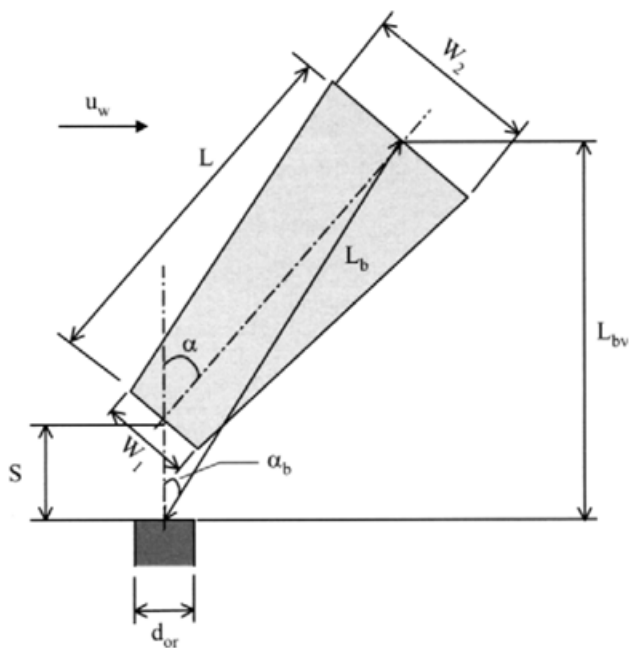
که در آن:

$C_{st-mass}$ - جزء جرمی استوکیومتریکی سوخت است.

در هوای ساکن، طول شعله که از مرکز خروجی سوراخ تا نوک شعله محسوب می‌شود با استفاده از عبارت زیر محاسبه می‌شود:

$$L_{bo} = Yd_s \quad (۶۰-۳)$$

که L_{bo} با واحد متر به کار می‌رود.



شکل ۳-۱۲- تأثیر باد روی آتش فورانی [۳۹ و ۳۶]

در حضور باد:

$$L_b = L_{bo} (0.51e^{-0.4u_w} + 0.49) (1 - 6.07 \times 10^{-3} (\theta_{fv} - 90)) \quad (۶۱-۳)$$

که در آن:

θ_{fv} - زاویه بین محور سوراخ و بردار باد است (°).

فاصله خیزش عبارتست از:

$$s = L_b \frac{\sin((0.185 e^{(-20R_w)} + 0.015)\alpha)}{\sin \alpha} \quad (\text{a-۶۲-۳})$$

که در آن:

$$R_w = u_w / u_j \text{ برابر است با نسبت سرعت باد به سرعت جت فوران}$$

در هوای ساکن داریم:

$$s = 0.2 L_b \quad (\text{b-۶۲-۳})$$

طول شعله (طول هرم ناقص) برابر است با:

$$L = \sqrt{L_b^2 - s^2 \sin^2 \alpha} - s \cos \alpha \quad (\text{۶۳-۳})$$

اگر $R_w \leq 0.5$ باشد، زاویه انحراف به صورت زیر قابل محاسبه است:

$$\alpha = (\theta_{jv} - 90) \left(1 - e^{-25.6 R_w}\right) + 8000 \frac{R_w}{Ri_{Lbo}} \quad (\text{a-۶۴-۳})$$

و اگر $R_w > 0.5$

$$\alpha = (\theta_{jv} - 90) \left(1 - e^{-25.6 R_w}\right) + \frac{(134 + 1726(R_w - 0.026))^{1/2}}{Ri_{Lbo}} \quad (\text{b-۶۴-۳})$$

که در آن:

Ri_{Lbo} - عدد ریچاردسون بر مبنای L_{bo} است:

$$Ri_{Lbo} = L_{bo} \left(\frac{g}{d_s^2 u_j^2} \right)^{1/3}$$

9

$$\cos \theta_{jv} = \cos \Omega \cos \theta_j$$

Ω عبارتست از زاویه بین جهت باد و نرمال عمود بر لوله در صفحه افقی؛ θ_j برابر است با زاویه بین محور سوارخ و افق بر روی پلان عمودی. نهایتاً پهنای مخروط ناقص (به ترتیب پایه و نوک) با استفاده از روابط زیر قابل محاسبه است.

$$W_1 = d_s \left(13.5 e^{-6R_w} + 1.5 \right) \left[1 - \left[1 - \left(\frac{\rho_{air}}{\rho_j} \right)^{1/2} \frac{1}{15} \right] e^{-70 Ri_{ds} C' R_w} \right] \quad (۶۵-۳)$$

$$W_2 = L_b \left(0.18 e^{-1.5R_w} + 0.31 \right) \left(1 - 0.47 e^{-25R_w} \right) \quad (۶۶-۳)$$

که در آن:

Ri_{ds} - برابر است با عدد ریچاردسون بر پایه قطر منبع و C' تابعی است از R_w :

$$Ri_{ds} = d_s \left(\frac{g}{d_s^2 u_j^2} \right)^{1/3}$$

$$C' = 1000 e^{-100R_w} + 0.8$$

قطر آتش فورانی را می‌توان با استفاده از رابطه (۳-۵۸) به صورت تابعی از طولش تخمین زد. مساحت شعله (A) نیز با فرض تشکیل استوانه با یک قطر متوسط قابل تخمین است.

$$A = \frac{\pi}{2} \left(\frac{W_1 + W_2}{2} \right)^2 + L \pi \left(\frac{W_1 + W_2}{2} \right) \quad (۶۷-۳)$$

مقدار E را با استفاده از رابطه (۳-۲۷) می‌توان تخمین زد [۳۶]:

$$\eta_{rad} = 0.21 e^{-0.00323u_j} + 0.11 \quad (۶۸-۳)$$

برای فواصل نسبتاً زیاد، مثلاً در مورد مشعل‌ها، مدل چشمه نقطه‌ای می‌تواند به کار گرفته شود.

مثال ۳-۷

مانند مثال ۳-۶ و با سرعت باد معادل 6 ms^{-1} شکل و اندازه آتش فورانی را تعیین کنید. تشعشع (مدل چشمه نقطه‌ای) روی هدفی را که در سطح زمین و فاصله ۱۵ متری در جهت باد قرار دارد تخمین بزنید.

راه حل

محاسبه پارامترهای مختلف جت (فوران):

$$P_{or} = 5 \left(\frac{2}{1.09+1} \right)^{\frac{1.09}{1.09-1}} = 2.9 \text{ bar}$$

$$T_j = 324 \left(\frac{1.01}{5} \right)^{\frac{1.09-1}{1.09}} = 284 \text{ K}$$

$$\rho_j = 2.6 \frac{273}{284} = 2.5 \text{ kgm}^{-3}$$

$$M_j = \sqrt{\frac{(1.09+1) \left(\frac{2.9}{1.01} \right)^{\frac{1.09-1}{1.09}} - 2}{(1.09-1)}} = 1.76$$

$$u_j = 1.76 \sqrt{\frac{1.09 \times 8314 \times 284}{58.1}} = 370 \text{ ms}^{-1}$$

$$d_j = \sqrt{\frac{4 \times 0.447}{\pi \times 370 \times 2.6}} = 0.0245 \text{ m}$$

$$d_s = 0.0245 \sqrt{\frac{2.6}{1.2}} = 0.036 \text{ m}$$

محاسبه Y با روش آزمون و خطا:

$$c_{st-vol} = \frac{58.1}{58.1 + \frac{13}{2} \frac{29}{0.21}} = 0.0607$$

$$0.024 \left(\frac{9.81 \times 0.036}{370^2} \right)^{1/3} Y^{5/3} + 0.2 Y^{2/3} - \left(\frac{2.85}{0.067} \right)^{2/3} = 0$$

$$Y = 295$$

$$L_{bo} = 295 \times 0.036 = 10.6 \text{ m}$$

$$L_b = 10.6 (0.51 e^{-0.4 \times 6} + 0.49) (1 - 6.07 \times 10^{-3}) (90 - 90) = 5.67 \text{ m}$$

$$Ri_{Lbo} = 10.6 \left(\frac{9.81}{0.036^2 \times 370^2} \right)^{1/3} = 4.04$$

$$R_w = \frac{6}{370} = 0.0162$$

$$\alpha = 8000 \frac{0.0162}{4.04} = 32^\circ$$

فاصله خیزش:

$$s = 5.67 \frac{\sin((0.185 e^{(-20 \times 0.0162)} + 0.015)32)}{\sin 32} = 0.88m$$

طول شعله:

$$L = \sqrt{5.67^2 - 1^2 \sin^2 32} - 1 \cos 32 = 4.8m$$

پهنای پایه مخروطی شکل و نوک:

$$Ri_{ds} = 0.036 \left(\frac{9.81}{0.036^2 \times 370^2} \right)^{1/3} = 0.0137$$

$$C' = 1000 e^{-100 \times 0.0137} + 0.8 = 254.5$$

$$W_1 = 0.036 \left(13.5 e^{-6 \times 0.0162} + 1.5 \right) \left[1 - \left[1 - \left(\frac{1.2}{2.6} \right)^{1/2} \frac{1}{15} \right] e^{-70 \times 0.0137 \times 254.5 \times 0.0162} \right] = 0.5m$$

$$W_2 = 5.67 \left(0.18 e^{-1.5 \times 0.0162} + 0.31 \right) \left(1 - 0.47 e^{-25 \times 0.0162} \right) = 1.9m$$

با در نظر گرفتن اندازه و کج شدن شعله، فاصله هدف از مرکز شعله ۱۵/۴ m است.

از روابط (۳-۱۷-ب) و (۳-۱۹)، $\tau = 0.84$ ، بنابراین تشعشع گرمایی در هدف برابر است با:

$$I = \frac{0.3 \times 0.447 \times 45700 \times 0.84}{4\pi 15.4^2} = 1.7 kWm^{-2}$$

۳-۶- آتش ناگهانی

در ارتباط با شار گرمایی ناشی از آتش ناگهانی دو موقعیت مختلف باید در نظر گرفته شوند: یکی اهدافی که توسط آتش احاطه می‌شوند و دیگری آنهایی که خارج از ناحیه پوشیده شده از آتش هستند. برای گاز طبیعی شار حرارتی در محدوده آتش $300 - 160 kWm^{-2}$ اندازه گیری شده است [۴۰]. در حالی که خارج از محدوده آتش-در فواصل خیلی نزدیک به محدوده- شار حرارتی حدود $5 kWm^{-2}$ بوده است. متوسط سرعت شعله برای پروپان و گاز طبیعی در حدود $12 ms^{-1}$ بود. هر چند مقادیر ناپایدار تا $30 ms^{-1}$ نیز اندازه گیری شدند. برای این مواد متوسط قدرت انتشار سطحی $173 kWm^{-2}$ ثبت شد.

اندازه و موقعیت ابر آتش گیر (یعنی حجمی از ابر که در محدوده آتش گیری قرار دارد) با استفاده از مدل های انتشار اتمسفریک قابل پیش بینی است. هرچند از دید مدلسازی ریاضی ویژگی های آتش، آتش های ناگهانی عملاً ناشناخته اند. تنها روش جهت پیش بینی اندازه شعله ها در آتش ناگهانی، توسط Raj و Emmons پیشنهاد شده است [۴۰]. این رابطه نیمه تجربی جهت اندازه گیری ارتفاع شعله مرئی به صورت زیر است:

$$H = 20h \left[\frac{S^2 \left(\frac{\rho_{f-a}}{\rho_a} \right)^2}{gh} \frac{wr^2}{(1-w)^3} \right]^{1/3} \quad (۷۰-۳)$$

که در آن:

h - ارتفاع ابر (m)

S - سرعت شعله (ms^{-1})

ρ_{f-a} - چگالی مخلوط هوا- سوخت ($kg\ m^{-3}$)

ρ_a - دانسیته هوا ($kg\ m^{-3}$)

r - نسبت استوکیومتریک جرمی هوا- سوخت

است.

$$w = \frac{\phi - \phi_{st}}{\alpha'(1 - \phi_{st})} \quad \text{for } \phi > \phi_{st} \quad (۷۱-۳)$$

$$w = 0 \quad \text{for } \phi \leq \phi_{st}$$

که در آن:

α' - نرخ ثابت افزایش فشار برای سوختن استوکیومتریک (معمولاً برای هیدروکربن ها ۸)

ϕ - نسبت حجم سوخت در مخلوط هوا- سوخت

ϕ_{st} - نسبت حجم استوکیومتریک سوخت

است.

در پیش بینی شار گرمایی ناشی از آتش ناگهانی مجموعه ای از فرضیات جهت ساده سازی لازم است که عبارتند از: ترکیب در ابر ثابت و یکنواخت فرض می شود و سطح شعله مشابه سطح قائمی است که درون ابر ثابت حرکت می کند.

روی هم رفته، پیش بینی تنها یک تقریب خواهد بود. هرچند همانطور که قبلاً اشاره شد تبعات آتش ناگهانی درون محدوده شعله بسیار جدی است در حالی که خارج از آن اغلب قابل صرف نظر کردن است.

۲- Boilover

آتش سوزی در مخازن بزرگ ذخیره سوخت، نسبتاً زیاد اتفاق می افتد. این آتش های بزرگ نسبتاً سخت خاموش می شوند، مقدار زیادی آب و کف احتیاج دارند و اغلب چندین ساعت به طول می انجامند. در این شرایط پدیده خاص دیگری ممکن است روی دهد که باعث افزایش اندازه شعله و گسترش محدوده ی در معرض شار حرارتی گردد و در نتیجه پیامدهای جدی احتمالی در این رابطه افزایش یابد. این پدیده به نام Boilover شناخته می شود.

Boilover به خصوص در مخازن حاوی هیدروکربن های مختلف با رنج وسیعی از دماهای جوش، مانند نفت خام، اتفاق می افتد. یک سناریوی نوعی شامل انفجار اولیه، پراندن سقف مخزن و به دنبال آن آتش می شود. طی آتش-سوزی در بالاترین لایه سوخت در حال جوش، ترکیبات فرارتر تبخیر می شوند. در حقیقت رفتاری مشابه فرآیند تقطیر روی می دهد و این لایه با گذشت زمان از ترکیبات سنگین تر (با دمای جوش بالاتر) غنی می شود و در نتیجه دمای آن نیز تدریجاً بالا می رود.

در حالی که آتش می سوزد ضخامت این لایه -غنی از مواد با نقطه جوش بالا- و عمق آن افزایش می یابد. با تبخیر اجزاء سبک تر، حباب های بخار تشکیل می شوند که حرکات همرفتی ناشی از آنها باعث توسعه ناحیه داغ می شود [۴۱]. از آن جا که سرعت افزایش ضخامت لایه از سرعت پایین رفتن سطح سوخت در مخزن بیشتر است لذا یک موج گرمایی به سمت کف مخزن ایجاد می شود. اگر مخزن حاوی یک لایه آبی باشد، که سنگین تر از سوخت است، یا حاوی لایه امولسیون نفت-آب معلق در سوخت باشد، در نقطه مشخصی موج گرما (در دمایی بالاتر از دمای جوش آب)، به این لایه آبی می رسد، این مسأله باعث تبخیر بخشی از آب می شود. تلاطم ایجاد شده در اثر این تبخیر منجر به اختلاط بیشتر لایه ها و در نتیجه تبخیر شدید و گسترده آب می شود. در عمل، تولید ناگهانی مقدار زیادی بخار- با حجم مخصوص ۱۶۰۰ برابر آب، باعث انفجار شدیدی می گردد که سوخت آتش گرفته را بیرون می راند و اندازه شعله را به صورت ناگهانی افزایش می دهد (شکل ۳-۱۳). دمای جوش لایه آب به دلیل فشار هیدرواستاتیکی بالاتر از ۱۰۰ درجه سانتیگراد است. برای یک مخزن مرتفع این دما ممکن است به ۱۲۰ درجه سانتیگراد نیز برسد.

در Boilover دمای لایه سوخت بالایی ممکن است به بالاتر از 430 K برسد. سرعت نشر موج گرمایی معمولاً بین 0.3 mh^{-1} تا 1 mh^{-1} است. هرچند در برخی موارد به $1/2\text{ mh}^{-1}$ نیز رسیده است.

حضور آب در مخزن سوخت می تواند دلایل مختلفی داشته باشد:

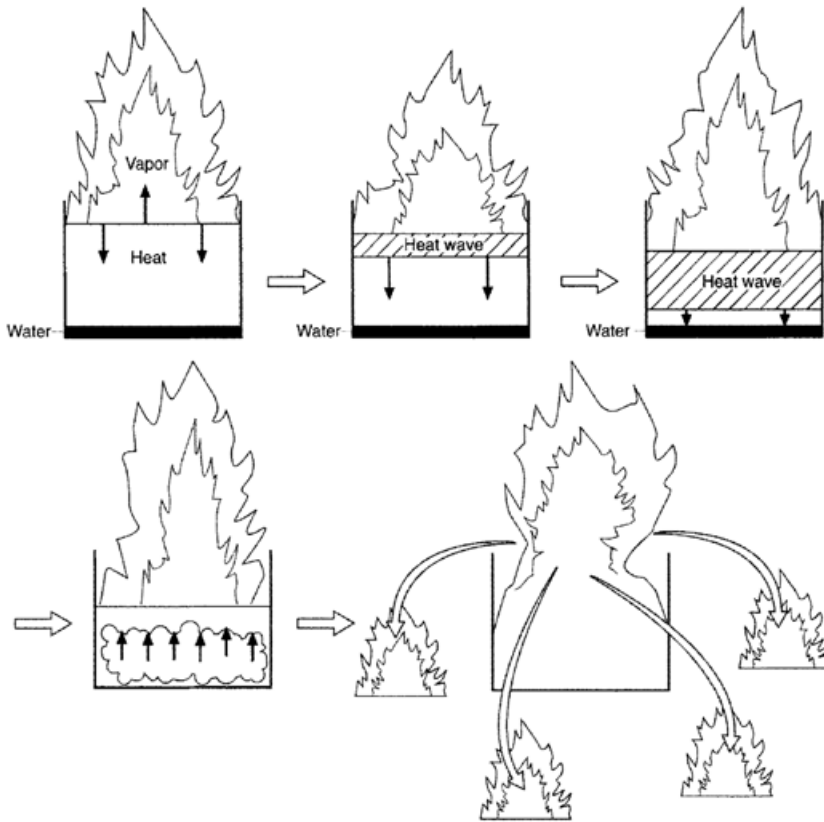
الف- ممکن است همراه سوخت وارد شده باشد.

ب - ممکن است آب باران باشد که از سوراخ های سقف وارد می شود.

پ - ممکن است بر اثر میعان رطوبت موجود در هوا باشد.

ت- ممکن است آبی باشد که آتش نشان ها برای خاموش کردن آتش استفاده کرده اند.

همچنین دو مورد خاص دیگر در این رابطه وجود دارد که به نام Frothover و Slopover شناخته می‌شوند. Frothover هنگامی رخ می‌دهد که تبخیر آب کندتر صورت می‌گیرد و حباب‌های بخار باعث سرریز شدن مخزن به دلیل کف کردن پیوسته سوخت می‌شوند. Slopover نیز هنگامی رخ می‌دهد که آب به سطح در حال سوختن سوخت اضافه شود و در نفت داغ غرق شود. تبخیر آب سبب می‌شود سوخت مشتعل شده سرریز کند.



شکل ۳-۱۳ - Boilover در یک مخزن سوخت

در شرایط خاص، Boilover بدون حضور آب نیز می‌تواند اتفاق بیفتد، هرچند این مسأله به ندرت رخ می‌دهد. در این حالت، چگالی لایه داغ بالایی تحت اثر فرآیند تقطیر افزایش می‌یابد. دمای لایه‌های پایین‌تر سوخت به دلیل انتقال حرارت هدایتی به کندی افزایش می‌یابد، درحالی‌که همزمان چگالی آنها کاهش می‌یابد. لایه بالایی حاوی مقدار زیادی اجزاء با نقطه جوش بالا است و لایه پایینی هنوز غنی از اجزاء فرار است. در نقطه خاصی، این وضعیت -حضور لایه خیلی داغ با چگالی بالا روی لایه با چگالی کمتر- ممکن است منجر به اختلاط و تلاطم بین دو لایه شود و در نتیجه تبخیر ناگهانی مایع فرار باعث رخ دادن Boilover شود.

پدیده توصیف شده در پاراگراف قبلی در اصطلاح Boilover ناحیه داغ نامیده می‌شود. پدیده دیگری که اندکی متفاوت است، Boilover لایه نازک نام دارد. این پدیده هنگامی رخ می‌دهد که لایه نازکی از سوخت روی لایه‌ای از آب می‌سوزد. این مسأله می‌تواند وقتی سوخت روی زمین می‌ریزد اتفاق بیفتد. اگر سوخت مشتعل شود بعد از

زمان کوتاهی حدوداً یک دقیقه، آب شروع به جوشیدن می‌کند و حباب‌های سوخت را به سمت بالا می‌راند و لذا اندازه شعله به مقدار قابل ملاحظه‌ای افزایش می‌یابد. این پدیده توسط صدای جز جز به خوبی شناسایی می‌شود.

مسئله مهم در برخورد با Boilover قابلیت پیش‌بینی زمانی است که Boilover رخ می‌دهد. بیشترین مقدار Boilover با یک موازنه ساده حرارتی روی جرم موجود در تانک قابل پیش‌بینی است: سوخت از سطحش توسط آتش گرم می‌شود تا جایی که تمام سوخت به دمای موج حرارت برسد:

$$t_{boilover} = \frac{\rho_l c_p h_{HC} (T_{hw} - T_a)}{Q_f - m(\Delta h_v + c_p (T_{0av} - T_a))} \quad (۷۲-۳)$$

که در آن:

ρ_l - چگالی سوخت در T_a (kgm^{-3})

c_p - گرمای ویژه سوخت در T_a ($\text{kJkg}^{-1}\text{K}^{-1}$)

h_{HC} - ارتفاع اولیه سوخت در مخزن قبل از شروع آتش (m)

m - نرخ سوختن ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$)

Δh_v - گرمای تبخیر در T_{0av} (kJkg^{-1})

T_a - دمای محیط (K)

T_{hw} - دمای موج حرارت هنگامی که Boilover رخ می‌دهد (K)

T_{0av} - دمای جوش متوسط سوخت (K)

Q_f - جریان گرمایی وارد شونده به سوخت از سطحش ($\approx 60\text{kWm}^{-2}$)

است.

T_{hw} را می‌توان از روی منحنی تقطیر سوخت با یک روش آزمون و خطا تخمین زد. هرچند رابطه (۷۲-۳) فرض می‌کند لایه آب کف مخزن است و احتمال وجود امولسیون هیدروکربن، آب را در ارتفاعی بالاتر که ممکن است زمان Boilover را کوتاه‌تر کند در نظر نمی‌گیرد. در مورد آتش مخزنی، پیشرفت موج حرارت را می‌توان با نصب نوارهای عمودی رنگ بادکننده روی دیواره مخزن بررسی کرد. راه حل دیگر پاشیدن آب به دیواره مخزن و مشاهده رفتار آن است (یعنی اینکه آیا آب جوش می‌آید یا نه). اخیراً استفاده از دوربین‌های ترموگرافیک (IR) نیز پیشنهاد شده است. با وجود اینکه راه حل‌های مختلف ممکن است پیشرفت موج حرارت را مشخص کنند، اما حضور احتمالی آب در یک ارتفاع معین همچنان ایجاد عدم قطعیت می‌کند و لذا نمی‌توان زمان دقیق Boilover را تعیین کرد.

از رابطه (۷۲-۳) عبارت تئوری زیر در رابطه با سرعت پیشرفت موج حرارت به دست می‌آید.

$$u_{wave} = \frac{Q_f - m(\Delta h_v + c_p(T_{0av} - T_a))}{\rho_l c_p (T_{hw} - T_a)} \quad (73-3)$$

۷-۱- تمایل هیدروکربن‌ها به Boilover

برای وقوع Boilover ناحیه داغ تحقق شرایط زیر لازم است. حضور آب داخل تانک، حضور مخلوطی از مواد با دمای جوش‌های مختلف، سوختی با ویسکوزیته نسبتاً بالا. شرایط لازم برای Boilover توسط Michaelis و همکاران [۴۲] به صورت زیر بر شمرده شده‌اند:

دمای جوش متوسط سوخت (T_{0av}) باید بالاتر از دمای جوش متوسط آب در فشار موجود در سطح بین آب و سوخت باشد. T_{0av} با استفاده از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$T_{0av} = (T_{0min} \cdot T_{0max})^{1/2} \quad (74-3)$$

فشار در سطح بین آب و سوخت برابر است با:

$$P_{interface} = P_0 + h_{HC} \rho_l g \quad (75-3)$$

برای شرایط مرسوم در ذخیره سوخت این معیار معمولاً به صورت زیر ساده می‌شود:

$$T_{0av} > 393k$$

برای ایجاد موج حرارت، محدوده دماهای جوش در سوخت باید به حد کافی گسترده باشد. اگر T_{0min} بالاتر از دمای جوش آب در فشار موجود در سطح بین آب و سوخت (دمای $393k$ فرض می‌شود) باشد، $\Delta T_0 = T_{0max} - T_{0min}$ باید بیش از 60 درجه سانتیگراد باشد. اگر $T_{0min} < 393K$ ، آنگاه $(393 - T_{0max})$ باید بیش از 60 درجه سانتیگراد باشد [۴۳].

نهایتاً این نویسندگان معتقدند، ویسکوزیته سینماتیک سوخت باید بزرگتر از مقدار مربوط به نفت سفید در دمای جوش آب در سطح آب و سوخت باشد یعنی $V_{HC} \geq 0.73 cSt$. این سه معیار در یک پارامتر تجربی به نام فاکتور کشش به Boilover جمع شده اند [۴۲] که تمایل یک هیدروکربن به تشکیل Boilover طی آتش‌سوزی را نشان می‌دهد.

$$PBO = \left(1 - \frac{393}{T_{0av}}\right) \left(\frac{\Delta T_0}{60}\right)^2 \left(\frac{V_{HC}}{0.73}\right)^{1/3} \quad (76-3)$$

بر اساس این ملاک، هیدروکربن‌های با $PBO \geq 0.6$ قادر به تولید Boilover هستند. هرچند بهتر است این رابطه با احتیاط به کار گرفته شود.

۷-۲-۷ آتار Boilover

پیامد Boilover به صورت اصلی تولید آتش کروی است که جدی‌ترین اثر آن است و در درجه بعدی نیز پرتاب شدن سوخت مشتعل شده به اطراف مخزن، جزء آتار Boilover محسوب می‌شود.

اگر آتش کروی شکل گیرد، مقدار E برای هیدروکربن‌های مایع حدود 150 kWm^{-2} قابل فرض است. تشعشع حرارتی روی یک هدف خاص را می‌توان توسط مدل شعله جامد محاسبه کرد (قسمت بعدی در این فصل ملاحظه شود). برای مقادیر حدی $100 \text{ (kWm}^{-2}\text{)}^{4/3}$ S برای ۱٪ کشنده بودن و $600 \text{ (kWm}^{-2}\text{)}^{4/3}$ S برای پیامدهای برگشت ناپذیر (سوختگی‌های جدی)، و با به کارگیری این فرض محافظه کارانه که تمام محتویات مخزن در لحظه Boilover در آتش کروی شرکت می‌کنند، INERIS [۴۴] عبارت زیر را پیشنهاد داده است. این رابطه در محاسبه فواصل مربوط به کشندگی و پیامدهای برگشت ناپذیر به کار می‌رود.

$$d_{\text{lethality}} = k_{\text{lethality}} W^{0.45} \quad (3-77\text{-الف})$$

$$d_{\text{irreversible}} = k_{\text{irreversible}} W^{0.45} \quad (3-77\text{-ب})$$

که W جرم سوخت داخل تانک در شروع آتش‌سوزی است. توان $0.45/0$ در حقیقت یک مقدار متوسط است و دیگر ثوابت به نوع سوخت بستگی دارند (جدول ۳-۹).

جدول ۳-۹- مقدار ثابت‌ها در رابطه ۳-۶۸ و ۳-۶۹ [۴۴]

Fuel	$k_{\text{lethality}}$	$k_{\text{irreversible}}$
Fuel oil N. 2	0.420	0.573
Kerosene	0.387	0.525
Domestic fuel	0.317	0.439
Diesel oil	0.319	0.439
Crude oil	0.267	0.363

۸- آتش کروی

هنگامی که انفجار BLEVE روی ماده‌ای آتش‌گیر صورت می‌گیرد، معمولاً، به دنبال آن آتش کروی خواهیم داشت که تشعشع حرارتی شدیدی را از خود نشان می‌دهد. آتش‌های کروی در حین Boilover نیز ممکن است ایجاد شوند. انرژی گرمایی سریعاً آزاد شده و تابعی از جرم داخل مخزن می‌باشد. این پدیده از ابتدا با تشعشع شدیدی همراه است که امکان فرار را برای افراد حاضر در اطراف از بین می‌برد (افرادی که در معرض آثار موج انفجار نیز هستند).

جهت تخمین تشعشع دریافت شده توسط سطحی واقع در یک فاصله مشخص می‌توان از مدل شعله جامد استفاده کرد (رابطه ۳-۲۰). بنابراین دانستن مقادیر زیر ضروری است: قدرت انتشار (E)، ضریب دید (F)، گذردهی هوا τ و فاصله بین شعله و هدف. برای یافتن این فاصله لازم است قطر آتش کروی و ارتفاعی که مرکزش در آن واقع است را تخمین بزنیم.

شکل آتش کروی بر اساس نوع خرابی مخزن تغییر می‌کند. خرابی‌های سریع، آتش‌های تقریباً کروی ایجاد می‌کنند در حالی که BLEVE های کندتر بیشتر آتش‌های استوانه‌ای شکل با فاصله خیزش بالا ایجاد می‌کنند. با این وجود در تخمین پیامدهای حاصل از آنها، معمولاً کروی شکل فرض می‌شوند.

پارامترهایی که در پیش‌بینی آثار آتش کروی باید ارزیابی شوند عبارتند از قطر، طول، زمان و ارتفاعی که آتش کروی در آن قرار دارد. از این طریق می‌توان به تخمینی از تشعشع گرمایی در یک فاصله مشخص دست یافت. در این بخش روشی برای تخمین این مقادیر ارائه شده است.

۸-۱-۸- هندسه آتش کروی

۸-۱-۱-۸- قطر زمین

محدوده‌ای از زمین که می‌تواند توسط شعله در ابتدای توسعه آتش کروی احاطه شود را می‌توان توسط عبارت زیر تخمین زد [۴۵].

$$D_{groundflash} = 1.3 \cdot D_{max} \quad (۷۸-۳)$$

که در آن:

D_{max} - بیشینه قطر حاصل شده در آتش کروی است (رابطه ۳-۸۳ ملاحظه شود).

۸-۱-۲- قطر و مدت زمان آتش کروی

نویسندگان مختلف روابطی را جهت پیش‌بینی قطر و مدت زمان آتش کروی حاصل از سوخت به جرم پیشنهاد داده‌اند [۴۰].

اکثر آنها بیان کلی زیر را دارند:

$$D = a \cdot M^b \quad (۷۹-۳)$$

$$t = c \cdot M^e \quad (۸۰-۳)$$

که a , b , c , e ثابت‌های تجربی یا نیمه تجربی هستند. یک مطالعه مقایسه‌ای بین ۱۶ عدد از این روابط توسط Satyanarayana و همکاران صورت گرفت [۴۶]. اگر چه به دلیل کمبود اطلاعات تجربی در مقیاس بزرگ تشخیص بهترین رابطه نسبتاً مشکل است، مدت زمان و قطر آتش کروی را می‌توان با استفاده از روابط زیر تخمین زد:

برای مدت زمان:

$$t = 0.9 \cdot M^{0.25} \quad (۸۱-۳)$$

که در آن واحدها (M) kg و (t) s هستند.

بر اساس مدل پیشنهادی [Martinsenm, Marx ۴۷ و ۴۸]، ویژگی‌های اصلی آتش کروی (D,H,E) به صورت تابعی از زمان تغییر می‌کنند. آتش کروی در 1/3 اولیه زمانی به حداکثر قطرش می‌رسد. از این رو هنگامی که آتش کروی در حال رشد است عبارت‌های زیر صادقند:

$$D = 8.664 \cdot M^{0.25} \cdot t_i^{1/3} \quad \text{for} \quad 0 \leq t_i \leq t/3 \quad (۸۲-۳)$$

$$D_{\max} = 5.8 \cdot M^{1/3} \quad \text{for} \quad t/3 < t_i \leq t \quad (۸۳-۳)$$

که D_{\max} بیشینه قطر و t_i زمان در لحظه i می‌باشد. با توجه به اینکه اطلاعات تجربی اندکی در جهت تصدیق این نوع مطالعه مقایسه‌ای وجود دارد، این مطالعه ارزشی ندارد. به‌علاوه این اطلاعات -به دست آمده از حوادث واقعی آتش‌های کروی بزرگ- همواره دقیق نیستند. چرا که اغلب فیلم‌ها کامل نیستند یا کیفیت ضعیفی دارند.

در حقیقت کمبود دقت، تنها ناشی از تفاوت در پیش‌بینی‌های برخاسته از روابط مختلف نیست. عامل دیگری که بر دقت جواب اثر می‌گذارد تخمین بخشی از سوخت است که در آتش کروی شرکت می‌کند. همانطور که در بسیاری از موارد ارزیابی ریسک، بی دقتی از خود تعریف مسأله ناشی می‌شود. بهتر است این مسأله که بخشی از سوخت از طریق باز شدن شیرهای اطمینان تخلیه می‌شود در نظر گرفته شود. مقدار ماده رها شده به بازه زمانی بین زمان باز شدن شیرهای اطمینان و زمان انفجار بستگی دارد. به‌علاوه سوخت بیشتری نیز توسط مکش ناشی از ترکش‌های حاصل از انفجار از مخزن خارج می‌شود (که در آتش کروی شرکت نمی‌کند)، در نتیجه تعیین دقیق جرم شرکت کننده در آتش کروی غیر ممکن است. اگر اطلاعات دقیق‌تری در دسترس نباشد، ۹۰٪ بیشینه ظرفیت مخزن باید در نظر گرفته شود. این واقعیت که در روابط (۸۲-۳) و (۸۳-۳) جرم سوخت به توان 1/3 می‌رسد تأثیرش را روی مقدار D کاهش می‌دهد.

در نهایت، کاستی دقت می‌تواند ناشی از تغییرات گردابه‌های توپ آتش باشد که اندازه آن قابل ملاحظه است [۴۹]. این عامل باعث تغییر سطح شعله و در نتیجه میزان تشعشعی که به نقطه‌ای خاص می‌رسد، خواهد شد.

با این وجود، روابط ذکر شده در پاراگراف‌های قبلی تخمینی از اندازه آتش کروی می‌دهند. این مسأله باید در نظر گرفته شود که چون اندازه و موقعیت آتش پیوسته تغییر می‌کند، تشعشع گرمایی ثابت نیست. فیلم‌های موجود از حوادث BLEVE نشان می‌دهند که آتش کروی سریعاً تا حد بیشینه قطرش رشد می‌کند. برای مدت کوتاهی در همین اندازه می‌ماند و سپس پراکنده می‌شود. برخی اوقات محاسبه تشعشع دریافتی یک هدف از آتش به این صورت است که فرض می‌شود آتش درست پس از رسیدن به ارتفاع خاصی به بیشینه اندازه‌اش رسیده است. برخی راهنماها اینگونه پیشنهاد می‌کنند که محدوده خطر را برای آتش کروی تنها در سطح زمین و در حالتی که $H = D$ است حساب کنیم [۵۰].

۸-۱-۳- ارتفاعی که مرکز آتش به آن دست می‌یابد

این ارتفاع تابعی از حجم مخصوص و گرمای نهان تبخیر سوخت است. لذا به بیان دقیق‌تر با تغییر ماده تغییر می‌کند. اما معمولاً این مسأله در نظر گرفته نمی‌شود. آتش کروی معمولاً با نرخ ثابتی از نقطه خیزش تا ۳ برابر ارتفاع این نقطه و در 2/3 آخر زمان آتش‌گیری اوج می‌گیرد. عبارت‌های زیر را می‌توان در تخمین این ارتفاع به کار گرفت [۴۷].

$$H = 0.5D \quad \text{for} \quad 0 \leq t_i \leq t/3 \quad (۸۴-۳)$$

$$H = \frac{3D_{\max}t_i}{2t} \quad \text{for} \quad t/3 < t_i \leq t \quad (۸۵-۳)$$

که در آن H ارتفاع مرکز آتش کروی است (m)

اگر بخواهیم از یک مقدار متوسط استفاده کنیم، عبارت زیر به کار می‌رود:

$$H = 0.75D \quad (۸۶-۳)$$

مقادیر به دست آمده از این عبارات با مقادیر مشاهده شده در چهار مورد واقعی مقایسه شده‌اند (جدول ۳-۱۰). ارتفاع‌ها تا نوک آتش اندازه‌گیری شده‌اند ($h = H + D/2$). قطر یا کمک روابط (۳-۸۲) و (۳-۸۳) محاسبه شده است. ارتفاع از روابط (۳-۸۵) و (۳-۸۶) محاسبه شده است. در رابطه (۳-۸۵) $t_i = 2/3t$ فرض شده است. توجه کنید که اگر $t_i = t/2$ فرض می‌شد نتایج مشابه مقادیر به دست آمده توسط رابطه (۳-۸۶) می‌شدند.

جدول ۳-۱۰- پیش بینی ارتفاع نوک شعله آتش کروی

Accident	Fuel	M,kg	H,m(observed)	H,m[Eq.(3-86)]	H,m[Eq.(3-85)] (at $t_i=2t/3$)
Crescent City	Propane	35,000	230	237	284
Priolo	Ethylene	80,000	225	312	375
Priolo	propylene	50,000	250	267	320
Psesse	Propane	800	95	67	81

با توجه به دقت اطلاعات نتایج هر دو عبارت نسبتاً خوبند لذا در مواردیکه ارتفاع متغیر فرض می‌شود می‌توان از روابط (۳-۸۵) و (۳-۸۶) استفاده کرد و اگر ارتفاع ثابت فرض شود رابطه (۳-۸۶) قابل استفاده است.

۸-۲- ویژگی‌های گرمایی

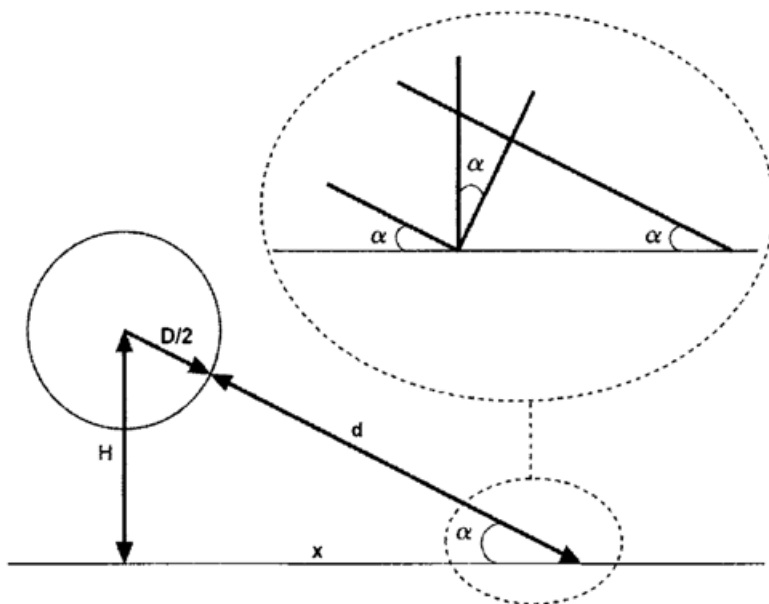
۸-۲-۱- جزء تشعشعی گرما

یکبار دیگر ما دقیقاً نمی‌دانیم چه جزئی از انرژی آزاد شده به صورت تشعشعی منتشر می‌شود. در حقیقت این یکی از مهمترین عدم قطعیت‌های موجود در تشعشع گرمایی از آتش کروی است. عبارت زیر جهت تخمین این مقدار پیشنهاد شده است.

$$\eta_{rad} = 0.00325 \cdot P^{0.32} \quad (۸۷-۳)$$

که P فشار مخزن درست قبل از انفجار بوده و معمولاً با واحد Nm^{-2} نمایش داده می‌شود. این را می‌توان فشار تخلیه فرض کرد (وقتی برای آتش محاسبه می‌شود). مقدار η_{rad} بین ۰/۲ تا ۰/۴ متغیر است و بیشینه آن برابر ۰/۴ است. با استفاده از این ضریب تشعشع و گرمای آزاد شده از آتش کروی، انرژی تابیده شده را می‌توان به دست آورد.

اگر P مجهول باشد مطابق با راهنماهای مشهور در ارزیابی پیامدهای خارج از سایت، می‌توان از قاعده سر انگشتی $\eta_{rad} = 1/3$ استفاده کرد [۵۲].



شکل ۳-۱۴- موقعیت آتش کروی و هدف

۸-۲-۲- قدرت انتشار

مقدار متوسط قدرت انتشار را می‌توان از تقسیم گرمای تشعشعی منتشر شده بر سطح آتش کروی محاسبه کرد:

$$E = \frac{\eta_{rad} \cdot M \cdot \Delta H_c}{\pi \cdot D^2 \cdot t} \quad (۳-۸۸)$$

که در آن:

t - زمان به طول انجامیدن آتش کروی (s)

M - جرم مولکولی سوخت

ΔH_c - گرمای احتراق مقدار کمتر سوخت (kJkg^{-1})

است.

کار تجربی نشان می‌دهد قدرت انتشار با زمان تغییر می‌کند. به این صورت که در انتهای بزرگ شدن آتش کروی، قدرت انتشار به سرعت به مقدار بیشینه خود می‌رسد و سپس به آرامی کاهش می‌یابد تا کاملاً از بین می‌رود. مجدداً

مقدار E را می‌توان برای فاز رشد و 2/3 پایانی (از نظر زمان) به صورت جداگانه حساب کرد [۴۷]. برای فاز رشد E_{max} از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$E_{\max} = 0.0133 \cdot \eta_{\text{rad}} \cdot \Delta H_c \cdot M^{1/12} \quad \text{for } 0 \leq t_i \leq t/3 \quad (۸۹-۳)$$

اگر از رابطه (۸۹-۳) مقداری بیش از ۴۰۰ kWm⁻² به دست آمد، همان ۴۰۰ kWm⁻² باید در نظر گرفته شود. در طول 2/3 پایانی زمان آتش کروی، E از این رابطه قابل محاسبه است:

$$E = E_{\max} \left[\frac{3}{2} \left(1 - \frac{t_i}{t} \right) \right] \quad \text{for } t/3 \leq t_i \leq t \quad (۹۰-۳)$$

مقدار متوسط E بین ۲۰۰ kWm⁻² و ۳۵۰ kWm⁻² تغییر می‌کند [۵۳] و برای آتش کروی LPG بین ۴۰۰ و ۲۵۰ kWm⁻² قرار دارد.

۸-۲-۳- ضریب دید

بیشینه ضریب دید مربوط به یک کره و سطحی عمود بر شعاع آن است. به دلیل سادگی هندسی این سیستم این فاکتور از رابطه بسیار ساده زیر قابل محاسبه است:

$$F_{\max} = \frac{4\pi(D^2/4)}{4\pi\left[\frac{D}{2} + d\right]^2} = \frac{D^2}{4\left[\frac{D}{2} + d\right]^2} \quad (۹۱-۳)$$

که در آن (D/2 + d) فاصله بین سطح دریافت کننده تشعشع و مرکز آتش کروی است (شکل ۳-۱۴). برای یک منبع مشخص این وضعیتی است که هدف بیشترین شدت تشعشع را دریافت می‌کند.

برای موقعیت‌های دیگر سطح هدف، مقدار F باید با توجه به زاویه بین سطح و هدف با سطح عمود بر شعاع آتش کروی تصحیح شود. شکل ۳-۱۴ به وضوح نشان می‌دهد که یک دسته پرتو به سطحی برخورد می‌کند که مساحتش با میزان انحرافش تغییر می‌کند. کمینه مساحت (و حداکثر شار تشعشعی) مربوط به سطح عمود بر تشعشع است. از این رو:

$$F_{\text{vertical}} = F_{\max} \cdot \cos \alpha \quad (۹۲-۳ \text{ الف})$$

$$F_{\text{horizontal}} = F_{\max} \cdot \sin \alpha \quad (۹۲-۳ \text{ ب})$$

۸-۳-۳- E, D, H ثابت یا متغیر

ارتفاع، قطر و قدرت انتشار آتش کروی را با این که فرض در طی زمان ثابت بمانند را می‌توان با استفاده از روابط (۸۶-۳) و (۸۵-۳) و (۸۸-۳) محاسبه کرد. اگر فرض کنیم که با زمان تغییر می‌کنند، می‌توان از روابط (۸۴-۳) و

شکل ۳-۸۵ و ۳-۸۲ و ۳-۸۳ و ۳-۸۹ و ۳-۹۰ با مقادیر مختلف به ترتیب برای فاز رشد و $2/3$ پایانی زمان استفاده کرد.

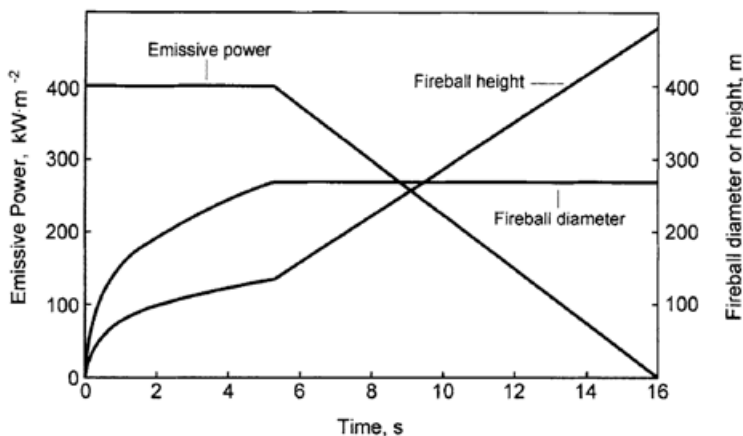
شکل ۳-۱۵ نشان می‌دهد چگونه این متغیرها به صورت تابعی از زمان (متغیرهای D , H و مدل E) برای وضعیت مفروض (100000 kg پروپان، مثال ۳-۸ ملاحظه شود) تغییر می‌کنند. روند تغییرات این متغیرها در ۵ ثانیه اول و بقیه مدت زمان آتش‌کروی کاملاً متفاوت است. در رسیدن به نتایج دقیق این روش احتمالاً بهتر است. اما برای یک تخمین سریع می‌توان از مقادیر ثابت D , H , E بهره جست. از این طریق نتایج محافظه کارانه‌تری به دست می‌آید.

شکل ۳-۱۶ تغییرات تشعشع گرمایی مربوط به یک مورد خاص را (مثال ۳-۸ را نگاه کنید)، که به سطح عمودی واقع در یک فاصله معین و با تابعیت زمان می‌رسد، نشان می‌دهد. می‌توان مشاهده کرد در مدل D متغیر، I_v با زمان سریع افزایش می‌یابد و در $t_i = t/3$ به یک بیشینه مشخص می‌رسد و سپس به صورت ناگهانی کاهش می‌یابد. در مدل D ثابت شدت تشعشع گرمایی مقدار ثابتی دارد.

این رفتارهای متفاوت تا حدودی در محاسبه دوز دریافت شده توسط هدفی در فاصله مشخص، تأثیر دارد.

$$dose = t.I^{4/3} \quad (3-93)$$

اگر دوز از هر دو روش محاسبه شود (شکل ۳-۱۷) مقادیر محافظه کارانه‌تر، از مدل D ثابت به دست می‌آیند و مقادیر بزرگتر شدت تشعشع گرمایی، از مدل D متغیر حاصل می‌شوند.



شکل ۳-۱۵- قدرت انتشار، ارتفاع و قطر آتش‌کروی به صورت تابعی از زمان برای BLEVE مربوط به 100000 kg پروپان (مثال ۳-۸ ملاحظه شود)

اخیراً تأکید می‌شود [۵۴] که در محاسبات تشعشع گرمایی آتش‌کروی تخمین مناسبی از D , E_p و τ بسیار مهم است، در حالی که تأثیر H چندان مهم نیست.

۹- یک مورد نمونه

مثال ۳-۸

۸۰٪ از مخزنی با حجم 250 m^3 که با پروپان پر شده (به صورت مایع فشرده شده در دمای محیط ذخیره شده است) توسط آتش تا دمای ۵۵ درجه سانتیگراد ($\sim 19\text{ bar}$) گرم شده و منفجر می‌شود. محاسبه تشعشع گرمایی و پیامدهای آن روی مردم در فاصله ۱۸۰ متری مخزن مورد نظر است.

اطلاعات

دمای اتاق ۲۰ درجه سانتیگراد، (فشار جزئی بخار آب، $HR = 50\%$ (1155 Pa ، $\gamma = 1/14$ ، $H_c = 46000\text{ kJkg}^{-1}$ ، $T_c = 369/8\text{ K}$ ، $T_{\text{boil. atm. pres.}} = 231/1\text{ K}$ ، $\rho_{\text{liquid}, 20^\circ\text{C}} = 500\text{ kgm}^{-3}$ ، $\rho_{\text{مایع}, 55^\circ\text{C}} = 444\text{ kgm}^{-3}$ ، $\rho_{\text{بخار}, 55^\circ\text{C}} = 37\text{ kgm}^{-3}$ ، $c_{p\text{مایع}} = 2/4 \times 10^3\text{ J.kg}^{-1}\text{K}^{-1}$ ، $c_{p\text{بخار}} = 2/4 \times 10^3\text{ J.kg}^{-1}\text{K}^{-1}$ ، $T_c = 369/8\text{ K}$ ، $T_{\text{boil. atm. pres.}} = 231/1\text{ K}$ ، $\rho_{\text{liquid}, 20^\circ\text{C}} = 500\text{ kgm}^{-3}$ ، $\rho_{\text{مایع}, 55^\circ\text{C}} = 444\text{ kgm}^{-3}$ ، $\rho_{\text{بخار}, 55^\circ\text{C}} = 37\text{ kgm}^{-3}$ ، $c_{p\text{مایع}} = 2/4 \times 10^3\text{ J.kg}^{-1}\text{K}^{-1}$ ، $c_{p\text{بخار}} = 2/4 \times 10^3\text{ J.kg}^{-1}\text{K}^{-1}$

راه حل:

نخست جرم پروپان محاسبه می‌شود.

$$M = V_l \cdot \rho_{l, 20^\circ\text{C}} = (0.8 \times 250\text{ m}^3) \times 500\text{ kgm}^{-3} = 100000\text{ kg}$$

تشعشع گرمایی با استفاده از دو مدل مذکور محاسبه خواهد شد.

تخمین تشعشع گرمایی (E, H, D) ثابت

با استفاده از رابطه (۳-۸۳) قطر آتش کروی تخمین زده می‌شود.

$$D = 5.8 \cdot M^{1/3} = 5.8 \times 100000^{1/3} = 269\text{ m}$$

زمان آن با رابطه (۳-۸۱) تخمین زده می‌شود:

$$t = 0.9 \cdot M^{0.25} = 0.9 \times 100000^{0.25} = 16\text{ s}$$

و ارتفاع با رابطه (۳-۸۶):

$$H = 0.75 \cdot D = 0.75 \times 269 = 202\text{ m}$$

با توجه به شکل ۳-۱۴، فاصله بین شعله و هدف به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$d = \sqrt{H^2 + x^2} - \frac{D}{2} = \sqrt{202^2 + 180^2} - 134.5 = 136\text{ m}$$

ضریب گذردهی هوا برابر خواهد بود با:

$$\tau = 2.85 \times (1155 \times 136)^{-0.12} = 0.68$$

فاکتور دید با استفاده از رابطه (۳-۹۱) محاسبه می‌شود:

$$F = \frac{D^2}{4 \left(\frac{D}{2} + d \right)^2} = \frac{269^2}{4 \times \left(\frac{269}{2} + 136 \right)^2} = 0.25$$

جزء تشعشعی گرما برابر است با:

$$\eta_{rad} = 0.00325 \times (1.9 \times 10^6)^{0.32} = 0.33$$

قدرت انتشار برابر است با (رابطه ۳-۸۸):

$$E = \frac{0.33 \times 100,000 \times 46,000}{\pi \times 269^2 \times 16} = 417 \text{ kWm}^{-2}$$

لذا مقدار $E = 400 \text{ kgm}^{-3}$ در نظر گرفته می‌شود. شدت تشعشع روی سطحی عمود بر جهت تشعشع برابر است با:

$$I = \tau \cdot F \cdot E_p = 0.68 \times 0.25 \times 417 = 70.9 \text{ kWm}^{-2}$$

روی یک سطح عمودی:

$$I_v = I \cdot \cos \alpha = 70.9 \times 0.67 = 47.5 \text{ kWm}^{-2}$$

و روی سطح افقی:

$$I_h = I \cdot \sin \alpha = 70.9 \times 0.75 = 53.2 \text{ kWm}^{-2}$$

دوز دریافتی توسط فردی در معرض تشعشع گرمایی به شدت I_v و در تمام طول زمان آتش کروی برابر است با:

$$dose = 16 \times (47.5 \times 10^3)^{4/3} = 2.8 \times 10^7 \text{ s(Wm}^{-2})^{4/3}$$

تخمین تشعشع گرمایی (E, H, D) متغیر)

فاز رشد (S ۵/۳ اول، شکل ۳-۱۵ ملاحظه شود):

قطر تا $D_{max} = 269 \text{ m}$ افزایش می‌یابد.

H تا 135 m افزایش می‌یابد.

قدرت انتشار مقدار ثابت $E_{max} = 400 \text{ kWm}^{-2}$ را دارد (از رابطه (۳-۹۰) مقدار 527 kwkm^{-2} به دست می‌آید).

$$\frac{2}{3} \text{ پایانی زمان (از } t_{5,3} \text{ تا } t_{16} \text{):}$$

قطر در عمل ثابت و برابر $D_{\max} = 269 \text{ m}$ است.

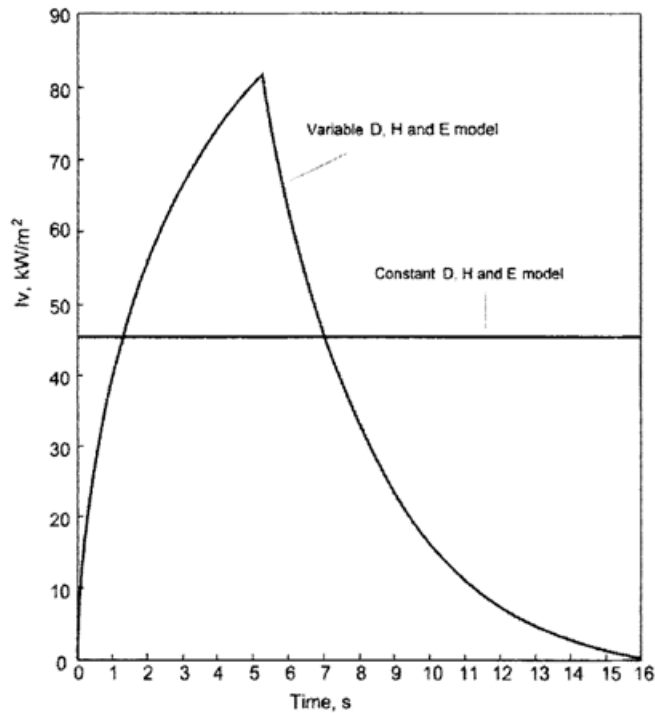
ارتفاع متوسط مرکز آتش کروی، H ، به صورت یکنواخت افزایش می‌یابد.

قدرت انتشار به صورت یکنواخت کاهش می‌یابد.

تشعشع گرمایی دریافتی توسط سطح عمودی واقع در فاصله ۱۸۰ متری به صورت تابعی از زمان تغییر می‌کند (شکل ۳-۱۶).

تشعشع تا مقدار بیشینه 82 kW/m^2 در طول فاز رشد افزایش می‌یابد (۵/۳S اول) و سپس در $\frac{1}{3}$ ثانیه بعدی به

سرعت و در $\frac{1}{3}$ ثانیه پایانی به کندی کاهش می‌یابد. در این نمودار مقادیر متناظر با مدل D, H, E ثابت نیز نشان داده شده‌اند.



شکل ۳-۱۶- تغییرات تشعشع گرمایی مربوط به یک مورد خاص (مثال ۳-۸، نگاه کنید) که به سطح عمودی واقع در یک فاصله معین و با تابعیت زمان می‌رسد را نشان می‌دهد.

دوز دریافتی توسط فردی که در معرض این تشعشع قرار می‌گیرد با عبارت زیر قابل محاسبه است (شکل ۳-۱۷):

$$dose = \int I_{v,t}^{4/3} .dt$$

دوز دریافتی توسط فردی که در معرض تشعشع به شدت I_v و در تمام طول زمان آتش کروی قرار می‌گیرد برابر است با $2 \times 10^7 s(W.m^{-2})^{4/3}$. مشاهده می‌شود مقادیر حاصله از هر دو مدل مشابهند و دوز در مدل E و H و D ثابت تنها اندکی بیشتر است.

پیامدها روی مردم

تشعشع گرمایی:

برای دوز $2.8 \times 10^7 s(W.m^{-2})^{4/3}$ (مدل E, D, H ثابت)، تابع Probit برای کشتندگی (مردم بدون حفاظ) عبارتست از (فصل ۷ بخش ۴ ملاحظه شود):

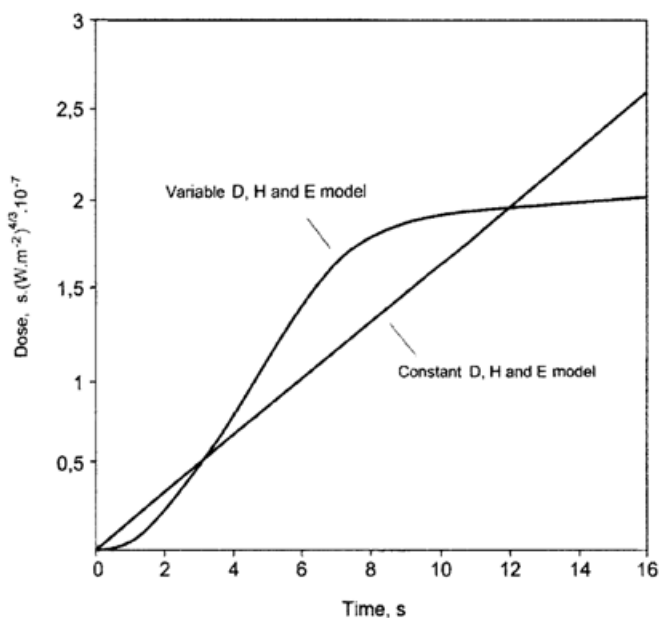
$$Y = -36.38 + 2.56 \ln 2.8 \times 10^7 = 7.52$$

این مقدار به ۹۹/۴٪ تلفات مرگ اشاره دارد (فصل ۷، جدول شماره ۷-۱).

با استفاده از عبارت مشابه برای دوز $2 \times 10^7 s(W.m^{-2})^{4/3}$ (مدل E, H, D متغیر):

$$Y = -36.38 + 2.56 \ln 2 \times 10^7 = 6.65$$

این مقدار به ۹۵٪ تلفات مرگ اشاره می‌کند.



شکل ۳-۱۷- تغییرات دوز دریافتی توسط افراد واقع در ۱۸۰ متری به صورت تابعی از زمان بر اساس هر دو مدل

با احتساب دقت تابع Probit هر دو مقدار را می‌توان یکی در نظر گرفت.

فهرست علائم و اختصارات

- A مساحت شعله جامد که گرما از آن منتشر می‌شود (m^2)
- A_{or} سطح مقطع سوراخ (m^2)
- a ثابت رابطه (۳-۱۲) (K) و رابطه (۳-۷۹) (-)
- b ثابت رابطه (۳-۱۲) (K) و رابطه (۳-۷۹) (-)
- c ثابت رابطه (۳-۱۲) و (K) رابطه (۳-۷۹)(۳-۸۰) (-)
- C_D ضریب تخلیه (-)
- c_i غلظت جزء i بر پایه سوخت (% حجمی)
- c_p گرمای ویژه در فشار ثابت ($kJkg^{-1}K^{-1}$)
- C_{st-vol} جزء مولی سوخت در مخلوط استوکیومتریک هوا- سوخت (-)
- $C_{st-mass}$ جزء جرمی استوکیومتریک سوخت در رابطه (۳-۵۹) (-)
- c_v گرمای ویژه در حجم ثابت ($kJkg^{-1}K^{-1}$)
- D قطر استخر یا آتش کروی (m)

D'	قطر ظاهری استخر درجهت باد (m)
D_{eq}	قطر معادل استخر (m)
$D_{groundf}$	قطر اولیه آتش کروی (m)
D_j	قطر آتش فورانی (m)
D_{max}	قطر بیشینه آتش کروی (m)، بیشینه قطر استخر برای ریزش ناگهانی روی آب (m)
D_{pool}	قطر استخر در زمان t (m)
d	فاصله بین سطح شعله ها و هدف (m)
d_{or}	قطر سوراخ یا خروجی (m)
d_s	قطر مؤثر سوراخ (m)
E	قدرت انتشار شعله (kWm^{-2})
E_{lum}	مقدار E برای ناحیه درخشان شعله‌ها (kWm^{-2})
E_{soot}	مقدار E برای ناحیه غیر درخشان شعله‌ها (kWm^{-2})
e	ثابت معادله (۳-۸۰) (-)
F	ضریب دید (-)
F_h	ضریب دید، سطح افقی (-)
f_r	کشش لایه مرزی (Nm^{-1})
F_v	ضریب دید، سطح عمودی (-)
g	شتاب ثقل (ms^{-2})
H	متوسط ارتفاع آتش (m)، ارتفاع مرکز آتش کروی (m)
H_R	رطوبت نسبی اتمسفر (/)
h	ارتفاع نوک آتش کروی (m) ارتفاع ابر (m)
h_{HC}	ارتفاع اولیه سوخت در مخزن قبل از شروع آتش (m)
Δh_v	گرمای تبخیر در نقطه جوش (kJkg^{-1})
$\Delta H'_c$	گرمای احتراق (kJmole^{-1} یا kJkg^{-1})
ΔH_c	خالص گرمای احتراق (kJmole^{-1} یا kJkg^{-1})
I	شدت تشعشع گرمایی که به هدف می‌رسد (kWm^{-2})
L	طول شعله مرئی (m)
l	فاصله بین مرکز آتش استوانه‌ای و هدف (m)
L_{Bv}	فاصله عمودی بین خروجی گاز و نوک شعله (m)
l_p	فاصله بین نقطه منبع و هدف (m)

M	جرم ماده (kg)
m	نرخ سوختن جرم سوخت بر واحد سطح و زمان ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$)
m'	دبی جرمی در جت (kgs^{-1})، نرخ سوختن جرم بر واحد زمان (kgs^{-1})
m_{∞}	سرعت سوخت استخری با طول نامحدود ($\text{kgm}^{-2}\text{s}^{-1}$)
M_a	جرم مولکولی هوا (kgkmole^{-1})
M_v	جرم مولکولی سوخت (kgkmole^{-1})
P	فشار در مخزن درست قبل از انفجار (Nm^{-2})
P_i	فشار (Nm^{-2})
P_{interf}	فشار در سطح بین سوخت و آب (Nm^{-2})
P_{cont}	فشار درون مخزن یا لوله (Nm^{-2})
P_o	فشار اتمسفریک (Nm^{-2})
p_{or}	فشار استاتیک در سوراخ (Nm^{-2})
p_w	فشار جزئی آب در هوا (Nm^{-2})
p_{wa}	فشار بخار آب اشباع در دمای محیط (Nm^{-2})
Q_F	شار حرارتی از شعله (kWm^{-2})
Q_L	اتلاف حرارتی از سطح سوخت (kWm^{-2})
Q_r	گرمای رها شده از تشعشع گرمایی (kW)
q_v	گرمای لازم برای تولید بخار یا گاز (kJkg^{-1})
R	ثابت گاز ایده آل ($8.314 \text{ kJ kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}$)
Ri_{ds}	عدد ریچاردسون بر پایه ds (-)
Ri_{Lbo}	عدد ریچاردسون بر پایه Lbo (-)
R_w	نسبت بین سرعت باد و سرعت جت در خروجی گاز (-)
r	نسبت جرمی در مخلوط استوکیومتریک هوا / سوخت (-)
Re	عدد رینولدز (-)
S	سرعت شعله (ms^{-1})
s	فاصله خیزش (m)
T	دما (K)
t	مدت زمان به طول انجامیدن آتش کروی (s)
T_a	دمای محیط (K)
T_{ad}	دمای آدیاباتیک شعله (K)

T_{cont}	دمای داخل ظرف (K)
T_f	دمای نقطه فلش (K)
T_{fl}	دمای تشعشع شعله (K)
T_{hw}	دمای موج گرما به هنگام وقوع (K) boiler
T_0	دمای جوش در فشار اتمسفریک (K)
ΔT_0	محدوده دمای جوش در سوخت (K)
T_{0av}	دمای جوش متوسط سوخت (K)
t_i	زمان در لحظه i (s)
T_j	دمای جت در خروجی گاز (K)
T_{spill}	مدت زمان ریزش (s)
T_v	دمای سوخت قبل از رهاش (K)
u_{av}	متوسط سرعت جت (ms^{-1})
u_j	سرعت جت در خروجی گاز (ms^{-1})
u_{sound}	سرعت صوت در یک گاز مفروض (ms^{-1})
u_w	سرعت باد (ms^{-1})
u_w^*	سرعت بدون بعد باد r (-)
u_{wave}	سرعتی که در آن موج گرما پیش می‌رود (ms^{-1})
V	دبی رهاش مایع (m^3s^{-1})
V_i	حجم مایع ریخته شده به صورت ناگهانی (m^3)
V_l	حجم مایع در ظرف (m^3)؛ کل حجم مایع ریخته (m^3)
v_l	نرخ نشست مایع (m^3s^{-1})
W	جرم سوخت داخل تانک در ابتدای آتش سوزی (kg)
w	عرض نوک شعله (m)
x	فاصله افقی از شعله تا هدف (m) (جدول ۳-۶)، فاصله محوری از سوراخ در رابطه (۳-۶۰) (m)، فاصل افقی بین مرکز آتش کروی و هدف (m)
x_{lum}	جزئی از سطح آتش که توسط قسمت درخشان شعله پوشیده شده است (-)
y	نرخ سوختن (ms^{-1})
α	زاویه انحراف و کج شدن آتش استخری یا آتش فورانی ($^\circ$)
α'	نرخ انبساط فشار ثابت برای سوختن استوکیومتریکی (-)
α_β	زاویه بین محور سوراخ و خط واصله بین مرکز سوراخ و نوک شعله ($^\circ$)
α_{st}	مول‌های واکنش دهنده بر مول‌های محصول در مخلوط استوکیومتریکی هوا سوخت (-)

θ_f	زاویه بین محور سوراخ و سطح افقی در صفحه عمودی (°)
θ_{fv}	زاویه بین محور سوراخ و سطح افقی در جهت باد (°)
ε	ثابت گذر دهی (-)
φ	زاویه بین صفحه عمود بر سطح دریافت کننده و خط داخل بین نقطه منبع و هدف (°)
ϕ	نسبت حجمی سوخت در مخلوط هوا-سوخت (-)
ϕ_{st}	نسبت حجمی و استوکیومتریک سوخت (-)
γ	نسبت گرمای ویژه گاز، C_p/C_v (-)
η_{rad}	جزء تشعشعی گرما (-)
v_{Hc}	ویسکوزیته سینماتیک سوخت (cSt)
Ω	زاویه بین جهت باد و خط عمود (نرمال) بر خط لوله در صفحه افقی (°)
ρ_l	چگالی سوخت مایع (kgm^{-3})
ρ_a	دانسیته هوا (kgm^{-3})
ρ_{f-a}	دانسیته مخلوط هوا و سوخت (kgm^{-3})
ρ_f	دانسیته سوخت گازی در خروجی (kgm^{-3})
ρ_w	چگالی آب (kgm^{-3})
σ	ثابت استفان بولتزمن ($5/67 \times 10^{-8} \text{ Wm}^{-2}\text{K}^{-4}$)
τ	گذردهی هوا (-)

مراجع

- [1] Darbra, R. M., Casal, J. Safety Sci. 42 (2004) 85-98.
- [2] Oggero, A., Darbra, R. M., Mufioz, M., Planas, E., Casal, J. J. Hazard. Mater. A133 (2006) 1.
- [3] Blinov, V. I., Khudiakov, G. N. Doklasy Akademi Nauk SSSR 113 (1957) 1094.
- [4] Hotel, H. C. Fire Resarch Abstracts and Reviews 1 (1959) 41.
- [5] Drysdale, D. An Introduction to Fire Dynamics. John Wiley and Sons, New York, 1997.
- [6] Andreassen, M. Handbook for Fire Calculations and Fire Risk Assessment in the Process Industry. Scandpower A/S. Sintef-Nbl, Lillestrom, 1992.
- [7] Mizner, G. A., Eyre, J. A. Comb. Sci. and Techn. 35 (1983) 33.
- [8] Zabetakis, M. G. US Bureau of Mines Bull. (1965) 627.

- [9] Jones, G. W. Chem. Rev. 22 (1) (1938) 1.
- [10] Hilado, G., Li, J. Fire & Flammability 8 (1977) 38.
- [11] Le Chatelier, H. Ann. Mines 8, 19 (1891) 388. 115
- [12] Fundamentals of fire and explosion. AIChE Monograph series No. 10. AIChE, New York, 1977.
- [13] Amaldos, J., Casal, J., Planas-Cuchi, E. Chem. Eng. Sci. 56 (2001) 3829.
- [14] Zabetakis, M. G., Lambiris, S., Scott, G. S. Seventh Symposium on Combustion, 484. Butterworths, London, 1959.
- [15] Martel, B. Guide d'Analyse du Risque Chimique. Dunod, Paris, 1997.
- [16] Planas-Cuchi, E., Vilchez, J. A., Casal, J. J. Loss Prev. Proc. Ind. 12 (1999) 479.
- [17] Satyanarayana, K., Rao, P. G. J. Hazard. Mater. 32 (1992) 81.
- [18] McGrattan, K. B., Baum, H. R., Hamins, A. Thermal Radiation from Large Pool Fires. NISTIR 6546. NIST, 2000.
- [19] Reid, R. C., Prausnitz, J. M., Sherwood T. K. The Properties of Gases & Liquids. McGraw Hill. New York, 1977.
- [20] Mufioz, M. Estudio de los parámetros que intervienen en la modelización de los efectos de grandes incendios de hidrocarburos. Ph D Thesis. UPC. Barcelona, 2005.
- [21] Mudan, K. S., Croce, P. A. Fire Hazard Calculations for Large Open Hydrocarbon Fires. The SFPE Handbook of Fire Protection Engineering. NFPA-SFPE. Boston, 1988.
- [22] Siegel, R., Howell, J. R. Thermal Radiation Heat Transfer. Taylor & Francis, New York, 1992.
- [23] Mufioz, M., Amaldos, J., Casal, J., Planas, E. Comb. and Flame 139 (2004) 263.
- [24] Zukoski, E. E., Cetegen, B. M., Kubota, T. Visible Structure of Buoyant Diffusion Flames. 20th Symposium on Combustion. The Combustion Institute. Pittsburgh, 1985.
- [25] Mudan, K. Prog. Energy Combust. Sci. 10 (1984) 59.
- [26] Casal, J., Montiel, H., Planas, E., Vilchez, J. A. Análisis del riesgo en instalaciones industriales. Alfaomega. Bogotá, 2001.
- [27] Babrauskas, V. Fire Technol. 19 (1983) 251.
- [28] Rew, P. J., Hulbert, W. G., Deanes, D. M. Trans. IChemE. 75 (1997) 81.

- [29] Burgess, D. S., Hertzberg, M. Radiation from Pool Flames. In Heat Transfer in Flames. John Wiley and Sons. New York, 1974.
- [30] Thomas, P. H. The Size of Flames from Natural Fires. 9 th Symposium on Combustion. The Combustion Institute. Academic Press. New York, 1963.
- [31] Chatris, J. M., Quintela, J., Folch, J., Planas, E., Amaldos, J., Casal, J. Comb. and Flame 126 (2001) 1373.
- [32] Lautkaski, R. J. Loss Prev. Process Ind. 5 (1992) 175.
- [33] Moorhouse, J. IChemE, Symp. Series n. 71 (1982) 165.
- [34] Hawthorne, W. R., Weddell, D., Hottel, H. Mixing and Combustion in Turbulent Gas Jets. 3 rd International Combustion Symposium. The Combustion Institute. Pittsburgh, 1949.
- [35] Brzustowski, T. A. Progress in Energy and Comb. Sci., 2 (1976) 129.
- [36] Chamberlain, G. A. Chem. Eng. Res. Dev. 65 (1987) 299.
- [37] Committee for the Prevention of Disasters. Methods for the Calculation of Physical Effects (the "Yellow Book"), 3 rd ed. The Hague, SDU, 1997.
- [38] Kern, G. R. Hydrocarbon Proc. 43 (1964) 121-125.
- [39] Kalghatgi, G. T. Comb. and Flame 52 (1983) 91.
- [40] CCPS. Guidelines for Evaluating the Characteristics of Vapor Cloud Explosions, Flash Fires and BLEVEs. AIChE. New York, 1994.
- [41] Broeckmann, B., Schecker, H. G. J. Loss Prev. Process Ind. 8 (1995) 137.
- [42] Michaelis, P., Mavrothalassitis, G., Hodin, A. Boilover. Rapport Interne. TOTAL-EDFINERIS. 1995. 116
- [43] Broeckmann, B., Schecker, H. G. Boilover effects in burning oil tanks. 7 th International Symposium on Loss Prevention and Safety promotion in the Process Industries, 1992.
- [44] INERIS. Boilover. Minist6re de l'Ecologie et du D6veloppement Durable. 2003.
- [45] CCPS. Guidelines for Consequence Analysis of Chemical Releases. AIChE, New York, 1999.
- [46] Satyanarayana, K., Borah, M., Rao, P. G. J. Loss. Prev. Proc. Ind., 4 (1991) 344-349.

- [47] W. E. Martinsen and J. D. Marx, Int. Conference and Workshop on Modelling and Consequences of Accidental Releases of Hazardous Materials. CCPS, AIChE, 605, 1999.
- [48] M. W. Roberts, Analysis of Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion (BLEVE) Events at DOE Sites, Safety Analysis Workshop 2000 (http://www.efcog.org/publication/WG%20Minutes/sawg/2000%20Conference/papers_pdf/roberts.pdf).
- [49] M. Demichela, N. Piccinini and A. Poggio, Process Saf. Environ., 82 (B2) (2004) 128.
- [50] HID, Safety Report Assessment Guide: LPG, 2001.
- [51] A. F. Roberts, Fire Safety J., 4 (1982)
- [52] EPA.CEPPPO, Risk Management Program Guidance Offsite Consequence Analysis, 1999.
- [53] D. F. Bagster and R. M. Pitblado, Chem. Eng. Prog., July (1989) 69.
- [54] I. A. Papazoglou and O. N. Anezeris, J. Hazard. Mater., 67 (1999) 217. 117

فصل چهارم

انفجارهای ابر بخار



۱- مقدمه

انفجارهای تصادفی با رهايش بسیار سریع انرژی همراهند که مقدار زیادی گاز در حال انبساط تولید می‌کنند. این گاز ممکن است گاز تحت فشاری باشد که بطور ناگهانی آزاد می‌شود (توجه شود که فشار بصورت انرژی بر واحد حجم اندازه گیری می‌شود) و یا در قالب محصولات حاصل از احتراق و با دمای بالا می‌باشد. در هر دو حالت انبساط سریع گازها منجر به افزایش فشار یا موج انفجار می‌شود که می‌تواند اثرات قابل توجهی در محیط به جا بگذارد.

در این فصل به انفجارهای ابر بخار می‌پردازیم. انفجارهای ناشی از نشت ناگهانی گازهای تحت فشار یا مایعات مافوق گرم (ترکیدن ظروف تحت فشار) در فصل ۵ بحث شده‌اند.

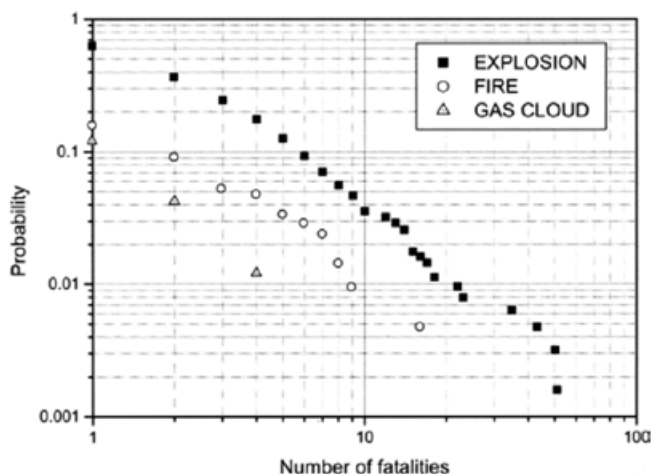
در میان حوادث عمده در صنایع فرآیندی و حمل و نقل مواد خطرناک، انفجارها نسبتاً متداولند. در بررسی صورت گرفته روی سوابق موجود در ۵۳۲۵ حادثه [۱]، ۳۶٪ موارد انفجار بوده‌اند (آتش‌سوزی با ۴۴٪ متداول‌تر است). یک تحقیق جدیدتر روی حوادث حمل و نقل نشان می‌دهد در هر ۹/۵ حادثه یکی به انفجار منجر می‌شود و در هر ۱۵ حادثه یکی به انفجار و آتش‌سوزی منجر می‌شود. تحقیق دیگری در بندرگاه‌ها نشان داد از هر ۶ رهايشی که ایجاد آتش‌سوزی می‌کنند یکی به انفجار منجر می‌شود [۲].

انفجارها از این جهت که می‌توانند آثار مخربی روی ناحیه نسبتاً گسترده‌ای داشته باشند حائز اهمیت هستند. شرایط مختلف مانند فاصله زمانی کم بین شروع حالت اضطراری و وقوع انفجار، می‌توانند شدت انفجار و در نتیجه پیامدهای آن را روی مردم افزایش دهند. در حقیقت منحنی‌های P-N مربوط به انواع حوادث- انفجار، آتش و ابر گاز- به وضوح نشان می‌دهند که انفجارها شدیدترین پیامدها را دارند و پس از آنها آتش و در نهایت ابر گاز قرار دارند (شکل ۴-۱) [۳].

روی شکل محور X با عنوان تعداد کشته‌ها نشان دهنده شدت پیامد است. مقادیر محور Y عبارتند از احتمال این که یک حادثه منجر به تعداد کشته‌هایی برابر یا بیشتر از N گردد (برای $N=0$ ، $P=1$ است). در تمام انواع حوادث این احتمال با افزایش شدت حادثه (تعداد کشته‌ها) کاهش می‌یابد اما برای یک احتمال مشخص معمولاً تعداد کشته‌ها برای انفجار بیشتر است.

جهت پیش بینی قدرت تخریبی موج انفجاری که ممکن است در یک دستگاه روی دهد انفجارها باید مدل شوند. در صنایع فرآیندی موادی که می‌توانند باعث انفجار شوند عمدتاً عبارتند از هیدروکربن‌هایی مانند LPG، بنزین یا سیکلو هگزان. یک سناریوی نوعی عبارت است از نشت سوخت مایع داغ و تحت فشار. افت فشار حین نشت باعث تبخیر ناگهانی می‌شود که در ادامه منجر به تشکیل ابری متشکل از مخلوط سوخت و هوا می‌گردد. پس از زمان نسبتاً کوتاهی ابر- قسمت بزرگی از آن که در محدوده آتش‌گیری قرار دارد- مشتعل شده و انفجار به وقوع می‌پیوندد.

هیدروکربن‌ها مواد منفجره نسبتاً ضعیفی هستند، اما مقدار ماده شرکت کننده در انفجار می‌تواند خیلی زیاد باشد. به علاوه محبوس شدن بخشی از گاز در نقاط مختلف و آشفتنگی‌های احتمالی در آن (مثلاً بر اثر جت) موج انفجار را قوی‌تر کرده و لذا این انفجارها در نهایت می‌توانند بسیار مخرب باشند. اثر مشابهی نیز از غبار دیده می‌شود: ظاهراً مواد بی ضرری چون شکر، آرد یا آسپیرین انفجارهای بسیار جدی‌ای ایجاد کرده‌اند.



شکل ۴-۱- منحنی P-N به صورت تابعی از نوع حادثه: انفجار، آتش و ابرگاز، برگرفته از مرجع [۳]

بنابراین جنبه مهمی از آنالیز ریسک، تعیین خطرات انفجار و آثار آن روی افراد و تجهیزات است. این فصل در رابطه با پیش بینی خسارات حاصل از موج انفجار ابر بخار و موارد عملی نمونه مربوط به آن بحث می‌کند.

۳- ابرهای بخار

یک ابر بخار معمولاً بر اثر نشت جرم مشخصی از مایع بخار شونده یا گاز شکل می‌گیرد. مثلاً ریزش مایع، سبب تشکیل حوضچه و تبخیر آن شده و رهایش گاز یا بخار، یا نشت مایع فوق گرم - که در اثر افت فشار منجر به تبخیر ناگهانی می‌شود- منجر به رهایش دو فازی (اسپری) می‌شود. تحت شرایط آب و هوایی خاصی ممکن است ابر آتش- گیر شکل بگیرد. اگر ابر مشتعل شود، ماده می‌سوزد و آتش ناگهانی رخ خواهد داد. ممکن است علاوه بر آتش یک انفجار مکانیکی نیز رخ دهد.

برای این که انفجاری رخ دهد شرایط مختلفی باید فراهم شود. در ابتدا ماده رها شده باید آتش‌گیر باشد و نیز تأخیر معینی در تولید جرقه وجود داشته باشد. زیرا اگر جرقه سریعاً روی دهد پدیده دیگری خواهیم داشت (آتش فورانی). اگر تأخیر به حد کافی باشد امکان تشکیل ابر بزرگی از مخلوط هوا و سوخت فراهم خواهد شد. به علاوه بخشی از ابر هوا- سوخت باید در محدوده اشتعال پذیری باشد. یعنی باید آتش‌گیر بوده و از یک ابعاد حداقلی برخوردار باشد. مقادیر مختلفی در این زمینه پیشنهاد شده اند اما دقیقاً معلوم نیست که مقداری حدی برای آن وجود داشته باشد، چرا که این مقدار حدی به شرایط وابسته است (مثلاً حبس بودن گاز). مقدار کمینه ۱۰۰۰kg برای آن پیشنهاد شده و در نهایت وجود تلاطم ضروری است. این تلاطم می‌تواند در اثر رهایش (فوران) یا بدلیل برهم‌کنش ابر با مواعی که ایجاد حبس جزئی می‌کنند ایجاد شود.

اگر این شرایط تأمین شوند و ابر به عامل جرقه برسد انفجار رخ می‌دهد و موج آن ناحیه مشخصی را تحت تأثیر قرار می‌دهد. مجموع انرژی آزاد شده تابعی خواهد بود از مقدار ماده شرکت کننده در انفجار و انرژی انفجاری آن، هر چند سهم نسبتاً کمی (بخشی) از این انرژی در تولید موج انفجار شرکت می‌کند. برای اهداف عملی، انرژی انفجار را می‌توان انرژی احتراق کمتر (بخش کوچکتر) در نظر گرفت چرا که برای بسیاری از مواد این دو مقدار درصد اندکی با هم تفاوت دارند [۴].

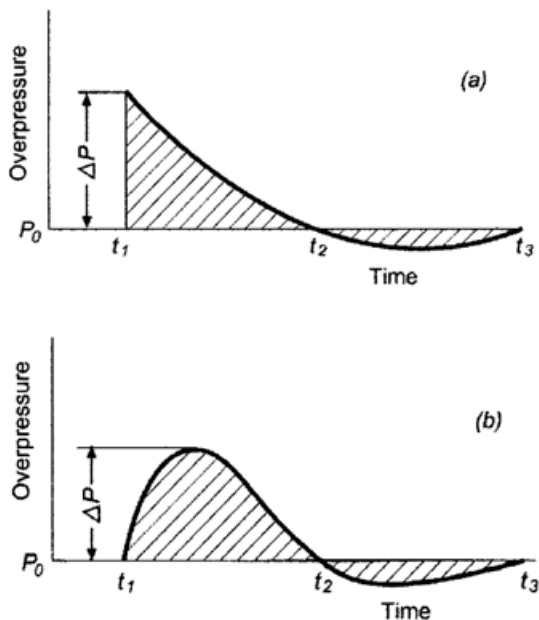
۳- انفجار و موج انفجار

از نقطه نظر عملی، مهمترین ویژگی یک انفجار، موج است. بخشی از انرژی انفجاری یک ماده منفجره یا گرمای سوختن سوخت به انرژی مکانیکی (موج انفجار) تبدیل می‌شود. این مسأله به دلیل انبساط محصولات احتراق ناشی از استوکیومتری واکنش (تعداد مول‌های زیادتر) و انبساط گرمایی است. در شرایط اتمسفریک بیشینه بازده تئوری این تبدیل در انفجار هوا-هیدروکربن ۴۰٪ است. اگرچه در عمل بسیار کمتر است. در مورد مواد منفجره نظامی بازده بسیار بیشتر است.

۳-۱- موج انفجار

انرژی مکانیکی انفجار یک موج انفجاری تشکیل می‌دهد که با سرعت مشخص در هوا حرکت می‌کند. افزایش فشار، محصول دو پدیده رقابتی است: افزایش فشار در اثر احتراق و کاهش فشار ناشی از انبساط گازها.

شکل این موج به نوع انفجار بستگی دارد (شکل ۴-۲). قبل از رسیدن موج انفجار، فشار برابر فشار محیطی یعنی P_0 است. در یک موج انفجار ایده‌ال، افزایش فشار تقریباً به صورت ناگهانی به مقدار $P_0 + \Delta P$ می‌رسد. سپس با سرعت کمتری تا مقادیر منفی کاهش یافته و به مقدار کمینه می‌رسد و نهایتاً به مقدار محیطی بر می‌گردد.



شکل ۴-۲- شکل موج انفجار برای الف- Detonations و ب- Deflagration

این نوع موج انفجار (افزایش ناگهانی فشار) که موج ضربه‌ای نامیده می‌شود، نمایانگر Detonations است (شکل ۴-۲-الف). ΔP معمولاً افزایش فشار جانبی پیک نامیده می‌شود. در Deflagration افزایش فشار کندتر صورت می‌گیرد (شکل ۴-۲-ب) و برای مقدار معینی از مواد منفجره بیشینه افزایش فشارش (پیک) در مقایسه با Detonations کمتر است.

بنابراین موج انفجار دارای یک فاز مثبت است که با فاز منفی یا مکش همراه می‌شود. اگر موج با یک مانع صلب برخورد کند یک فشار گذرا بر روی سطح جسم در طول فاز مثبت شکل می‌گیرد. در دیواره جلویی، افزایش فشار منعکس می‌شود و یک موج منعکس شده داخلی شکل می‌گیرد. این فشار انعکاسی دو یا چند برابر افزایش فشار اولیه است [۵]. آثار روی اشیاء پهن حتماً در فاز مثبت روی می‌دهند.

اگرچه قدرت تخریب موج انفجار به بیشینه افزایش فشار مربوط است ولی یک متغیر مهم دیگر فشار دینامیک است [۶]. فشار دینامیک بر اثر جا به جایی هوا (باد موج) در اثر موج انفجار ایجاد می‌شود و با مجذور سرعت هوا و چگالی هوای پشت موج متناسب است. بعد از این که فاز مثبت گذشت، شیئی تحت تأثیر آثار بادموج قرار می‌گیرد (نیروی کششی) و فاز منفی آغاز می‌شود. آثار روی اشیاء باریک عمدتاً ناشی از این نیروی کششی است.

مدت زمان و ضربه نیز پارامترهای مهمی در موج انفجارند. منظور از مدت زمان، بازه زمانی است که افزایش فشار حضور دارد. در شکل شماره ۴-۲، مدت زمان فاز مثبت برابر با $t_1 - t_2$ و مدت زمان فاز منفی برابر $t_2 - t_3$ است. ضربه برابر است با مساحت زیر منحنی افزایش فشار بر زمان. ضربه مثبت و منفی را می‌توان به صورت زیر تعریف کرد [۷].

$$i^+ = \int_{t_1}^{t_2} (P(t) - P_o) dt \quad (1-4)$$

$$i^- = \int_{t_2}^{t_3} (P_o - P(t)) dt \quad (2-4)$$

که در آن:

P - افزایش فشار (Pa)

P_0 - فشار اتمسفریک (Pa)

است.

انفجارها را می‌توان به دو دسته detonations و deflagration تقسیم کرد. این‌ها ویژگی‌ها و شدت‌های متفاوتی دارند که در بخش بعدی به اختصار در موردشان توضیح داده می‌شود.

۲-۲-۳ Detonations

در detonation موج فشار با سرعت مافوق صوت از میان مخلوط واکنش نداده عبور می‌کند. همانطور که در بالا اشاره شد موج انفجار یک شکل ویژه دارد و تقریباً همراه با افزایش ناگهانی فشار است (شکل ۴-۲ الف). افزایش فشار ایجاد شده در اثر احتراق سریع به صورت موج ضربه‌ای درون مخلوط منتشر می‌شود که باعث فشرده شدن و مشتعل شدن مخلوط می‌گردد. بنابراین زبانه شعله و موج ضربه‌ای با سرعت مافوق صوت به همراه هم منتشر می‌شوند.

به دلیل همین ویژگی‌ها detonation حاصل از مقدار معینی مواد منفجره نسبت به deflagration مخرب‌تر است. امواج انفجار ناشی از مواد شدیداً منفجر شونده (مثل TNT) به موج ایده‌ال نزدیکند. این مسأله به دلیل حجم کم ماده و سرعت بالای نرخ رهایش انرژی [۶] به همراه یک واکنش سریع است. به هر حال احتمال وقوع

detonation برای یک ابر آتش‌گیر غیر محبوس در عمل ناچیز است. چرا که در این حالت مخلوط هوا-سوخت زیاد یکنواخت نیست و این مسأله مانع از گسترش و انتشار detonation می‌شود.

در حقیقت تنها یک مورد وجود دارد که ممکن است این مسأله رخ داده باشد و آن هم به دلیل شرایط خاص، انفجار ابر بخار حاوی حدوداً ۲۳۰۰۰ kg پروپان در Port Hudson (Missori, 1970) [۸] می‌باشد.

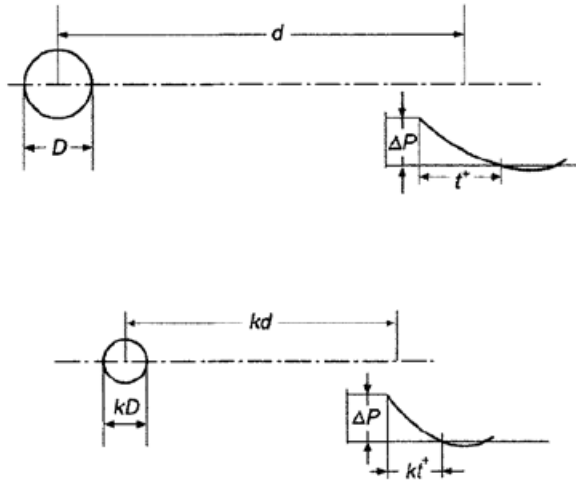
۳-۳ Deflagration

در انفجارهای ابر بخار چون حجم مخلوط هوا-بخار زیاد است و نرخ رهاپش انرژی کند است (سرعت واکنش نسبت به حالت قبلی کمتر است) انفجار را deflagration می‌نامیم. وجه مشخصه این نوع انفجار، موج انفجار نرم‌تر و انتشار با سرعت کمتر از سرعت صوت است شکل (۴-۲-ب). انتشار شعله ابتدا از طریق هدایت گرمایی و نفوذ مولکولی صورت می‌گیرد و در مراحل اولیه انفجار انتشار شعله به صورت آرام و افزایش فشار بسیار اندک است. با پیشرفت انفجار، تلاطم ایجاد می‌شود و در نتیجه نرخ احتراق افزایش می‌یابد. موج انفجار حاصل از انفجار ابر بخار با دور شدن از لبه ابر بخار به شکل ایده‌ال نزدیک‌تر می‌شود [۶]. به علاوه در انفجارهای ابر بخار ضربه منفی در مقایسه با ضربه مثبت کوچک نیست. افزایش فشارهای منفی بزرگ از طریق مکش باعث آسیب به ساختمان‌ها می‌شوند. بنابراین پیش‌بینی موج انفجار ناشی از ابر بخار سخت‌تر است چرا که این موج از مواد شدیداً انفجاری ایجاد می‌شود.

۳-۴ سنجش موج انفجار

قوانینی وجود دارند که خصوصیات امواج انفجاری ناشی از انفجارهای مختلف را به هم مربوط می‌کنند (مقدار ماده منفجره، فاصله) و این امکان را فراهم می‌کنند که با داشتن خواص انفجار در یک شرایط، بتوان از طریق برون‌یابی، خواص را در شرایط دیگری به دست بیاوریم.

شواهد تجربی نشان می‌دهند اگر ماده منفجره کروی شکل به قطر D ، در فاصله d از مرکز کره، افزایش فشار بیشینه ΔP را ایجاد کند و زمان فاز مثبت t^+ به همراه ضربه I (انتگرال فشار-زمان) باشد، آنگاه ماده مشابه با قطر KD در هوای مشابه، موج افزایش فشاری با شکل مشابه و پیشینه یکسان برابر ΔP (با زمان فاز مثبت kt^+ و ضربه ki) در فاصله kd از مرکز ماده منفجره ایجاد خواهد کرد. این مسأله قانون Hopkinson یا ریشه سوم نامیده می‌شود.



شکل ۴-۳- قانون سنجش Hopkinson برگرفته از مرجع [۵]

اگر فرض کنیم جرم ماده منفجره با حجمش، یعنی با توان سوم قطرش، متناسب است، فاصله دگرگون به صورت نسبت بین فاصله واقعی و ریشه سوم جرم تعریف می‌شود:

$$d_n = \frac{d}{M^{1/3}} \quad (۳-۴)$$

که در آن:

d_n - فاصله دگرگون ($\text{mkg}^{1/3}$)

d - فاصله واقعی از مرکز انفجار تا نقطه‌ای که افزایش فشار باید تخمین زده شود (m)

M - جرم ماده منفجره (kg)

می‌باشند.

بنابراین ریشه سوم جرم معمولاً به عنوان پارامتر مقیاس گذاری برای شرایط زیر استفاده می‌شود. وقتی دو مقدار از یک ماده منفجره و با هندسه مشابه اما اندازه متفاوت در فضای یکسان منفجر شوند، پیک‌های مشابه افزایش فشار در فاصله دگرگون یکسان ایجاد می‌شود.

این ساده‌ترین و رایج‌ترین حالت سنجش موج انفجار است. روش دیگری که در این قسمت استفاده خواهد شد، روش پیشنهادی Sachs [۹ و ۷] است. موج انفجار می‌تواند به صورت تابعی از افزایش فشار دگرگون (یا افزایش فشار دگرگون Sachs) بیان شود.

$$\Delta p_s = \frac{\Delta P}{P_o} \quad (۴-۴)$$

فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق (یا فاصله دگرگون Sachs)

$$\bar{R} = \frac{d}{(E/P_0)^{1/3}} \quad (۵-۴)$$

و ضربه دگرگون Sachs

$$\bar{i}_s = \frac{i u_s}{P_0^{2/3} E^{1/3}} \quad (۶-۴)$$

که در آن،

\bar{i} - ضربه حادثه (Pa s)

E - انرژی شرکت داشته در انفجار (J)

P_0 - فشار هوا (pa)

ΔP - بیشینه افزایش فشار (Pa)

u_s - سرعت صوت در هوا ($m s^{-1}$)

است.

۳-۵- انفجارهای زمینی و هوای آزاد

اگر جرم منفجر شونده یا ظرف در حال انفجار دور از سطوحی که ممکن است موج انفجار را منعکس کنند واقع شده باشد، موج انفجار کروی خواهد بود. این‌ها انفجارهای هوای آزاد نامیده می‌شوند و معمولاً در انفجارهای حوادث دیده نمی‌شوند (اگرچه این شرایط در برخی فعالیت‌های نظامی یافت می‌شود).

در حالی که اگر انفجار نزدیک سطح روی دهد - مثلاً نزدیک سطح زمین - موج انفجار توسط این سطح منعکس می‌شود و به جای کره روی یک حجم نیم کره عمل می‌کند. به‌علاوه موج منعکس شده به موج اولیه می‌رسد و لذا قدرتش را افزایش می‌دهد. به این نوع، انفجارهای زمینی یا سطحی گفته می‌شود.

اگر انعکاس از زمین کامل باشد، فاکتور انعکاس را ۲ در نظر می‌گیریم چرا که انرژی موج انفجار در نیمکره پائینی و انفجار هوای آزاد در تولید موج انفجار در نیمکره بالای زمین استفاده می‌شود. هر چند در عمل فاکتور انعکاس برای مواد منفجره پر انرژی اغلب کمتر است (حدوداً ۱/۸). چون مقداری از انرژی رها شده در انفجار بوسیله ایجاد ضربه و یا کندن زمین تلف می‌شود [۷].

برای منابع با چگالی انرژی پائین مانند انفجارهای ابرگاز مقدار انرژی تلف شده در زمین بسیار کم است و فاکتور ۲ را می‌توان به کار گرفت.

۴- تخمین انفجار روش "معادل TNT"

یک رویکرد رایج در تعیین آسیب حاصل از انفجار تخمین "معادل TNT" است. یعنی جرم معادل از TNT که می‌تواند همان مقدار خسارت ایجاد کند. ویژگی‌های اصلی TNT و دیگر مواد انفجاری قوی به صورت گسترده‌ای بررسی شده است و لذا می‌تواند به عنوان منابع قابل اطمینانی در نظر گرفته شوند.

در انفجارهای ابریخار، جرم معادل TNT با استفاده از عبارت زیر قابل محاسبه است:

$$W_{TNT} = \eta \frac{M\Delta H_C}{\Delta H_{TNT}} \quad (7-4)$$

که در آن:

M- جرم سوخت در ابر (kg)

ΔH_C - کمترین گرمای احتراق سوخت (kJ kg^{-1})

η - فاکتور بازده انفجار

ΔH_{TNT} - انرژی انفجاری TNT (4680 kJ kg^{-1})

است.

استفاده از رابطه (7-4) مشکلاتی را به دنبال دارد. اولاً مقدار فاکتور بازده انفجار باید تعیین شود. از آن جا که هیدروکربن‌ها، متداول‌ترین موادی هستند که در انفجارهای ابریخار شرکت دارند، و در حقیقت مواد منفجره ضعیفی هستند، فقط سهم کوچکی از انرژی آزاد شده در تولید موج انفجار به کار می‌رود: مقادیر بین ۱٪ و ۱۰٪ توسط نویسندگان مختلف پیشنهاد شده است. اگرچه مقدار η احتمالاً متأثر از واکنش پذیری سوخت و میزان محبوس بودن ابر است و مقدار پذیرفته شده فعلی ۳٪ ($\eta = 0.03$) می‌باشد.

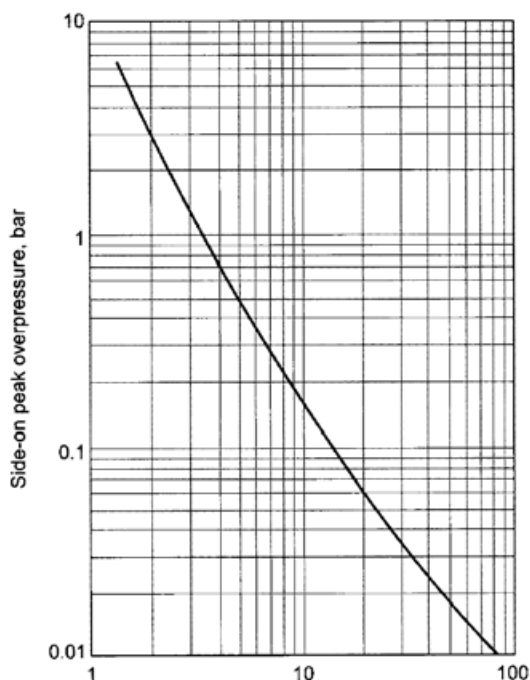
در خصوص جرم سوخت شرکت کننده در انفجارها، بهتر است سناریوی بدترین حالت فرض شود به نحوی که کل مقدار ماده آتش‌گیر در ابر در تولید انفجار شرکت کند. هر چند نویسندگان دیگری معتقدند تنها جرم حاضر در حد پائین اشتعال پذیری باید در نظر گرفته شود.

وقتی مقدار جرم معادل TNT، W_{TNT} تعیین شد، فاصله دگرگون باید محاسبه شود (رابطه (4-3)). از روی فاصله دگرگون و با کمک نمودار استاندارد انفجار (شکل 4-4) بیشینه افزایش فشار به دست می‌آید. برای هر فاصله دگرگون مقدار بیشینه افزایش فشار مرتبط موجود است. نمودارهای متفاوتی در نشریات هستند که بیشینه افزایش فشارهای نسبتاً مختلفی را ارائه می‌دهند (توجه: نمودارهای انفجار برای انفجارهای هوای آزاد نیز در نشریات یافت می‌شوند).

بیشینه افزایش فشار را همچنین می‌توان با استفاده از عبارت زیر از روی فاصله دگرگون محاسبه نمود:

$$\frac{\Delta P}{P_o} = \frac{1}{d_n} + \frac{4}{d_n^2} + \frac{12}{d_n^3} \quad (۴-۸)$$

همانطور که در بالا اشاره شد ویژگی‌های اصلی انفجار و ابر بخار با هم متفاوتند. TNT ماده منفجره‌ای با چگالی انرژی بالا است و ابرهای بخار منبعی با چگالی انرژی پایین هستند. انفجار TNT از نوع detonation است، در حالی که انفجارهای ابر بخار از نوع deflagration است. شکل و سرعت امواج انفجار آن‌ها نیز متفاوت است. از همین روست که روش معادل TNT روش دقیقی نیست. خطا در فواصل نزدیک (تا سه برابر قطر ابر از مرکز انفجار) بیشتر و در فواصل دور (بیش از ده برابر قطر ابر از مرکز انفجار) کمتر است. چرا که موج انفجار ابر بخار در طول حرکت و دور شدن از مرکز انفجار به موج انفجار حاصل از TNT شبیه‌تر می‌شود [۶]. از این رو روش معادل TNT در فواصل دور سودمند است. مثلاً در تخمین آسیب حاصل از موج انفجار روی نواحی اطراف یک کارخانه شیمیایی.



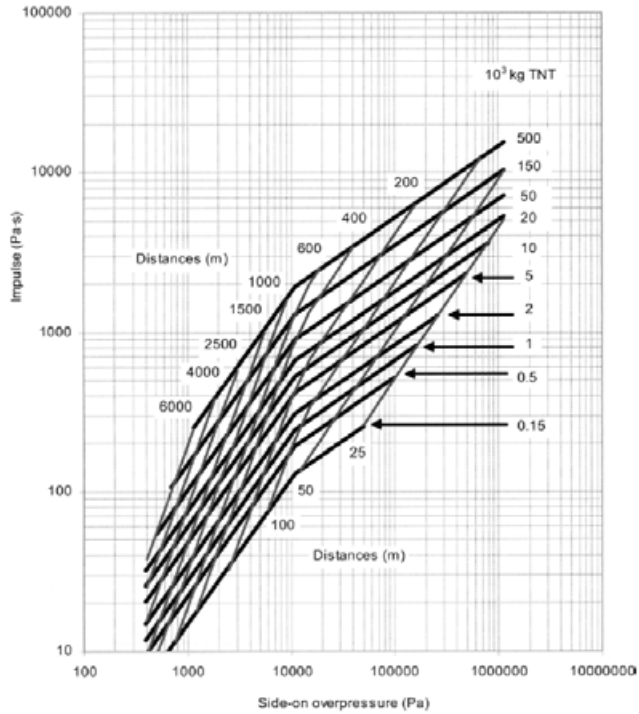
شکل ۴-۴ - بیشینه افزایش فشار برای انفجار TNT زمینی برگرفته از مرجع [۵]

به‌علاوه باید توجه داشت اگر روش جایگزین دیگری استفاده شود، باز هم با خطاهایی مواجه می‌شویم. این خطاها از عدم قطعیت‌هایی در ارتباط با اندازه، شکل و ترکیب ابر بخار تأثیر حبس بودن و انباشتگی در نواحی پوشیده شده توسط مخلوط آتش‌گیر نشأت می‌گیرد. بنابراین با وجود اینکه روش معادل TNT بسیار ساده است ولی به صورت گسترده‌ای استفاده می‌شود.

اخیراً نموداری از منحنی‌های مشخصه منتشر شده است [۱۱]. به کمک این نمودار مقادیر تقریبی افزایش فشار و ضربه را به صورت تابعی از فاصله برای انفجاری که جرم معادل TNT آن معلوم است، می‌توان تعیین کرد. نویسندگان معادلات توانی‌ای را به روابط مشهور بین ΔP (بیشینه افزایش فشار) و dn و همچنین بین \dot{I} (ضربه

دگرگون $i' = iW_{TNT}^{-1/3}$ و dn جفت و جور کردند. این جفت و جور سازی برای مدل TNT و در دو بازه زمانی مختلف از فاصله دگرگون ($10 \leq d' < 200 mkg^{-1/3}$, $1 \leq d' < 10 mkg^{-1/3}$) صورت گرفت و نمودار موجود در شکل ۴-۵ حاصل شد.

در این نمودار نقاط مربوط به فواصل یکسان روی خطوط مشخصه مختلف با خطوط هم فاصله به یکدیگر متصل شده‌اند. منحنی‌های مشخصه برای مقادیری از W_{TNT} بین ۱۵۰ kg و 500×10^3 kg رسم شده‌اند. برای یک جرم معادل مفروض از TNT بیشینه افزایش فشار و ضربه در فواصل مختلف با درون یابی از روی شکل قابل استخراج است.



شکل ۴-۵ - نمودارهای مشخصه مربوط به انفجار مقادیر مختلفی از TNT در فواصل مختلف از مرکز انفجار برگرفته از مرجع [۱۱]

مثال ۴-۱

در ژوئن ۱۹۷۴، در یک کارخانه فرآیندی واقع در Flixborough (UK)، پارگی خط لوله به تشکیل ابر بخار حاوی ۳۰۰۰۰ kg سیکلوهگزان منجر شد ($\Delta H_{\text{cyclohexane}} = 43,930 kJ/kg^{-1}$). زمان سپری شده بین پارگی و انفجار ۴۵ ثانیه بود. تخمین زده می‌شود که در لحظه انفجار حجم ابر برابر $400,000 m^3$ و غلظت متوسط آن ۲٪ بوده است. محاسبه کنید:

الف- بیشینه افزایش فشار در فاصله ۵۰۰ متری از مرکز ابر

ب - بازده واقعی انفجار در حالت کلی اگر در فاصله ۱۹۵۰ متری شیشه‌ها شکسته باشند.

راه حل

الف - جرم معادل TNT را محاسبه کنید (رابطه ۴-۷). بازده انفجار را ۳٪ فرض کنید:

$$W_{TNT} = \eta \frac{M\Delta H_C}{\Delta H_{TNT}} = 0.03 \frac{30,000 \times 43,930}{4,680} = 8,448 \text{ kg}$$

فاصله دگرگون را محاسبه کنید:

$$ds = \frac{d}{W_{TNT}^{1/3}} = \frac{500}{\sqrt[3]{8,448}} = 24.55 \text{ mkg}^{-1/3}$$

بیشینه افزایش فشار به دست آمده از شکل ۴-۴ $\Delta p = 0.041 \text{ bar}$ است. آثار این انفجار شکستن شیشه‌ها و خسارات جزئی به ساختار ساختمان‌ها خواهد بود. اگر معادله (۴-۸) را به کار بگیریم خواهیم داشت:

$$\frac{\Delta p}{1.013} = \frac{1}{24.55} + \frac{4}{24.55^2} + \frac{12}{24.55^3}, \Delta p = 0.049 \text{ bar}$$

اگر از منحنی‌های مشخصه (شکل ۴-۵) استفاده کنیم $W_{TNT} = 8,448 \text{ kg}$ ، $d = 500 \text{ m}$ و لذا خواهیم داشت $\Delta p = 4500 \text{ pa}$ (یعنی 0.045 bar).

ب- آستانه شکستن شیشه بر اثر افزایش فشار حدوداً 0.1 bar است (جدول ۷-۱۴) یعنی به طور ضمنی (شکل ۴-۴) معادل فاصله دگرگون برابر با $dn = 80 \text{ mkg}^{-1/3}$ برای فاصله 1950 m این فاصله مربوط است به جرم معادل TNT برابر با:

$$d_n = 80 = \frac{1950}{\sqrt[3]{W_{TNT}}}; W_{TNT} = 14,480 \text{ kg}$$

این جرم اشاره دارد به بازده کلی انفجار برابر با:

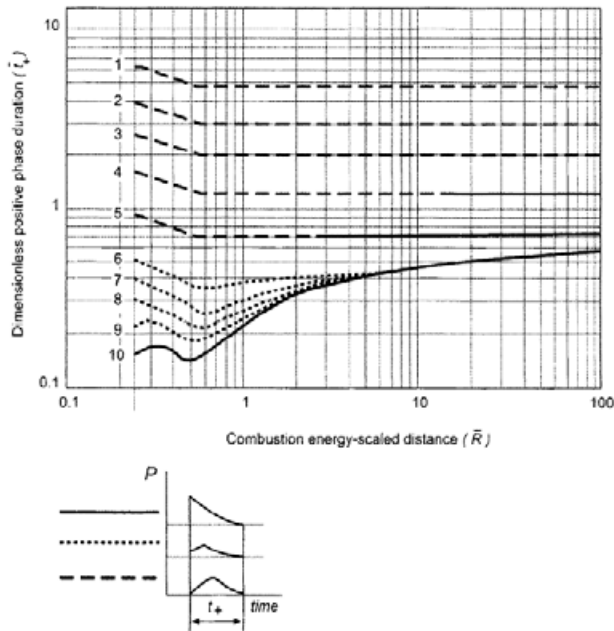
$$\eta = \frac{W_{TNT} \Delta H_{TNT}}{M\Delta H_f} = \frac{14,480 \times 4680}{30,000 \times 43,930} = 0.05$$

در حقیقت بازده ۵٪ توسط محققی که این انفجار را بررسی کرده‌اند نیز به دست آمده است. این مقدار نسبتاً زیاد احتمالاً به دلیل محبوس شدن جزئی و انباشتگی گاز در اثر وجود تجهیزات و ساختمان در اطراف محل نشتی است.

۵- تخمین انفجار: روش Multi-Energy

با توجه به بررسی‌های مختلف روی انفجارهای بزرگ ابر بخار، به نظر می‌رسد آسیب انفجار به کل مقدار سوخت موجود در ابر مربوط نمی‌شود. در حقیقت بررسی انفجارهای ابر هیدروکربن محدوده وسیعی از معادل‌های TNT را نشان می‌دهند. در عوض پیشنهاد شده است که آثار انفجار به اندازه، شکل و ماهیت بخشی از ابر آتش‌گیر که محبوس شده یا با مانعی برخورد کرده وابسته است و قسمت‌های حبس نشده ابر فقط می‌سوزند و نقش خاصی در افزایش فشار ندارند. این تئوری که به صورت فزاینده‌ای پذیرفته شده است منبای روش Multi energy در مدل‌سازی انفجار ابر بخار است [۱۲ و ۱۳]. انفجار ابر بخار تنها در جایی رخ می‌دهد که مخلوط آتش‌گیر محبوس و یا انباشته شده باشد.

در این مدل، حجم ابر در فضای حبس شده معادل حجم یک نیمکره در نظر گرفته می‌شود. این مدل نیمکره ابر را مخلوط یکنواختی از هوا و هیدروکربن در غلظت‌های استوکیومتریک فرض می‌کند. برای مخلوط‌های هوا و هیدروکربن، مقدار متوسط دانسیته 0.1 kg m^{-3} فرض می‌شود. این معادل $3.5 \times 10^6 \text{ J m}^{-3}$ انرژی احتراق متوسط است. نمودارهای زیر از شبیه‌سازی عددی انفجاری از این نوع با جرم سوختی نیمکره‌ای شکل روی سطح زمین بدست می‌آید. (شکل‌های شماره ۴-۶ و ۴-۷).

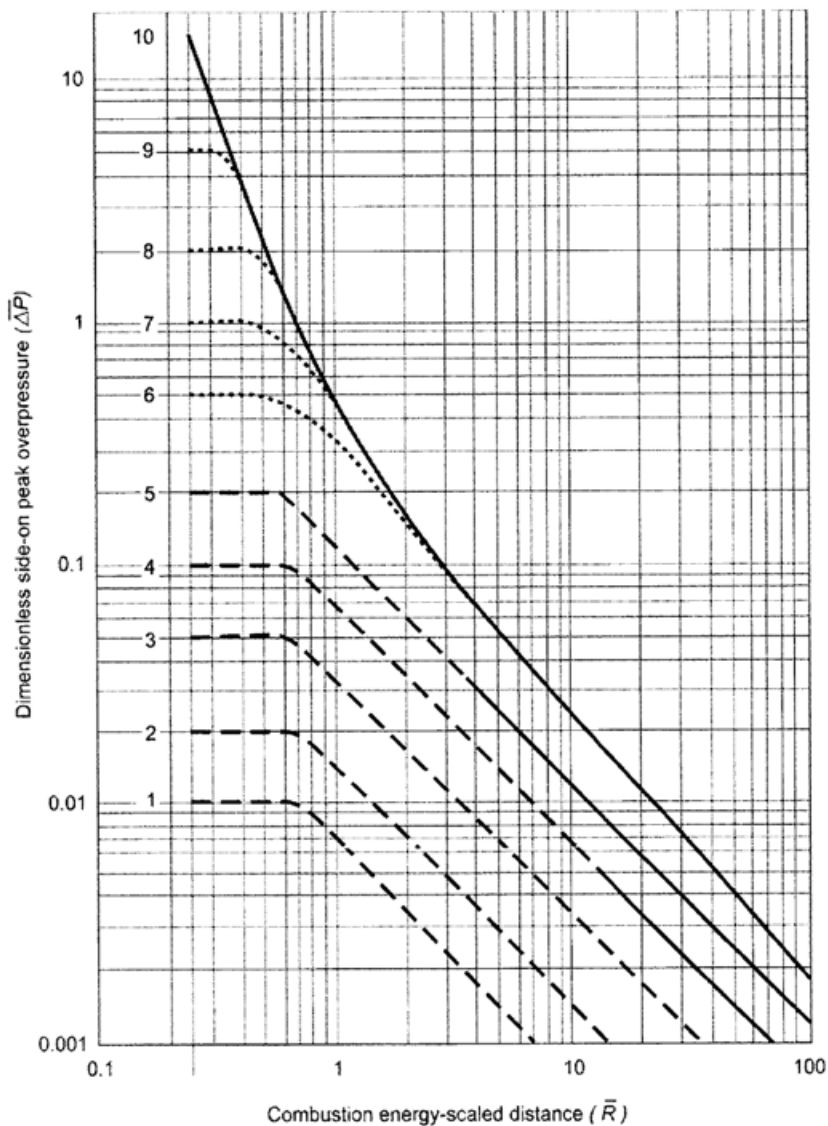


شکل ۴-۶- نمودار انفجار روش Multi energy مدت زمان بدون بعد فاز مثبت برگرفته از مرجع [۱۵]

به کمک شکل ۴-۶ می‌توان مدت به طول انجامیدن فاز مثبت انفجار ابر بخار را پیش بینی کرد. شکل حاوی ۱۰ نمودار است که نشان دهنده ۱۰ شدت مختلف از انفجار است، از کم قدرت (دسته اول) تا detonation (دسته دهم). نمای گرافیکی از شکل موج انفجار مربوطه نیز ارائه شده است [۱۲].

شکل ۴-۷ بیشینه افزایش فشار بدون بعد $\Delta \bar{P}_s$ را به صورت تابعی از فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق و برای ۱۰ شدت اولیه انفجار نشان می‌دهد. انفجار شدید همراه با موج ضربه‌ای است و با خط پر نشان داده شده است. امواج فشاری کم شدت با خط چین نشان داده شده‌اند و ممکن است در فواصل دور به امواج ضربه‌ای تبدیل شوند.

لذا هرگاه فرضیات مربوط به این شدت‌های اولیه برقرار باشد، انفجار در فواصل دور با دقت قابل توجهی برای شدت‌های اولیه بالا قابل پیش بینی است [۱۲].



شکل ۴-۷- نمودار انفجار روش Multi energy - افزایش فشار بدون بعد برگرفته از مرجع [۱۵]

روش Multi energy با طبقه بندی ابر بخار و نواحی انباشتگی و سپس تعیین مشارکت آن‌ها در تولید انفجار به کار گرفته می‌شود. بدین منظور گام‌های زیر باید طی شود [۱۴].

الف- اندازه ابر را تعیین کنید. جهت پیش بینی غلظت در سطح تحت تأثیر ابر محاسبات انتشار لازم خواهد بود. اگر محاسبه انتشاری صورت نگرفته است جرم کلی باید تخمین زده شود. حجم ابر محتوی جرم سوخت در غلظت استوکیمتریک را محاسبه کنید.

ب - نواحی انباشتگی که منابع احتمالی انفجار در محدوده تحت تأثیر ابر بخار هستند را شناسایی کنید. منابع احتمالی انفجارهای قوی عبارتند از: تجهیزات فرآیندی در کارخانه‌های شیمیایی، دسته‌های پالت و جعبه‌های مشبک، حجم بین سطوح موازی (زیر ماشین‌هایی که نزدیک به هم پارک شده‌اند، پارکینگ‌های طبقاتی روباز) سازه‌های لوله‌ای شکل (تونل‌ها، راهروها)، فوران‌های بسیار متلاطم سوخت و رهايش آن به محیط و غیره.

پ - حجم آزاد هر یک از نواحی انباشتگی را تعیین کنید. حجم بخش مسدود نشده ابر بخار را حساب کنید.

ت - انرژی هر ناحیه را تخمین بزنید. هر ناحیه باید به صورت منبع انفجار فرض شود. انرژی احتراق مربوطه از حاصلضرب حجم بر ناحیه در $m^3 (10^6 \times 3/5)$ به دست می‌آید. اگر حجم دستگاه بزرگ باشد نیز باید به حساب آورده شود.

هرچند اگر دو یا چند ناحیه بقدری به هم نزدیک باشند که فرآیندهای سوختن در آن‌ها روی هم اثر گذاشته و امواج آن‌ها همپوشانی داشته باشد، انرژی‌های مربوطه را می‌توان با هم جمع کرد.

ث - قدرت منبع در هر ناحیه را تعیین کنید. قدرت منبع را برای نواحی غیر مسدود ۱ در نظر بگیرید. اگر به دلایلی مانند رهايش فورانی حد خاصی از تلاطم در ناحیه پیش‌بینی می‌شود برای قدرت منبع عدد ۳ را در نظر بگیرید. عدد ۷ برای نواحی متراکم و انباشته توصیه می‌شود و در بدترین حالت بهتر است مقدار ۱۰ استفاده شود. هرچند توجه داشته باشید برای افزایش فشارهای پایین‌تر از ۰/۵ bar (شکل ۴-۷) تفاوتی میان قدرت منبع از ۷ تا ۱۰ نیست.

ج - محل مرکز هر ناحیه را تعیین کنید. اگر دو یا چند ناحیه به هم افزوده شده‌اند با در نظر گرفتن مرکز و انرژی هر کدام مرکز مشترک آن‌ها را بیابید. همچنین موقعیت مرکز قسمت مسدود نشده ابر بخار را تعیین کنید.

چ - فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق در فاصله مفروض d از مرکز هر ناحیه را محاسبه کنید (رابطه ۴-۵) سپس مدت زمان بدون بعد فاز مثبت و بیشینه افزایش فشار بدون بعد را به ترتیب از شکل‌های ۴-۶ و ۴-۷ به دست بیاورید بیشینه افزایش فشار از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$\Delta P = \Delta \bar{P}_s P_o$$

و مدت زمان فاز مثبت از رابطه زیر:

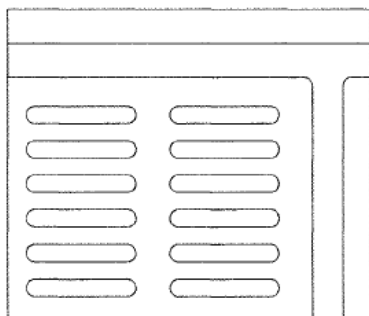
$$t_+ = t_+ \frac{\left(\frac{E}{P_o}\right)^{1/3}}{u_s}$$

در به کارگیری روش Multi energy دو مشکل عمده وجود دارد: انتخاب قدرت منبع که به انباشتگی موجود در محیط وابسته است و تجمیع احتمالی آثار دو سوخت.

مثال ۴-۲

رهایش پروپان در یک ناحیه ذخیره LPG رخ می‌دهد. ابر آتش‌گیر در ناحیه‌ای واقع شده است که حاوی ۱۲ مخزن استوانه‌ای به حجم 36 m^3 (قطر: ۲ m طول: ۱۳ m) است که در دو ردیف قرار گرفته‌اند.

فاصله بین دو سیلندر موازی ۲ m متر، فاصله بین دو ردیف ۴ m متر، کمینه ارتفاع زیر مخازن ۱/۵ متر و ارتفاع خطوط لوله از بالای مخازن ۰/۵ متر است. پیش‌بینی می‌شود در لحظه وقوع جرقه حجم ابر واقع در محدوده آتش‌گیری 1750 m^3 است. با استفاده از روش Multi energy افزایش فشار در فاصله ۲۰۰ متری از مرکز ابر را محاسبه کنید.



شکل ۴-۸- ناحیه ذخیره سازی LPG

راه حل

حجم ناحیه انباشتگی عبارت است از حجم کامل واحد ذخیره منهای حجم مخازن:

$$V = [(2 \times 11)((13 \times 2) + 4)] \times 4 - 12 \times 36 = 2,208 \text{ m}^3$$

تمام ابر در ناحیه انباشتگی قرار دارد. لذا حجمی از ابر که در محدوده آتش‌گیری قرار دارد به منظور محاسبه انرژی انفجاری مورد استفاده قرار می‌گیرد:

$$E = 1,750m^3 \times 3.5 \times 10^6 Jm^{-3} = 6.125 \times 10^9 J$$

$$\bar{R} = \frac{d}{(E/P_o)^{1/3}} = \frac{200}{\left(\frac{6.125 \times 10^9}{101,325}\right)^{1/3}} = 5.1$$

با فرض مقدار ۷ برای قدرت منبع، افزایش فشار بدون بعد از شکل ۴-۷ بدست می‌آید:

$$\Delta \bar{P}_s = 0.05.$$

سپس بیشینه افزایش فشار برابر است با:

$$\Delta P = \Delta \bar{P}_s \cdot P_o = 0.05 \times 101,325 = 5,070 \text{ pa}$$

این افزایش فشار آسیب‌های جزئی به ساختار خانه‌ها وارد می‌کند.

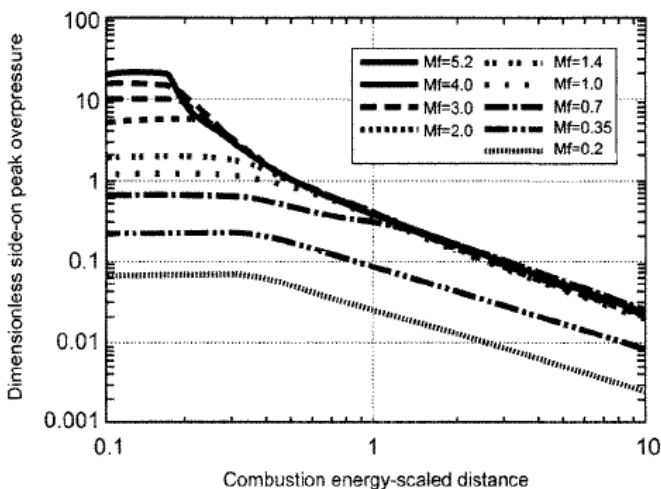
۶- تخمین انفجار روش BAKER-STREHLOW-TANG

این روش [۱۶] به منظور تخمین افزایش فشار (در هر دو فاز مثبت و منفی موج فشار) و ضربه حاصل از انفجار ابر بخار توسعه یافته است. این روش به تازگی به روز شده است.

این روش نیز مشابه روش قبلی بر این فرض استوار است که تنها بخش انباشته شده یا محبوس شده ابر بخار در تولید افزایش فشار شرکت می‌کند. هر دو روش از روند یکسانی در تخمین انرژی انفجار بر اساس متوسط استوکیومتریک مخلوط هوا- سوخت استفاده می‌کنند.

روش B-S-T نیز از یک مجموعه نمودار جهت تعیین ΔP_s به صورت تابعی از فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق استفاده می‌کند. اگر چه روند ساخت ارتباط گرافیکی میان این دو متغیر متفاوت است. روش B-S-T به صورت پیوسته از منحنی‌های ضربه و فشار، که به صورت عددی محاسبه شده‌اند و عدد ماخ شعله را به صورت پارامتر می‌گیرند، استفاده می‌کند (شکل ۴-۹، ۴-۱۰ و ۴-۱۱).

قدرت موج انفجار با بیشینه سرعت شعله حاصل شده از ابر بخار متناسب است. عدد ماخ شعله برابر با سرعت ظاهری شعله (زبان شعله انفجار ابر بخار نسبت به نقطه ساکن مرجع) تقسیم بر سرعت صوت در محیط است. عدد ماخ متناسب با هر موقعیتی که مدل می‌شود، M_f ، را می‌توان از جدول ۴-۱ محاسبه کرد [۱۶].

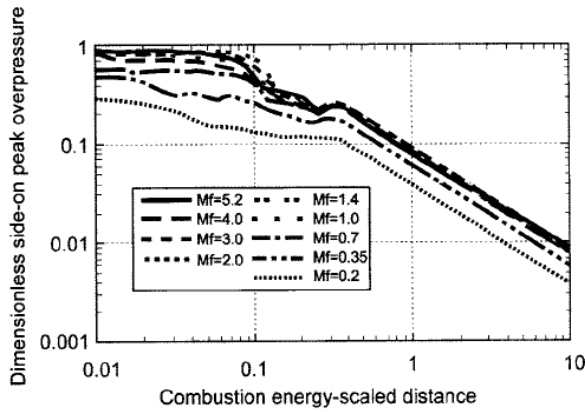


شکل ۴-۹- روش B-S-T بیشینه افزایش فشار بدون بعد و فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق برای اعداد ماخ مختلف شعله [۱۶]

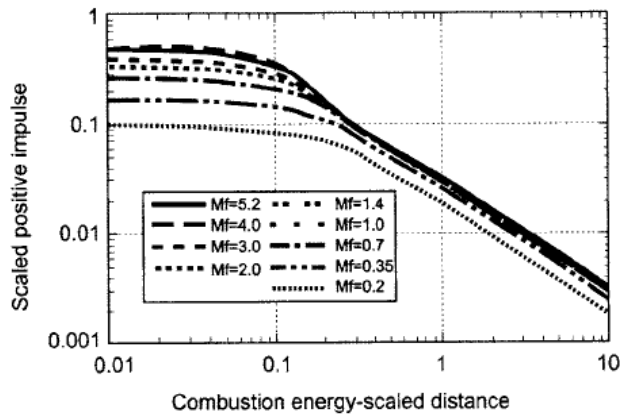
در این جدول، بدلیل اینکه هیچ صفحه محدود کننده‌ای در نظر گرفته نشده است، انبساط شعله سه بعدی خواهد بود. وجود یک صفحه محدود کننده، سبب می‌شود شعله در دو بعد گسترش یابد.

محدودیت ۲/۵ بعدی به مواردی مربوط است که محدودیت در اثر یک دیواره شکننده (که احتمالاً به سرعت از کار می‌افتد و اجازه تهویه می‌دهد) یا توسط صفحه محدود کننده تقریباً جامد (مثلاً دسته لوله‌ای که لوله‌ها در آن تقریباً به هم چسبیده‌اند) ایجاد شده است.

اگر میزان ممانعت و انسداد در محیط کمتر از ۱۰٪ باشد تراکم کم، اگر بین ۱۰٪ تا ۴۰٪ باشد تراکم متوسط و اگر بالای ۴۰٪ باشد تراکم زیاد است.



شکل ۴-۱۰- روش B-S-T: افزایش فشار منفی در برابر فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق [۱۶]



شکل ۴-۱۱- روش B-S-T: ضربه مثبت در برابر فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق [۱۶]

جدول ۴-۱- اعداد ماخ سرعت شعله (M_f) جهت استفاده در روش B-S-T

Congestion				
Flame expansion	Reactivity	low	medium	high
2D	high	0.59	DDT	DDT
	medium	0.47	0.66	1.6
	low	0.079	0.47	0.66
2.5D	high	0.47	DDT	DDT
	medium	0.29	0.55	1.0
	low	0.053	0.35	0.50
3D	high	0.36	DDT	DDT
	medium	0.11	0.44	0.50
	low	0.026	0.23	0.34

DDT- گذار از deflagration به detonation

Baker و همکاران [۱۷] پیشنهاد می‌کنند سوخت‌ها را بر اساس میزان واکنش پذیری آن‌ها به ۳ دسته تقسیم کنیم:

- سوخت‌های با واکنش پذیری بالا: هیدروژن، استلین، اتیلن اکساید و پروپیلین اکساید.
- سوخت‌های با واکنش پذیری کم: متان و مونوکسید کربن
- سوخت‌های با واکنش پذیری متوسط: دیگر گازها و بخارها

در بکارگیری روش B-S-T مراحل زیر را دنبال می‌کنیم.

الف- اندازه ابر را تعیین کنید. حجم ابر در بر دارنده جرم سوخت و غلظت استوکيومتریک را محاسبه کنید.

ب- حجم انباشتگی یا به صورت جزئی حبس شده ابر بخار آتش‌گیر را شناسایی کنید.

پ- انرژی انفجار (E) را از حاصل ضرب حجم ابر بخار انباشته یا محبوس شده در $3/5 \times 10^6 \text{ Jm}^{-3}$ تخمین بزنید.

ت- فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق (\bar{R}) را برای هر فاصله مفروضی از مرکز انفجار محاسبه کنید.

ث- سرعت شعله (عدد ماخ) مناسب را از مقادیر فهرست شده در جدول ۴-۱ انتخاب کنید.

ج- مقدار بیشینه فشار بدون بعد مربوطه را از شکل ۴-۹ به دست آورید.

چ- جهت به دست آوردن بیشینه افزایش فشار، بیشینه افزایش فشار بدون بعد را در فشار اتمسفر ضرب کنید.

ح- از مراحل مشابه برای به دست آوردن افزایش فشار منفی یا ضربه استفاده کنید.

مثال ۴-۳

مخلوطی از هیدروکربن‌های مایع داغ به دلیل خطای انسانی در پالایشگاه رها می‌شود و تولید ابر بخار می‌کند. ابر به آرامی به سمت یکی از متراکم‌ترین واحدهای پالایشگاه به نام کراکینگ پیش می‌رود. تخمین زده می‌شود حدود 9000 m^3 از ابری که در محدوده آتش‌گیری است منطقه متراکم کراکینگ را می‌پوشاند. بقیه ابر در فضای آزاد قرار دارد. در صورتیکه ابر مشتعل شود، با استفاده از روش B-S-T موج انفجار را در فاصله ۵۰۰ متری از مرکز انفجار محاسبه کنید.

راه حل

واکنش پذیری متوسط، تراکم زیاد و انبساط سه بعدی فرض می‌شود. از جدول ۴-۱ داریم: $M_{F=0.5}$

انرژی انفجار:

$$E = 9,000 \text{ m}^3 \times (3.5 \times 10^6) \text{ Jm}^{-3} = 3.15 \times 10^{10} \text{ J}$$

فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق در $d = ۵۰۰\text{m}$

$$\bar{R} = \frac{d}{(E/P_0)^{1/3}} = \frac{500}{\left(\frac{3.15 \times 10^{10}}{101,325}\right)^{1/3}} = 7.38$$

از شکل ۴-۹ داریم: $\Delta \bar{P}_s = ۰/۰۱۷$

بنابراین:

$$\Delta P = \Delta \bar{P}_s \times P_0 = 0.017 \times 101,325 = 1,720\text{Pa}$$

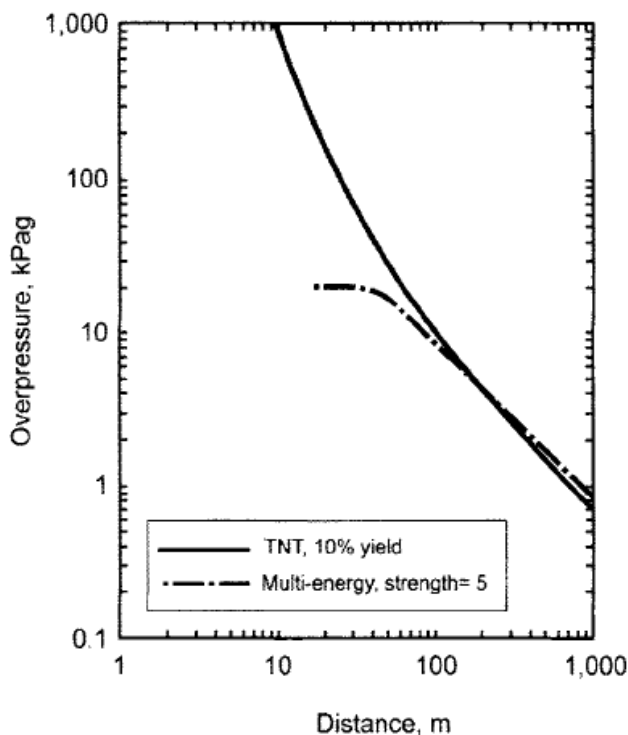
این دقیقاً مشابه مقدار محاسبه شده در مرجع [۱۸] است. این مقدار شیشه‌ها را خواهد شکست.

۷- مقایسه سه روش

روش معادل TNT فرض می‌کند موج انفجار در یک محیط ایده‌آل متشکل از یک سطح افقی پراکنده می‌شود و حضور هیچ مانعی را در نظر نمی‌گیرد. روش Multi energy و B-S-T سهم نواحی تراکم در تولید موج انفجار را نیز در نظر می‌گیرد.

در استفاده از تمام این روش‌ها تا حدودی با مشکل مواجه هستیم. در رابطه با روش معادل TNT لازم است بازده انفجار را تعیین کنیم و نتایج با توجه به مقدار تعیین شده تغییر خواهند کرد. در روش Multi energy، قدرت اولیه موج انفجار را باید با توجه به درجه تراکم محیط یا منطقه‌ایکه در محدوده ابر قابل اشتعال قرار گرفته است تعیین کنیم. نهایتاً در روش B-S-T عدد ماکس سرعت شعله-تابعی از تراکم محیط- باید تعیین گردد.

از آن جایی که روش‌ها تابع فرضیات مذکورند، مقایسه آن‌ها با یکدیگر مشکل است. هرچند نویسندگان مختلف سعی کرده‌اند با بکارگیری این روش‌ها برای یک مورد مفروض آن‌ها را با هم مقایسه کنند. روش‌های Multi energy و معادل TNT با در نظر گرفتن مفروضات زیر با هم مقایسه شدند [۱۹]: بازده برای روش معادل TNT ۱۰٪ و موج انفجار اولیه برای روش Multi energy معادل ۵ قرار داده شد. این دو روش برای سناریوی مخلوط استوکیومتریک پروپان و هوا در فضای نیمه محبوس با ابعاد $35\text{m} \times 35\text{m} \times 10.8\text{m}$ بکار گرفته شده و نتایج به صورت نموداری از بیشینه افزایش فشار برحسب فاصله در شکل ۴-۱۲ و همچنین در جدول ۴-۲ نشان داده شده‌اند.



شکل ۴-۱۲- مقایسه پیش بینی افزایش فشار در یک سناریو توسط دو روش مختلف [۱۹]

مشاهده می‌شود فواصل پیش‌بینی شده تا افزایش فشار متوسط (۶/۹ و ۲۰/۷) برای هر دو روش کاملاً مشابهند. در حالیکه در محدوده‌های پائین افزایش فشار، فاصله پیش‌بینی شده در روش Multi energy تقریباً ۲۰٪ بزرگتر از مقدار پیش‌بینی شده در مدل TNT است. در محدوده‌های بالای افزایش فشار، روش Multi energy بیشینه افزایش فشار را کمتر از ۳۴/۵ kPa محاسبه می‌کند.

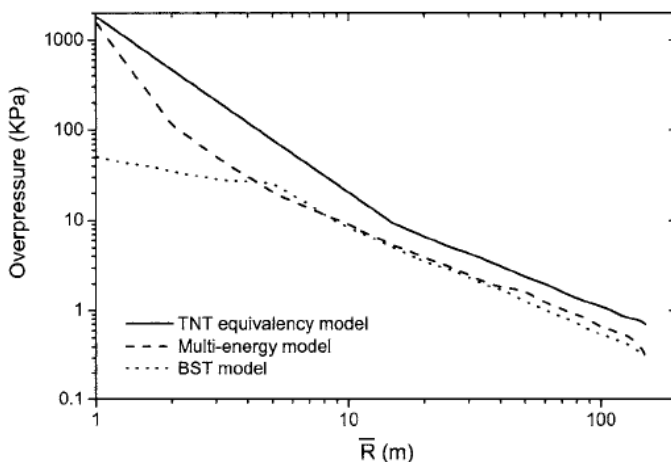
جدول ۴-۲- مقایسه پیش بینی مدل‌ها [۱۹]

VCE model	فاصله تا افزایش فشار مشخص شده (m)			
	34.5kPa	20.7kPa	6.9kPa	1.0kPa
TNT-equivalency	45	61	130	670
Multi - energy	--	38	120	800

مقایسه دیگری اخیراً توسط Lobato و همکاران صورت گرفته است [۲۰]. این نویسندگان هر سه مدل را برای انفجار ابر کوچکی (۲۶۴ m^3) از مخلوط هیدروژن و هوا دارای $۱/۰۸ \text{ kg}$ هیدروژن در محیطی با تراکم کم و مطابق فرضیات زیر به کار گرفته‌اند.

بازده انفجار در مدل TNT ۱۰٪ (مقداری محافظه کارانه)، قدرت موج انفجار با توجه به ویژگی‌های انفجار هیدروژن در مدل Multi energy برابر ۱۰ و برای مدل B-S-T انتشار شعله ۲ بعدی، چگالی موانع کمتر از ۱۰٪ و لذا $M_f = ۰/۵۹$.

نتایج در نمودار ۴-۱۳ به صورت افزایش فشار برحسب فاصله نمایش داده شده‌اند. مدل TNT افزایش فشار بیشتری را پیش‌بینی می‌کند در حالیکه روش‌های Multi energy و B-S-T مقادیر مشابهی را پیش‌بینی می‌کنند. مقادیر به دست آمده در فواصل خیلی نزدیک منبع اهمیت ندارند.



شکل ۴-۱۳- افزایش فشار به صورت تابعی از فاصله برای هر ۳ روش

(معادل TNT: $\eta = 10\%$ ، Multi energy: قدرت موج انفجار $= 10$ ، B-S-T: $M_f = 0.59$) [۲۰]

بنابراین به صورت کلی به نظر می‌رسد روش‌های B-S-T و Multi energy در تمام محدوده‌های افزایش فشار و فاصله نتایج مشابهی می‌دهند. همچنین توافق میان سه روش در فواصل نزدیک پایین است و با افزایش فاصله (یعنی کاهش افزایش فشار) نتایج سه روش به هم نزدیک می‌شود.

پیامدهای وابسته به جهت - که در حقیقت در بسیاری انفجارها وجود دارند و پیش‌بینی آن‌ها نسبتاً مشکل است - در این روش‌ها در نظر گرفته نشده‌اند. برای موارد خاصی که افزایش فشار داخلی باید پیش‌بینی شود به مدل‌های پیچیده‌تر بر پایه دینامیک سیالات محاسباتی نیاز است [۱۵].

۸- روش آماری در تخمین تعداد کشته‌های محتمل در انفجارهای تصادفی

همانطور که در بخش‌های قبلی دیده شد، افزایش فشار حاصل از انفجار تابعی از ریشه سوم جرم M از ماده شرکت کننده در انفجار است. بنابراین حداکثر فاصله‌ای که مقدار افزایش فشار در آن هنوز کشنده است نیز تابعی از ریشه سوم M است. با فرض توزیع یکنواخت جمعیت تعداد تلفات F متناسب است با سطح ناحیه تحت تأثیر که این سطح نیز با مربع فاصله از مرکز انفجار تناسب دارد [۲۱ و ۵]. در این رابطه عبارت زیر پیشنهاد شده است [۲۱]:

$$F = K \cdot (M^m)^n = K \cdot M^q \quad (۹-۴)$$

که در آن:

K- ثابت ، $m = 1/3$ ، $n = 2$ و $q = 2/3$ است.

این عبارت وقتی برای یک مورد واقعی به کار گرفته می‌شود می‌تواند تا حدودی غیر واقعی باشد زیرا:

الف- چگالی جمعیت در حوادث مختلف می‌تواند به مقدار زیادی تغییر کند. دو حادثه با ویژگی‌های یکسان بسته به این که جمعیت حاضر در منطقه تحت اثر آن‌ها در آن لحظه چقدر باشد می‌توانند تلفات مختلفی داشته باشند.

ب- چگالی جمعیت در محیط اطراف محل انفجار توزیع یکنواخت ندارد. بنابراین جمعیت تحت تأثیر لزوماً با مساحت ناحیه متناسب نیست.

پ- کشته‌های حاصل از انفجار تصادفی منحصراً در اثر افزایش فشار نیست. بلکه فاکتورهای دیگری مانند ترکش‌ها، تشعشع گرمایی و مسمومیت بر اثر دود یا گازهای سمی نیز مؤثر می‌باشند.

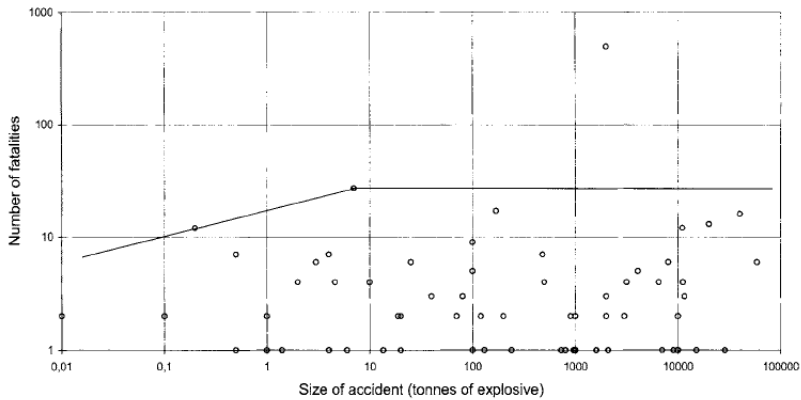
ت- افزایش فشار دریافتی تنها به مقدار ماده شرکت کننده بستگی ندارد. بلکه به آثار احتمالی تراکم و محبوس بودن نیز وابسته است.

رابطه ۴-۹ به عنوان یک تقریب اولیه برای تخمین پیامدهای انفجارهای تصادفی پیشنهاد شده است. Marshall [۲۱] بر اساس مجموعه اطلاعات به دست آمده از ۱۶۲ انفجار نشان داد که بهترین حالت در رابطه ۴-۹ با مقادیر $k = 4$ و $q = 0.5$ حاصل می‌شود.

به تازگی رابطه ۴-۹ اصلاح شده است و می‌تواند به گونه دیگری به کار گرفته شود [۲۲]. رابطه برای ۳۵۲ انفجار امتحان شده و مقادیر جدیدی برای K و P به دست آمد هر چند که مقادیر به دست آمده از معادله اصلاح شده به نظر خیلی خوب می‌آمدند، اما به دلایلی که در بالا اشاره شد، این رابطه ارزش پیش‌بینی کنندگی کمی داشت. پراکندگی اطلاعات به قدری زیاد بود که ارزش پیش‌بینی کنندگی رابطه عملاً صفر بود. سپس رویکرد دیگری به کار گرفته شد. با اعمال ضوابط محدود کننده، مجموعه ای از ۶۳ حادثه از سال ۱۹۷۵ تا ۱۹۹۹ انتخاب شدند و عبارت زیر (شکل ۴-۱۴ ملاحظه شود) پیشنهاد شد. از این رابطه می‌توان در تخمین حداکثر تعداد تلفاتی (F_{max}) که از یک انفجار تصادفی انتظار می‌رود استفاده کرد. این رابطه برای یک تأسیسات ثابت و با فرض مشارکت M kg ماده در انفجار می‌باشد.

$$\begin{aligned} F_{\max} &= 3.53 \times M^{0.23} & \text{if } M \leq 7,000 \text{kg} \\ F_{\max} &= 27 & \text{if } M > 7,000 \text{kg} \end{aligned} \quad (10-4)$$

بهرتر است اشاره شود که بر اساس اطلاعات به دست آمده از سوابق گذشته در حوادثی که بیش از ۷۰۰۰ kg ماده مشارکت داشته‌اند تعداد کشته‌ها به ندرت فراتر از ۲۷ نفر بوده است. اگر چه این عدد کمی غیر منطقی به نظر می‌آید باید در نظر گرفت که در بیشتر موارد این حوادث در انبارها یا نواحی ذخیره رخ می‌دهند. یعنی در مکان‌هایی که چگالی جمعیت اطراف نسبتاً کم است. لذا احتمال مرگ تعداد زیادی از افراد کم است.



شکل ۴-۱۴- حداکثر تعداد کشته ممکن به صورت تابعی از مقدار مواد شرکت کننده در انفجار (حوادث ناشی از حمل و نقل و مواد منفجره نظامی متعارف در نظر گرفته شده‌اند) [۲۲].

به همان اندازه که دانستن حداکثر تعداد کشته شدگان احتمالی، به صورت تابعی از ماده شرکت کننده در انفجار مهم است، اطلاع از توزیع تکرار این حوادث نیز حائز اهمیت است. یعنی احتمال رسیدن به درصد خاصی از F_{max} در یک شرایط داده شده نیز باید معلوم شود.

از این رو متغیر میانی Z به صورت زیر تعریف می‌شود.

$$Z = \frac{F}{F_{max}} \quad (۱۱-۴)$$

در هر حادثه، Z نسبت بین تعداد مرگ‌ها (تعداد واقعی تلفات در حادثه یا تعداد تلفات تخمینی در یک حادثه فرضی) و حداکثر تعداد تلفات تخمین زده شده توسط رابطه (۴-۱۰) را نشان می‌دهد. در ادامه می‌توان درصد جمعی حوادث ($C_a\%$) دارای یک Z خاص را به دست آورد. رابطه بین درصد جمعی حوادث و Z بوسیله عبارت زیر داده می‌شود [۲۲]:

$$\begin{aligned} C_a\% &= 57.4 & \text{if } Z &\leq 0.022 \\ C_a\% &= -2.12 \times \ln^2 Z + 3.1 \times \ln Z + 100 & \text{if } Z &> 0.022 \end{aligned} \quad (۱۲-۴)$$

مقدار ۵۷/۴ نشان دهنده درصد حوادثی است که تلفاتی در آن‌ها رخ نمی‌دهند. اگر همانطور که تجربه نشان می‌دهد فرض کنیم حوادث بدون تلفات، کمتر در پایگاه‌های اطلاعاتی ثبت می‌شوند این مقدار در حقیقت یک حد محافظه کارانه و کمتر از مقدار واقعی است.

مثال ۴-۴

به منظور محاسبه حداکثر پوشش بیمه لازم در یک کارخانه فرآیندی، مدیر ریسک باید حداکثر ضرر ممکن (PML) بر اثر انفجار ابر حاوی ۳۰۰۰۰kg هیدروکربن را بررسی کند. علاوه بر هدر رفت مواد ضروری است تعداد کشته‌ها نیز پیش‌بینی شود. حداکثر تعداد تلفات محتمل در ۹۵٪ موارد را پیش‌بینی کنید.

راه حل:

بر اساس رابطه ۴-۱۲ بیشترین تعداد کشته‌های ممکن که در این حادثه انتظار می‌رود برابر است با:

$$F_{\max} = 27$$

محاسبات (درصد موارد تجمع یافته) مربوط به تعداد کشته‌های مختلف را می‌توان در جدول ۴-۳ مشاهده کرد:

جدول ۴-۳- تعداد کشته‌ها به صورت تابعی از Z

Number of fatalities(F)	$Z = F/F_{\max}$	% cases accumulated
0	0.00	57.4
1	0.04	68.1
3	0.11	82.8
10	0.37	94.8
15	0.56	97.5
20	0.74	98.9
27	1.00	100

در ستون اول جدول تعداد کشته‌های مختلف (به صورت تصادفی انتخاب شده) برای کسانیکه می‌خواهند احتمال حادثه‌ای با تعداد کشته‌های برابر یا کمتر را بدانند نشان داده شده است. ستون دوم مقادیر Z مربوطه را نشان می‌دهد و ستون سوم تعداد موارد مجتمع شده که تعداد کشته‌ها (رابطه ۴-۱۲) در آن‌ها برابر یا کمتر است را نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهند در این انفجار تعداد احتمالی کشته‌ها در ۹۵٪ موارد ۱۰ یا کمتر است.

۹- مورد نمونه

مثال ۴-۵

در ۲۳ مارچ ۲۰۰۵ ساعت ۱:۲۰ بعد از ظهر انفجاری در یک پالایشگاه در شهر تگزاس و هنگام راه اندازی واحد ایزومریزاسیون هیدروکربن روی داد. انفجار هنگامی رخ داد که برج تقطیر با هیدروکربن‌های مایع آتش‌گیر پر شده بود. مایع به سمت مخزن Blow down جریان پیدا کرد. در حالیکه خود مخزن نیز طغیان کرده بود و از آنجا که شیر تخلیه به محیط آزاد باز می‌شد، جریان مانند آفشان از خروجی مخزن به بیرون فوران کرد و در طول ۶ دقیقه منجر به تشکیل حوضچه‌ای روی زمین شد. ابر بخار ناحیه واحد ایزومریزاسیون را فرا گرفت و به سمت جنوب شروع به حرکت کرد. سپس ابر مشتعل شد. انفجار به شدت به کارخانه آسیب زد و رهايش‌ها و آتش‌های ثانویه در ادامه شکل گرفت. ۴۰ دستگاه يدک کشی که در آن نزدیکی بودند آسیب دیدند یا نابود شدند. ۱۵ کارگر کشته و حدوداً ۱۷۰ نفر زخمی شدند.

بررسی حادثه [۱۸] اطلاعات زیر را حاصل کرد.

مقدار هیدروکربن موجود در ابر در ناحیه اشتعال پذیری بسته به شرایط تخلیه ماده (جزء مایع بخار) بین 3000 kg تا 10000 kg تخمین زده شد. نمای تقریبی ابر بخار (برای 10000 kg ماده موجود در محدوده بین LFL و UFL) در شکل ۴-۱۵ قابل رؤیت است.

ابر بخار قابل اشتعال در ناحیه‌ای واقع شده بود که یدک کش‌ها، یک دسته لوله به سمت غرب واحد ایزومریزاسیون، ناحیه دودکش Blow down و فضای آزاد جنوب واحد را در بر گرفته بود. حجم ابر قابل اشتعال در مناطق متراکم حدود 9000 m^3 تخمین زده می‌شود.

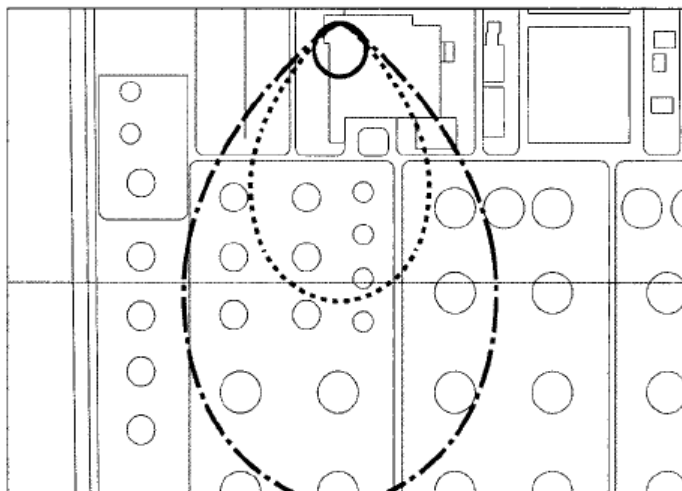
سوخت خارج از مناطق متراکم در یک آتش ناگهانی مصرف شد. مخلوط بخار و هوای کمتر از LFL نیز در فضا پراکنده شد. و در نهایت مقداری از سوخت روی زمین تشکیل آتش استخری دارد.

الف- با استفاده از روش Multi energy افزایش فشار در فاصله ۴۵ متری از مرکز ابر را حساب کنید. همچنین فواصلی که افزایش فشار در آن‌ها به 700 Pa و 1750 Pa می‌رسد را حساب کنید.

ب- با استفاده از روش B-S-T افزایش فشار در فواصل ۳۰۰ و ۶۰۰ متری از مرکز ابر را حساب کنید.

راه حل

بر اساس اطلاعات انتشار یافته [۱۸]، بررسی آثار انفجار نشان داد که حجم ابر محصور شده در ناحیه نسبتاً متراکم، در حدود 9000 m^3 بوده است. هرچند این ناحیه در کل به آن اندازه که معمولاً واحدهای فرآیندی پالایشگاه‌ها به هم فشرده‌اند، متراکم نبود. اطلاعات حاصل از بررسی‌های قانونی نشان می‌دهد قدرت منبع بهتر است ۴ در نظر گرفته شود اگر اطلاعات دقیق‌تری در ارتباط با حجم مناطق مختلف در اختیار بود، قدرت منبع در برخی از این مناطق -مثلاً سایت یدک کش‌ها- را می‌توانستیم ۷ در نظر بگیریم.



شکل ۴-۱۵- نما از بالای ابر بخار (خطوط هم تراز مربوط به UFL و LFL)
برای ۱۰۰۰۰kg سوخت در محدوده اشتعال پذیری [۱۸].

انرژی درگیر در انفجار برابر است با:

$$E = 9,000m^3 \times (3.5 \times 10^6) Jm^{-3} = 3.15 \times 10^{10} J$$

الف- روش Multi energy

فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق در $d = 45 \text{ m}$ برابر است با:

$$\bar{R} = \frac{d}{(E/P_o)^{1/3}} = \frac{45}{\left(\frac{3.15 \times 10^{10}}{101,325}\right)^{1/3}} = 0.66$$

از شکل ۴-۷، $\Delta P_s = 0.096$. بنابراین حداکثر افزایش فشار برابر است با:

$$\Delta P = 0.096 \times 101,325 = 9,730 Pa$$

این تقریباً فاصله‌ای بود [۱۸] که یدک کش‌ها در آن قرار داشتند و بیشتر تلفات در این فاصله رخ داد. مقدار به دست آمده توسط کمیته تحقیق به میزان قابل توجهی بالاتر بود (۱۷۵۰۰ Pa) که احتمالاً به دلیل تراکم بیشتر در سایت یدک کش‌ها بوده است.

در این فواصل نزدیک، ترازهای ΔP به مقدار زیادی تحت تأثیر چیدمان نواحی متراکم یا محبوس کننده است. بنابراین نمی‌توان آن‌ها را با دایره تخمین زد.

افزایش فشار Pa ۷۰۰ به صورت منحنی به مقدار $\Delta \bar{P}_s$ برابر با

$$700 = \Delta \bar{P}_s \times 101,325$$

$$\Delta \bar{P}_s = 0.0069$$

اشاره دارد لذا مقدار فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق (شکل ۴-۶) برابر است با $\bar{R} = 10$ و در نتیجه فاصله متناظر عبارت است از:

$$\bar{R} = 10 = \frac{d}{\left(\frac{3.15 \times 10^{10}}{101,325} \right)^{1/3}}$$

$$d = 677m$$

و برای بیشینه افزایش فشار Pa ۱۷۵۰ با طی کردن روند مشابه داریم:

$$\Delta \bar{P}_s = 0.017, \quad \bar{R} = 4 \quad \text{and} \quad d = 270m$$

ترازهای مربوط به این مقادیر در شکل ۴-۱۳ نمایش داده شده‌اند. این نتایج با نتایج محاسبه شده [۱۸] حاصل از بررسی آثار انفجارهای مختلف مشابهند (به ترتیب ۶۶۰ m و ۳۹۵ m).

ب - روش B-S-T

برای گسترش ۲/۵ بعدی (پدک کش‌ها و دسته لوله)، واکنش پذیری متوسط و تراکم کم، از جدول ۴-۱ مقدار $(M_f = 0.29)$ به دست می‌آید. برای فاصله $d = 660$ m فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق با استفاده از رابطه ۴-۵ قابل محاسبه است.

$$\bar{R} = 10 = \frac{660}{\left(\frac{3.15 \times 10^{10}}{101,325} \right)^{1/3}} = 9.74$$

از شکل ۴-۹، $\Delta \bar{P}_s = 0.007$ ،

بنابراین بیشینه افزایش فشار عبارت است از:

$$\Delta P = 0.007 \times 101,325 = 710Pa$$

و برای فاصله ۳۰۰ m

$$\bar{R} = 4.427, \quad \Delta \bar{P}_s = 0.016, \quad \Delta P = 1,620Pa$$

این نتایج مشابه نتایج به دست آمده از روش Multi energy است.

فهرست واژه‌ها و اصطلاحات

$C_a\%$	درصد تجمعی موارد (-)
D	قطر ماده منفجره (m)
d	فاصله از مرکز انفجار (m)
d_n	فاصله دگرگون ($m\ kg^{-1/3}$)
E	انرژی انفجار که باعث افزایش فشار می‌شود (J)
F	تعداد کشته‌ها (-)
F_{max}	بیشترین تعداد محتمل کشته (-)
ΔH_c	گرمای پایین‌تر سوختن سوخت ($kJ\ kg^{-1}$)
ΔH_{TNT}	انرژی انفجار TNT ($4680\ kJ\ kg^{-1}$)
i	ضربه حادثه ($N\ m^{-2}s$)
i^+	ضربه مثبت ($N\ m^{-2}s$)
i^-	ضربه منفی ($N\ m^{-2}s$)
\bar{i}_s	ضربه دگرگون Sachs (-)
K	ثابت در معادله (۹-۴) (kg^{-9})
M	جرم ماده منفجره یا سوخت (kg)
m	ثابت در معادله (۹-۴) (-)
M_f	عدد ماخ (سرعت شعله بخش تقسیم بر u_s) (-)
N	تعداد کشته‌ها (-)
n	ثابت در معادله (۹-۴) (-)
P	افزایش فشار (bar یا $N.m^{-2}$)
p	احتمال یک حادثه مشخص (-)
$\overline{\Delta P}$	بیشینه افزایش فشار دگرگون یا بدون بعد (bar یا $N.m^{-2}$)
P_o	فشار محیط (bar یا $N.m^{-2}$)
ΔP	حداکثر افزایش فشار (bar یا $N.m^{-2}$)
q	ثابت در رابطه (۹-۴) (-)
\bar{R}	فاصله دگرگون بر پایه انرژی احتراق (-)
t	زمان (s)
t_+	مدت زمان فاز مثبت (s)
\bar{t}_+	مدت زمان بدون بعد فاز مثبت (-)
u_s	سرعت صوت در محیط ($m\ s^{-1}$)
V	حجم موانع (m^3)

W_{TNT} جرم معادل TNT (kg)

Z نسبت تعریف شده در رابطه (۴-۱)

η فاکتور بازده انفجار (-)

مراجع

- [1] J.A. Vilchez, S. Sevilla, H. Montiel, J. Casal. *J. Loss Prev. Process Ind.* 8 (1995) 87.
- [2] A. Ronza, S. F61ez, R. M. Darbra, S. Carol, J. A. Vilchez, J. Casal. *Loss Prev. Process Ind.* 16 (2003) 551-560.
- [3] S. Carol, J. A. Vilchez, J. Casal. *Loss Prev. Process Ind.* 15 (2002) 517.
- [4] D. A. Crowl, J. F. Louvar. *Chemical Process Safety. Fundamentals with Applications.* Prentice Hall PTR. Upper Saddle River, 2002.
- [5] CCPS. *Guidelines for Evaluating the Characteristics of Vapor Cloud Explosions, Flash Fires and BLEVEs.* AIChE. New York, 1994.
- [6] D.K.J. Pritchard. *Loss Prev. Process Ind.*, 3 (1989) 187.
- [7] W. E. Baker, P. A. Cox, P. S. Westine, J. J. Kulesz, R. A. Strehlow. *Explosions Hazards and Evaluation.* Elsevier S. P. C. Amsterdam, 1983.
- [8] D. S. Burgess, M. G. Zabetakis. Detonation of a flammable cloud following a propane pipeline break. The December 9, 1970, Explosion in Port Hudson, Mo. Bureau of Mines Report of Investigations No. 7752, 1973.
- [9] R. G. Sachs. *The Dependence of Blast on Ambient Pressure and Temperature.* BRL Report 466, Aberdeen Proving Ground, Maryland (1944).
- [10] V. C. Marshall. *The Siting and Construction of Control Buildings. A Strategic Approach.* I. Chem. E. Symp. Series, No. 47, 1976.
- [11] F. Diaz.Alonso, E. Gonzfilez-Farradfis, J. F. Sfinchez P6rez, A. Mifiana Aznar, J. Ruiz Gimeno, J. Martinez Alonso *J. Loss Prev. Process Ind.* 19 (2006) 724.
- [12] A. C. van den Berg. *J. Hazardous Mater.* 12 (1985) 1.
- [13] A. C. van den Berg, A. Lannoy. *J. Hazardous Mater.* 34 (1993) 151.
- [14] CPR-E 14, *Methods for the Calculation of the Physical Effects of the Accidental Release of Dangerous Goods (Liquids and Gases).* Committee for the Prevention of Disasters. The Director-General for Social Affair and Employment. Voorburg, 1997.
- [15] W. P. M. Mercx, A. C. van den Berg, C. J. Hayhurst, N. J. Robertson, K. C. Moran. *Hazardous Mater.* 71 (2000) 301.

- [16] A. J. Pierorazio, J. K. Thomas, Q. A. Baker, D. E. Ketchum. Process Safety Progr. 24 (2005) 59.
- [17] Q. A. Baker. Process Safety Progr. 15 (1996) 106.
- [18] Q. A. Baker, D. B. Olson, R. H. Bennett. Explosion Dynamics Analysis of the March 23, 2005 Explosion at the BP, Texas City Refinery Isomerization Unit. 2005. Investigation Final Report, Appendix 18. Available at:
<http://www.bp.com/genericarticle.do?categoryId=9005029&contentId=7015905>
- [19] W. E. Martinsen. The Quest Quarterly, 4 (1999) 1-4. Available at: <http://www.que.stconsult.com/99-summer.pdf>
- [20] J. Lobato, P. Cafizares, M. A. Rodrigo, C. Sfez, J. L. Linares. Int. J. Hydrogen Energy (in press).
- [21] Marshall, V. C. The Chemical Engineer, August (1977) 573.
- [22] Carol, S., Vilchez, J. A., Casal, J. Safety Science 39 (2001) 205.

فصل پنجم

BLEVE ها و انفجارهای مخازن



۱- مقدمه

مخازن تحت فشار می‌توانند دارای انرژی زیادی باشند که اگر آزاد شود، انفجار مکانیکی (ترکیدگی) ایجاد می‌کند. از هم گسیختن ناگهانی دیگ بخار یا انفجار مخزن هوای فشرده مثال‌هایی از انفجار مخازن هستند. یک مورد خاص از انفجار مخازن BLEVE ها هستند.

Walls [۱]، یکی از اولین کسانی که از عبارت BLEVE استفاده کرد، آن را اینگونه تعریف می‌کند: "تکه شدن یک مخزن بزرگ به دو یا چند قطعه، در لحظه‌ای که مایع داخل مخزن در دمایی بالاتر از دمای جوشش در فشار نرمال اتمسفریک قرار دارد". سپس Reid [۲] این تعریف را ارائه داد: "از دست دادن محتویات ظرف (مایع) که در شرایط اتمسفریک فوق داغ خواهد بود". اخیراً نیز این تعریف ارائه شده است [۳]: "انفجار حاصل از تخریب مخزن حاوی مایع در دمایی بسیار بالاتر از دمای جوش آن در شرایط اتمسفریک".

همان‌گونه که مشاهده می‌شود تمام تعاریف فوق تنها به انفجار ظروف اشاره می‌کنند. به بیان دقیق‌تر BLEVE ها لزوماً آثار گرمایی به دنبال ندارند. هرچند اگر همان‌طور که معمولاً روی می‌دهد ماده درون ظرف آتش‌گیر باشد، انفجار سریعاً با واکنش سوختن و آتش‌کروی همراه می‌شود. بنابراین در عمل BLEVE معمولاً با آتش‌کروی همراه است و حادثه‌ای است که آثار مکانیکی انفجار و آثار گرمایی آتش را با هم ترکیب می‌کند. به دلیل همین ویژگی، یکی از شدیدترین حوادثی است که می‌تواند در صنایع فرآیندی یا حمل و نقل مواد خطرناک روی دهد.

مواردی که می‌توانند BLEVE ایجاد کنند (پروپان، بوتان، آب و غیره) نسبتاً در صنعت متداولند و معمولاً توسط خودرو یا خط آهن حمل می‌شوند و لذا منطقی است که BLEVE با تناوب مشخصی روی دهد. بررسی‌های صورت گرفته توسط کارشناسان روی سوابق گذشته با استفاده از اطلاعات موجود در چندین پایگاه اطلاعاتی نشان می‌دهد بین سال‌های ۱۹۸۰ تا ۲۰۰۴، ۲۹ حادثه از این نوع رخ داده است (جدول ۵-۱). همان‌طور که دیده می‌شود در نیمی از این حوادث مردم کشته شده‌اند (Mexico City، سال ۱۹۸۴، یک استثناء است). مطالعه ۷۷ حادثه که بین سال‌های ۱۹۴۱ تا ۱۹۹۰ روی داده است نیز ۹۰۰ کشته و ۹۰۰۰ زخمی را نشان می‌دهد [۴]. در حقیقت با رشد آگاهی نسبت به BLEVE ها پیامدهای آنها روی افراد (و آتش‌نشان‌ها) به تدریج کاهش یافته است.

بررسی صورت گرفته روی ۷۰ حادثه در سال‌های ۱۹۷۰ تا ۲۰۰۴، به مشخص کردن شایع‌ترین دلایل وقوع BLEVE ها انجامیده است (جدول ۵-۲). خارج شدن قطار از ریل که سریعاً با نشت ناشی از ضربه و آتش همراه می‌شود به عنوان شایع‌ترین علت شناسایی شده است. حواث و آتش‌سوزی‌های تانکرهای جاده‌ای در هنگام عملیات تخلیه و بارگیری، واکنش‌های (خارج از کنترل) مهارنشده و بیش از حد پر شدن نیز تقریباً به همین میزان رخ داده‌اند. نهایتاً فاکتورهای مختلف دیگری (پارگی لوله، افزایش فشار، نقصان^۱ مکانیکی، نقصان ابزار دقیق، برخورد و تصادف کشتی و ...) نیز به سهم کمتری مسبب BLEVE بوده‌اند.

¹ Failure

جدول ۵-۱- BLEVE های رخ داده از ۱۹۸۰ تا ۲۰۰۴

Date	Place	Material	Cause	Fatalities
1980	Los Angeles, USA	Gasoline	Tanker, road accident	2
1980	Rotterdam, The Netherlands	LPG	External fire in a bus station	
1981	Montonas, Mexico	Chlorine	Derailment, impact, fire	29
1982	Spencer, USA	Water	Overheating	7
1982	Louisiana, USA	Vinyl chloride	Derailment, impact, fire	0
1982	Taft, USA	Acroleine	Runaway reaction	0
1982	Tyne and Wear, UK	LPG	Tank, external fire	-
1983	Reserve, USA	Chlorobutadiene	Runaway reaction	3
1983	Houston, USA	Methyl bromide	Overfilling	2
1983	Murdock, USA	Propane	Derailment, impact, fire	0
1984	Romeoville, USA	Propane	Weld failure	15
1984	Cleveland, USA	LPG	External fire on vessel	0
1984	Mexico City	LPG	Leak and fire in storage park	500
1985	Priolo, Italy	Ethylene	Leak, jet fire on tanks	0
1985	Pine Bluff, USA	Ethylene, ethylene oxide	Derailment, impact, fire	0
1986	Kennedy S C, USA	Hydrogen	Fire	7
1987	Cairns, Australia	LPG	Human error (hose disconnected), fire	0
1988	Philadelphia, USA	Gasoline	Tanker, road accident	0
1988	Kings Ripton, UK	LPG	Human error (hose): leak while filling vessel, fire	0
1989	Alma Ata, Mongolia	LPG	Train collision, fire	5
1990	St. Peters, Australia	LPG	Tank, external fire	-
1991	Lyon, France	Propane	External fire on small vessel	-
1995	La Plata, Argentina	Propane	Overfilling (human error)	2
1996	Paese, Italy	Propane	Human error while unloading a tanker, release, fire	0
1998	Albert City, USA	Propane	Car breakes pipes, fire	2
1998	Xian, China	LPG	Leak, fire on storage park	11
1999	Dortyol, Turkey	LPG	Human error	-
1999	KamenaVourla, Greece	LPG	Road accident, leak, fire	4
2000	Downey, USA	Propane	Leak, fire	-

بعضی از علت‌ها نیز به صورت همزمان رخ داده‌اند. (آتش خارجی می‌تواند درست پس از خارج شدن قطار از ریل رخ دهد). علت بعضی از حوادث نیز خطاهای انسانی بوده است (حوادث ریلی و جاده‌ای، پرکردن بیش از حد مخازن، بارگیری و تخلیه و ...). ۴۸٪ حوادث نیز در خلال حمل و نقل رخ داده‌اند.

یک ویژگی مهم BLEVE این است که در شرایط مناسب- حوادث تانکرها در جاده، آتش‌سوزی در واحد فرآیندی و غیره- می‌تواند بدون هشدار قبلی و در هر لحظه‌ای اتفاق بیفتد. از این رو تحت این شرایط بهترین راه، تخلیه سریع جمعیت از ناحیه در معرض خطر است. کلیه اقدامات پیشگیری کننده همانند خنک کردن مخازن، بهتر است به صورت خودکار قبل از حضور آتش‌نشان‌ها در محل به کار گرفته شده باشند.

جدول ۵-۲- متداولترین دلایل BLEVE

Cause	%
Train derailment	33
External fire	17
Loading/unloading	16
Road tanker accident	14
Overfilling	4
Runaway reaction	4
Other	12

در این فصل ویژگی‌های اصلی BLEVE و انفجارهای مخازن همچنین روش‌های بررسی آثارشان بحث شده‌اند. در حقیقت روش‌های مورد استفاده در تخمین افزایش فشار حاصل از BLEVE را می‌توان در مورد بررسی انفجار هر ظرف تحت فشاری به کار گرفت.

۲- ساز و کار BLEVE

اگر مخزن حاوی مایع تحت فشار گرم شود - مثلاً بر اثر آتش - فشار داخلی افزایش می‌یابد. در یک لحظه خاص، از آنجا که گرم کردن یکنواخت نیست، ممکن است در ناحیه داغ ترکی شکل بگیرد. احتمال این اتفاق در بخش فوقانی مخزن که با مایع در تماس نیست و خنک نمی‌شود بیشتر است. در این بخش دمای دیوارها افزایش یافته و مقاومت مکانیکی آنها کاهش می‌یابد. در مقابل بخشی از دیواره که با مایع در تماس است گرما را به مایع منتقل می‌کند و لذا دمای پایین‌تری دارد. همچنین اگر یک شیر اطمینان موجود بوده و باز شود مایع جوشان به دلیل تبخیر قدرت بیشتری در خنک‌سازی خواهد داشت. معمولاً در طراحی شیر اطمینان شرایط آتش‌سوزی نیز دیده می‌شود و ظرفیت تخلیه‌اش باید بگونه‌ای باشد که بتواند فشار مخزن را از حد معینی پایین‌تر نگه دارد. هنگامی که ترک شکل می‌گیرد ممکن است رشد کند (هرچند در برخی موارد استثنایی این اتفاق نمی‌افتد) و به خرابی فاجعه‌آمیز مخزن منجر شود.

به مجرد نقصان به دلیل افت ناگهانی فشار، دمای مایع بالاتر از دمای متناظر با فشار جدید، طبق منحنی اشباع P-T خواهد بود. در این شرایط ناپایدار مایع، فوق داغ نامیده می‌شود. مایعات معمولاً حد کوچکی از فوق داغ شدن را تحمل می‌کنند و تحت شرایط خاص آزمایشگاهی می‌توانند از نقطه جوش در فشار اتمسفریک بالاتر روند [۵]. از این رو در لحظه افت فشار، تبخیر ناگهانی جزئی از مایع اتفاق خواهد افتاد و سپس یک مخلوط دو فاز بخار مایع آزاد خواهد شد. این پدیده در یک بازه زمانی بسیار کوچک اتفاق می‌افتد. افزایش چشمگیر در حجم مایع هنگام تبخیر - ۱۷۵۰ برابر برای آب و ۲۵۰ برابر برای پروپان - به‌علاوه انبساط بخار موجود از قبل، موج انفجار شدیدی را ایجاد می‌کند (انفجار، ترکیدن مخزن). این موج باعث تکه شدن مخزن به چندین قطعه شده و این قطعات تا فواصل قابل توجهی پرتاب می‌شوند. کار آزمایشگاهی انجام شده با یک مخزن کوچک یک لیتری [۶] نشان داده است هنگامی که یک شکستگی در مخزن روی می‌دهد فشار اندکی کاهش می‌یابد و سپس تا حد بیشینه افزایش می‌یابد. افت فشار اولیه، سیال موجود در محل نزدیک به شکستگی را به حالت فوق داغ می‌رساند که باعث انفجار داخلی می‌شود.

اگر ماده داخل ظرف اشتعال پذیر نباشد، موج فشار و ترکش تنها پیامدهای انفجار خواهند بود، مثل حالتی که دیگ بخار منفجر می‌شود. اگر ماده سوختنی باشد، آنچنان که اغلب در صنایع فرآیندی اتفاق می‌افتد (مثلاً LPG)، مخلوط گاز مایع آزاد شده ممکن است در معرض جرقه قرار گرفته و ایجاد آتش کروی - در ابتدا در سطح زمین تقریباً نیم‌کروی - شکل کند. تشعشع گرمایی در اولین مرحله که معمولاً فقط چند ثانیه به طول می‌انجامد بسیار

مهم است. تمام جرم سوخت تنها می‌تواند در سطح بیرونی کره بسوزد، چرا که هوایی داخل جرم نیست (مخلوط خارج از محدوده اشتعال پذیری است). در ناحیه تحت اثر آتش کروی ممکن است مقداری پاشیدگی نیز روی دهد که باعث تشدید آثار آتش خواهد شد. برای افراد حفاظت نشده، این ناحیه را باید مرگ‌بار در نظر گرفت. سپس تلاطم آتش، هوا را به درون آتش کروی می‌کشد. همزمان، تشعشع گرمایی قطرات مایع را تخییر کرده و مخلوط را گرم می‌کند. در نتیجه این فرآیند حجم کل جرم به صورت متلاطمی افزایش یافته و تدریجاً شکل کروی پیدا کرده و رشد می‌کند. این آتش‌های کروی می‌توانند بسیار بزرگ باشند و منجر به تشعشع‌های حرارتی قوی شوند.

در حقیقت تمام سوختی که از ابتدا در مخزن بوده است در آتش شرکت نمی‌کند. مقداری از سوخت توسط جریان‌های حلقوی (wake) ایجاد شده ناشی از پرتاب تکه‌های بدنه به بیرون کشیده می‌شوند. در یک مورد (شهر مکزیک ۱۹۸۴) به نظر می‌رسد بخشی از مایع بدون اینکه مشتعل شود تا فاصله زیادی بیرون پرتاب شده است و البته باعث ایجاد آتش‌های موضعی شده است. این اثر در موارد دیگر اتفاق نیفتاده است. این مسأله مقدار سوخت حاضر در آتش کروی را کاهش می‌دهد و همچنین روی ابعاد و مدت زمان آتش تأثیر دارد.

بنابراین رخداد مشترک آتش کروی و BLEVE را می‌توان به صورت آثار زیر خلاصه کرد:

- تشعشع حرارتی
- موج فشار
- ترکش

روشی که این آثار مورد توجه قرار می‌گیرند متفاوت است. در رابطه با ترکش‌ها، بیشتر جهت و زمان آنها مورد توجه است و در رابطه با دو مورد دیگر نواحی تحت تأثیر آثار حرارتی و فشاری بررسی می‌شود.

در این جا باید به این نکته توجه شود که در عمل پیش‌بینی زمان دقیق انفجار غیر ممکن است. در واقع انفجار می‌تواند از همان ابتدای شرایط اضطراری در هر لحظه‌ای رخ دهد. در حادثه San Juan شهر مکزیک [۷] زمان بین اولین انفجار (که باعث آتش‌سوزی شد) و اولین BLEVE تنها ۶۹ ثانیه بود.

زمان وقوع BLEVE برای یک مخزن در معرض آتش به فاکتورهای زیر وابسته است:

- شار گرمایی ناشی از آتش، که تابعی از فاصله بین شعله و مخزن است، همچنین نوع شعله (آتش استخری و ...) و مسأله برخورد شعله با مخزن نیز مؤثرند.
- قطر مخزن
- ارتفاع پر بودن مخزن
- ظرفیت رهاپش شیرهای اطمینان
- وجود لایه‌ای از مواد ضد آتش (حفاظت غیرفعال)

از نظر تئوری یک مخزن ایزوله حرارتی باید در برابر آثار شعله‌های آتش استخری (شار حرارتی در حدود 100 kWm^{-2}) برای ۲ ساعت مقاومت کند.

درمورد آتش فورانی، شار گرمایی به صورت چشمگیری افزایش می‌یابد (تا 350 kWm^{-2}) تحت این شرایط برخی BLEVEها در همان لحظات ابتدایی شکل گرفته‌اند. برای شکل‌گیری این نوع حادثه زمان‌های زیر پیشنهاد شده‌اند

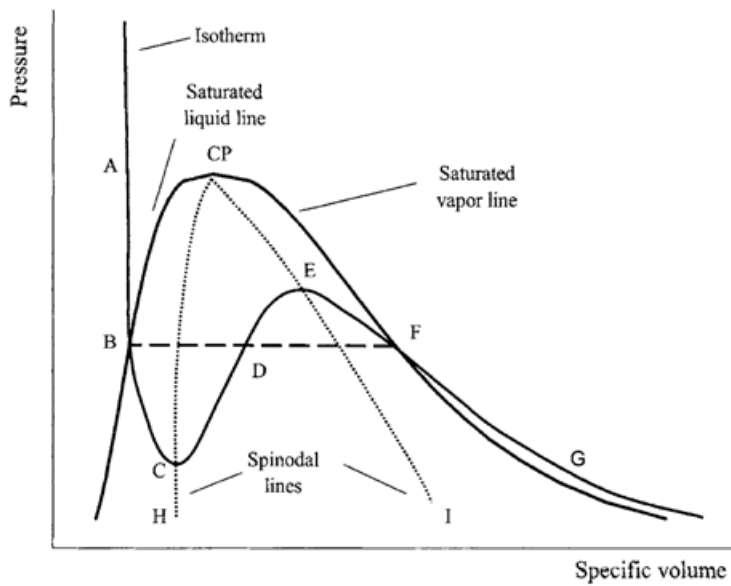
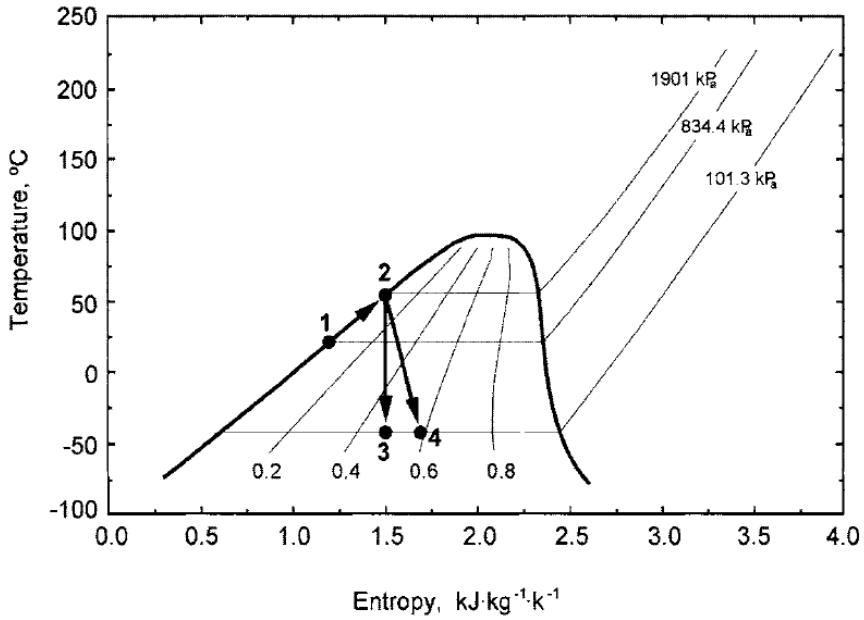
[۸]: برخورد شعله حاصل از آتش فورانی، ۵ دقیقه، برخورد شعله با شعله‌های متلاطم، ۳۰ دقیقه (این مقدار با مقدار پیشنهادی ASTM تطابق دارد [۹]، ۲۰ تا ۳۰ دقیقه). اگر چه این زمان بر اساس ویژگی‌های تجهیز تغییر می‌کند (لایه ایزوله کننده، دستگاه‌های خنک کننده و ...)، اما مشخص است که دیگر فاکتورها می‌توانند این زمان را کاهش دهند (مثلاً تخریب جزئی بر اثر ضربه، موج فشاری یا گرمای داخلی).

به وضوح محافظه کارانه‌ترین پاسخ این است که وقوع انفجار در هر لحظه از شروع شرایط اضطراری را به حساب بیاوریم. اقدامات پیشگیرانه برای مردم در مناطق ممنوعه باید صورت بگیرد و سرانجام این ناحیه باید سریعاً تخلیه گردد. تاکنون چندین تئوری در توضیح پدیده BLEVE پیشنهاد شده است. هرچند تا به امروز هیچ فرضیه‌ای به تنهایی کاملاً پذیرفته نشده است.

۲-۱ - فوق داغ شدن مایعات

در حالی که انفجار مخازن حاوی مایع آتش‌گیر تحت فشار، اغلب به آثار شدید مکانیکی و آتش‌کروی منجر می‌شود، مطابق نظر برخی نویسندگان این انفجارها را همواره نمی‌توان دقیقاً BLEVE نامید مگر اینکه شرایط زیر در آنها برقرار باشد:

- فوق داغ شدن قابل توجه مایع. بیشتر گازهای مایع شده (LPG، آمونیاک، کلر) در معرض آتش این شرط را ارضاء می‌کنند. همچنین مایعات دیگری که در مخازن در بسته نگهداری می‌شود و در معرض گرمای نامتعارف، مثلاً آتش قرار می‌گیرند نیز این شرط را دارند. همان‌طور که قبلاً اشاره شد آب نیز در صورت افت ناگهانی فشار در این شرط صدق می‌کند.
- افت فشار ناگهانی: این پدیده در ارتباط با نوعی نقصان در مخزن است. افت فشار ناگهانی در مخزن باعث می‌شود مایع فوق داغ گردد. اگر فوق داغ شدن زیاد باشد تبخیر ناگهانی ممکن است حالت انفجاری داشته باشد.



شکل ۵-۱- تعادل مایع- بخار در اثر افت فشار در دمای ثابت [۱۰]

تعادل ترمودینامیکی نشان می‌دهد دما و فشار ایجاد کننده حالت دو فازی، به یکدیگر وابسته‌اند. شکل ۵-۱، منحنی‌های بخار و مایع اشباع را نشان می‌دهد که حالت دو فازی تعادل مایع بخار را از مایع و بخار تک فازی جدا می‌کند [۱۰].

منحنی‌ها در نقطه بحرانی به یکدیگر متصل می‌شوند (CP). در این شکل خط ایزوترمال (ABDFG) نیز ترسیم شده است. شبیه‌های AB, FG شرایط تعادلی را به ترتیب برای مایع و بخار نشان می‌دهند. خط BDF تمامی شرایط تعادلی مایع-بخار ممکن (تعادل مخلوط مایع-بخار) در یک دمای معین را نشان می‌دهد. این نمودار همچنین نشان می‌دهد وقتی مایع تحت فشار (A) دچار افت فشار می‌شود چه روندی را طی می‌کند.

مایع در دمای ثابت تا رسیدن به نقطه B تدریجاً تغییر می‌کند، بدون اینکه شرایط آن تغییر کند (مایع). وقتی به نقطه B می‌رسد مایع دیگر پایدار نیست و به حالت دو فازی تغییر می‌کند (بوسیله خط BDF نشان داده شده است) که در آن مایع و بخار به صورت همزمان وجود خواهند داشت. اگر آرایش دو فازی و دمای یکسان بماند فشار نیز ثابت خواهد بود.

هر چند فرآیند واقعی به نظر پیچیده‌تر می‌باشد. اگر فرض کنیم که معادله Redlich-Kwong (RK) به حد کافی رفتار سیستم‌های ترمودینامیکی را توصیف می‌کند و می‌تواند در محاسبات ایزوترمال استفاده گردد، سپس در ناحیه دو فازی نمودار P-V خط BFD شکل کاملاً متفاوتی (BCDEF) با یک بیشینه و کمینه به خود می‌گیرد.

تعادل و معیارهای پایداری، فرآیند ایزوترمال را وادار به پیروی از حد $(\partial P/\partial v)_T < 0$ می‌نماید. شکل ۱-۵ نشان می‌دهد فاز مایع می‌تواند تا نقطه C برای فشارهای کمتر از فشار اشباع وجود داشته باشد. در طرف دیگر ناحیه دو فازی، فاز بخار می‌تواند تا نقطه E برای فشارهای بالاتر از فشار اشباع وجود داشته باشد.

خط BC، وضعیت شبه پایدار مایع فوق داغ را نشان می‌دهد. این‌ها در حقیقت حالت‌های ناپایداری هستند که تحت اختلالاتی تدریجاً به یک آرایش پایدار دو فازی تغییر می‌کنند. خط EF نمایانگر حالت شبه پایدار بخار فوق سرد است. نهایتاً خط CDE نمایانگر وضعیت‌های ناپایدار مرتبط با سیستم‌های دو فازی بخار-مایع می‌باشد.

حالت‌های شبه پایدار شکل‌هایی نزدیک به حالت تعادلی‌اند، در اختلال‌های کوچک پایدارند اما در تلاطم‌های بزرگ ناپایدارند. بنابراین پس از گذشت زمان مشخص برای یک مایع شبه پایدار توقع می‌رود به حالت دو فازی برسیم. شرایط شبه پایدار اغلب نتیجه فرآیندهای سریع‌تر ترمودینامیکی هستند.

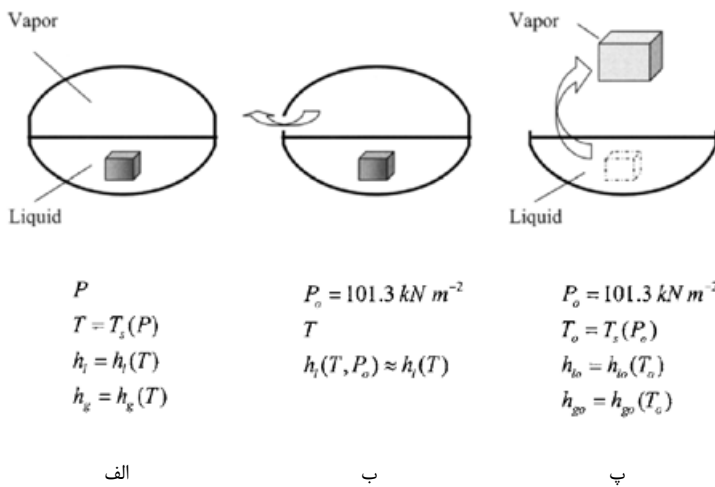
از این رو یک مایع فوق داغ را می‌توان یک حالت شبه پایدار در دمایی بالاتر از دمای اشباع فشار متناظر نامید. انتظار می‌رود این وضعیت شبه پایدار تدریجاً به وضعیت تعادل بخار مایع تغییر کند.

منحنی همدمای RK در شکل ۱-۵ نشان می‌دهد که معیارهای ترمودینامیکی مربوط به تعادل و پایداری، اشاره دارند که وضعیت‌های شبه پایدار مایع تنها توسط خط BC نشان داده می‌شوند. نقطه C، کمینه منحنی هم دما، حد فشاری که در آن یک مایع شبه پایدار برای آن دما را می‌توان یافت را نشان می‌دهد. مکان هندسی نقاط کمینه منحنی‌های هم دما، منحنی Spinodal مایع نامیده می‌شود (CP-H در شکل ۱-۵). مکان هندسی بیشینه منحنی‌های هم دما نیز منحنی Spinodal فاز بخار نامیده می‌شود (CP-I در شکل ۱-۵). این دو در نقطه بحرانی با هم تقاطع پیدا می‌کنند.

در شکل ۳-۵ منحنی Spinodal مایع به همراه منحنی اشباع مایع-بخار روی نمودار P-T ترسیم شده است. واضح است که از یک نقطه مشخص با کاهش ناگهانی فشار از فشار اولیه به فشار اتمسفر (خط SH) به شرایط شبه پایدار می‌رسیم. در همان نمودار، خط مماس بر منحنی اشباع از نقطه بحرانی ترسیم شده است.

۲-۲ - حد دمای فوق داغ

در شکل ۲-۵ الف، ظرف حاوی مایع در تعادل با بخارش نشان داده است [۱۰]. دمای ظرف T و فشار آن P است که بالاتر از فشار اتمسفریک P_0 می‌باشد. شکل ۲-۵ ب نشان می‌دهد که اگر افت ناگهانی فشار رخ دهد چه اتفاقی می‌تواند بیفتد. سیال در دمای T و فشاری پایین‌تر از فشار تعادلی باقی می‌ماند لذا مایع فوق داغ به وضعیت شبه پایدار می‌رسد. شکل ۲-۵ پ بلافاصله شرایط نهایی تعادل ترمودینامیکی را نشان می‌دهد؛ جایی که بخشی از مایع جهت یکسان کردن دمای سیستم با دمای اشباع T_0 تبخیر می‌شود.



شکل ۲-۵ - یک مایع داغ که با افت فشار ناگهانی در مخزن مواجه می‌شود.

هنگامی که دو شرطی که قبلاً ذکر شدند - فوق داغ شدن قابل ملاحظه و افت فشار ناگهانی - تأمین می‌شوند، تبخیر عملاً ناگهانی صورت می‌گیرد. این مسأله با تشکیل تعداد زیادی هسته‌های جوشان در میان توده جرم مایع همراه است. تحت این شرایط سرعت افزایش حجم شدیداً بالا است و در نتیجه انفجار بسیار سهمگین خواهد بود.

نویسندگان مختلف دستورالعمل‌هایی را جهت تعیین حد دمای فوق داغ برای شرایط دما/ فشاری که BLEVE در آن احتمال وقوع دارد پیشنهاد کرده‌اند. Reid [۲ و ۱۱] تلاش قابل ملاحظه‌ای در این عرصه داشته است.

مخزن حاوی مایع تحت فشار (مثلاً LPG) در دمای اتاق را در نظر بگیرید که در آن مایع و بخار در فشار مشخصی با هم در تعادلند (شکل ۲-۵). اگر به دلیل تشعشع گرمایی ناشی از آتش، دما افزایش یابد، فشار داخل مخزن تا مقدار P' متغیر بین P_0 و P افزایش می‌یابد. اگر مخزن در این شرایط منفجر شود (مثلاً در اثر نقص ماده یا ضربه) افت فشار ناگهانی از P' به فشار اتمسفریک خواهیم داشت. فرآیند افت فشار متناظر است با افت فشار معادل طولی از خط لوله‌ای عمودی از P_0 به P' . اگر بخواهیم در تعریف تئوری حد دمای فوق داغ دقت کنیم، بیان می‌کند که در این حالت BLEVE نخواهیم داشت: گر چه یک تبخیر لحظه‌ای قوی و حتی انفجار وجود خواهد داشت اما هسته‌زایی در میان جرم مایع رخ نخواهد داد. با این حال، پس از شکست (نقصان) مخزن، احتمال وقوع آتش‌کروی وجود دارد.

مماس بر منحنی اشباع در نقطه بحرانی از محاسبه مشتق فشار نسبت به دما به دست می‌آید.

$$\frac{dP}{dT} = A \frac{P}{T^2} \quad (3-5)$$

با به کارگیری این عبارت در نقطه بحرانی داریم:

$$\frac{dP_c}{dT_c} = \frac{P_c A}{T_c^2} = tg \alpha \quad (4-5)$$

این عبارت شیب خط مماس بر منحنی اشباع در نقطه بحرانی را نشان می‌دهد. معادله این خط راست برابر است با:

$$P = tg \alpha \cdot T + b \quad (5-5)$$

مثال زیر نشان می‌دهد چگونه از دو روش مختلف می‌توان حد دمای فوق داغ را محاسبه کرد.

مثال ۵-۱

دمای فوق داغ برای بوتان را با توجه به داده‌های تعادلی زیر که مربوط به نقطه بحرانی و فشار اتمسفریک است محاسبه کنید.

$$P_c = 38 \text{ bar (37.5 atm)}, T_c = 425.8 \text{ K}$$

$$P = 1.013 \text{ bar (1 atm)}, T = 272.5 \text{ K}$$

راه حل

با استفاده از رابطه (۵-۱):

$$T_{sl-T_c} = 0.895 T_c = 0.895 \times 425.1 = 380.5 \text{ K}$$

T_{sl} را همچنین می‌توان با یک حاشیه امنیت از رابطه (۵-۵) محاسبه کرد. با وارد کردن اطلاعات به معادله Clausius-Clapeyron، مقادیر ثابت‌های A ، B برای بوتان محاسبه می‌شوند (فشار با واحد bar و دما با واحد کلوین):

$$A = 2751, B = 10.11$$

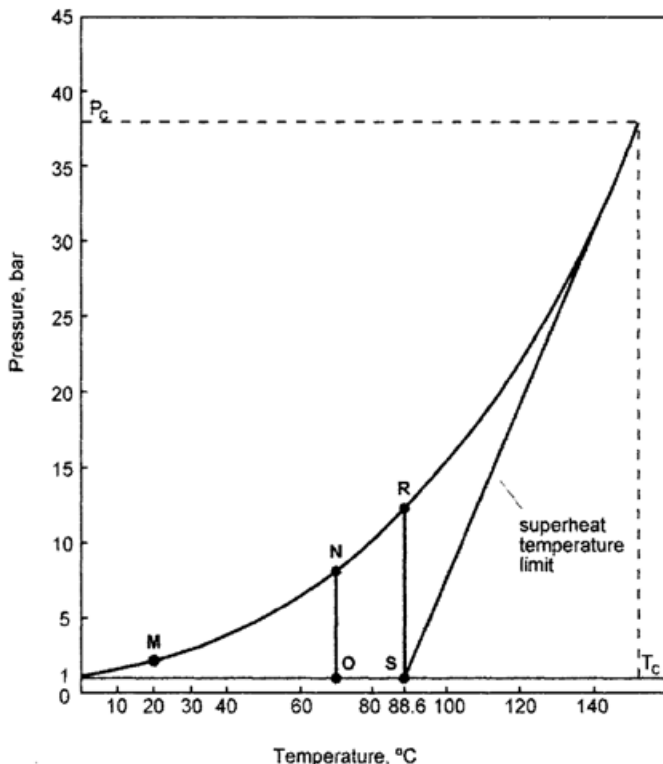
بنابراین شیب مماس بر منحنی اشباع در نقطه بحرانی عبارتست از:

$$tg \alpha = 38 \times \left(\frac{2751}{425.1^2} \right) = 0.578$$

مقدار عرض از مبدا، b ، مجدداً با استفاده از مقادیر مربوط به نقطه بحرانی برابر $b = -208$ به دست می‌آید. بنابراین معادله خط مماس برابر است با:

$$P = 0.578T - 208$$

تقاطع این خط با خط افقی در $P = 1.013 \text{ bar}$ و دمای $T_{sl-t} = 88.6^\circ\text{C}$ را نشان می‌دهد (شکل ۴-۵).



شکل ۴-۵ - خط اشباع برای بوتان و خط مماس در نقطه بحرانی

بنابراین ظرف حاوی بوتان مایع، حداقل‌های لازم برای رسیدن به درجه‌ای از فوق داغ شدن که با نقص مخزن باعث هسته‌زایی خود به خودی می‌گردد (و BLEVE با توجه به معیار حد دمای فوق داغ روی می‌دهد) بین 88.6°C تا 107.5°C می‌باشد. بالاتر از این محدوده دمایی -بنابر نظر تعدادی از نویسندگان- بر اثر افت فشار هسته‌زایی خود به خودی روی می‌دهد و انفجار بسیار شدید خواهد بود.

در حقیقت استفاده از خط مماس بر منحنی اشباع در نقطه بحرانی به عنوان مقداری حدی برای وقوع BLEVE به صورت ضمنی به یک حاشیه اطمینان اشاره دارد. بر مبنای اطلاعات تجربی اینگونه به نظر می‌رسد که برای اکثر مواد تفاوت بین T_{sl} لازم برای ایجاد BLEVE و مقدار به دست آمده از این روش (T_{sl-t}) در حدود 15°C تا 20°C می‌باشد. جدول ۳-۵ مقادیر T_{sl-t} ، T_{sl-RK} را برای برخی از مواد نشان می‌دهد.

۲-۳- حد دمای فوق داغ از موازنه انرژی

به تازگی روش جدیدی برای یافتن حد دمای فوق داغ پیشنهاد شده است [۱۰]. این روش بر مبنای موازنه انرژی جرم اولیه مایع درست قبل از انفجار استوار است.

در شکل ۵-۲ می‌توان دید هنگامی که مایع با بخار در تعادل است، می‌توان آنتالپی معین h_l را به مایع و آنتالپی معین h_g را به بخار نسبت داد.

هنگامیکه مخزن به صورت ناگهانی دچار افت فشار می‌شود (شکل ۵-۲-ب)، مایع به فشار P_0 می‌رسد و دمایش همان T باقی می‌ماند. با در نظر گرفتن اینکه آنتالپی مایع به صورت جزئی با تغییر فشار تغییر می‌کند، در نتیجه آنتالپی مایع تقریباً برابر همان h_l خواهد بود. در نهایت، هنگامی که مایع تبخیر می‌شود، آنتالپی مربوط به فاز بخار برابر h_{g0} خواهد بود این مقدار به آنتالپی بخار در فشار اتمسفر و در دمای اشباع متناظرش T_0 مربوط است.

جدول ۵-۳- محاسبه حد دمای فوق داغ برای مجموعه‌ای از مواد

Substance	T_o, K	T_c, K	P_c, atm	$tg\alpha$	T_{sl-t}, K	T_{sl-Tc}, K	T_{sl-RK}, K	T_{sl-E}, K
Water	373.2	647.0	217.7	2.4656	559	579.0	573.0	606.4
CO ₂	194.7	304.0	73.0	1.8429	265	272.0	272.5	280.2
Ammonia	239.8	406.0	112.3	1.8878	347	363.4	363.1	375.2
Methane	111.6	191.0	45.8	1.2856	156	170.9	170.9	176.8
Ethane	184.6	305.0	48.8	0.9499	255	273.0	273.8	278.9
Ethylene	169.3	282.7	50.9	1.0534	235	253.0	253.3	260.8
Propane	231.1	369.8	43.0	0.7286	312	331.0	332.0	326.8
Propylene	225.5	365.3	45.0	0.7520	307	327.0	327.8	325.4
n-Butane	272.7	425.8	37.5	0.5906	361	381.1	381.5	363.0
n-Pentane	309.2	470.2	33.0	0.4717	403	420.8	421.5	393.7
n-Hexane	341.9	507.8	29.5	0.4056	436	454.5	456.0	421.6
n-Heptane	371.6	539.8	26.8	0.3597	467	483.1	482.0	444.4
n-Octane	398.8	569.2	24.7	0.3257	497	509.4	511.5	466.8
Chlorine	238.4	419.0	93.5	1.3368	350	375.0	372.2	378.3

در یک فرآیند تبخیر آدیاباتیک، جزء مایعی که تبخیر می‌شود انرژی لازم را تنها می‌تواند از جزء دیگر که خنک می‌شود به دست بیاورد. اگر q_v انرژی تبخیر لازم بر واحد جرم (KJ/Kg) باشد، این انرژی را می‌توان مطابق زیر بر اساس تابعی از آنتالپی محاسبه کرد:

$$|q_v| = h_{g0} - h_l \quad (۶-۵)$$

اگر q_l گرمایی باشد (بر واحد جرم KJ/Kg) که می‌تواند از مایع باقیمانده آزاد شود وقتی در فشار اتمسفریک از دمای اولیه تا دمای جوش (T_0) خنک می‌شود می‌توان آن را اینگونه توصیف کرد:

$$|q_l| = h_l - h_{l0} \quad (۷-۵)$$

که h_{l0} آنتالپی مایع در دمای T_0 است.

q_l ، با افزایش اختلاف $T-T_0$ (میزان فوق داغ بودن مایع) افزایش می‌یابد، در حالی که q_v با افزایش $T-T_0$ کاهش می‌یابد.

بنابراین دمایی وجود خواهد داشت (T_{sl-E}) که در آن عبارت زیر صادق خواهد بود:

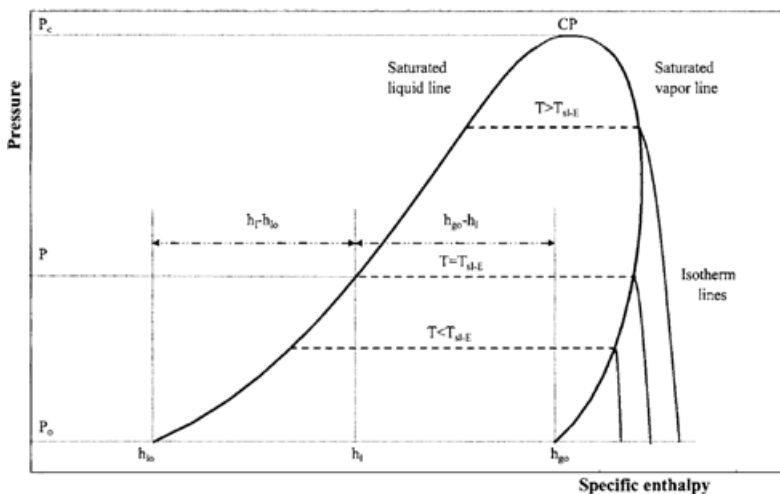
$$|q_v| = |q_l| \quad (۸-۵)$$

یعنی:

$$h_{g0} - h_l = h_l - h_{l0} \quad (۹-۵)$$

رابطه (۸-۵) یا (۹-۵) به این مسأله اشاره دارد که جرم مایعی که خنک می‌شود با جرم مایعی که تبخیر می‌شود برابر است (توجه داشته باشید که در این عبارتها آنتالپی‌ها با واحد kJ.kg^{-1} بیان می‌شوند). این بدین معنی است که T_{sl-E} وضعیتی را نشان می‌دهد که در آن ۵۰٪ از جرم مایع می‌تواند با کمک انرژی بدست آمده از ۵۰٪ دیگر تبخیر شود. در نتیجه ۵۰٪ از مایع از دمای T_{sl-E} تا دمای T_0 خنک می‌شود. این وضعیت در دیاگرام P بر حسب h در شکل ۵-۵ نشان داده شده است. پایین تر از دمای T_{sl-E} (مثلا در دمای T) جزئی از مایع که از دمای T_0 تا T خنک می‌شود انرژی لازم جهت تبخیر همان مقدار مایع را ندارد.

در عوض با فوق داغ شدن در دماهایی بالاتر از T_{sl-E} ، وقتی کمتر از ۵۰٪ جرم مایع خنک می‌شود انرژی بیشتر از آنچه برای تبخیر بقیه مایع لازم است آزاد می‌گردد.



شکل ۵-۵- موقعیتی که در آن ۵۰٪ از مایع در حال خنک شدن بقیه مایع را تبخیر می‌کند [۱۰]

می‌توان اینگونه برداشت کرد که شرایط تعریف شده توسط معادلات (۸-۵) و (۹-۵) به انتقال بیشترین مقدار انرژی بین جرم مایع در حال خنک شدن و جرم مایع تبخیر شونده مربوط است که به حداقل انرژی مقدار مایع منجر می‌شود. به بیان دیگر اجزاء مایع که بالاتر یا پایین تر از ۵۰٪ در دمایی غیر از T_{sl-E} هستند می‌توانند منجر به تبخیر قسمتی یا تمام مایع شوند اما تنها جزء ۵۰ درصدی، انرژی مقدار مایع باقیمانده را مینیمم می‌کند. به عنوان مثال،

جدول ۴-۵ نتایج به دست آمده از محاسبات مرتبط برای ماده هگزان را نشان می‌دهد [۱۰]. می‌توان مشاهده کرد انرژی منتقل شده در $f=0.5$ و $T_{sl-E}=407.6K$ به بیشینه خود می‌رسد.

T_{sl-E} را می‌توان به روش آزمون و خطا از رابطه (۹-۵) محاسبه کرد و یا به صورت گرافیکی از ترسیم هر دو طرف رابطه (۹-۵) (انرژی لازم جهت تبخیر و انرژی آزاد شده توسط مایع در حال خنک شدن) برای هر ماده به صورت تابعی از دما و به دست آوردن محل تلاقی این دو خط به دست آورد.

جدول ۴-۵ - دمای تبخیر ناکهانی، جزء مایع و انرژی در گیر (هگزان، جرم کلی=۱kg).

Temperature at which flash vaporisation starts (K)	Cooled liquid mass fraction	Energy transferred from cooled liquid to evaporated liquid (kJ)
453.2	0.10	29.6
433.2	0.28	66.5
423.2	0.37	76.4
413.2	0.45	81.3
407.6	0.50	82.1
403.2	0.54	81.7
393.2	0.62	77.7
383.2	0.69	69.8
373.2	0.77	58.0

در حالی که مقادیر T_{sl} به دست آمده از معیار پایداری (شکل ۱-۵ ملاحظه شود) به ویژگی‌های معادله حالت استفاده شده وابسته است. محاسبه حد دمای فوق گرم به روش آنتالپی از معادله (۹-۵)، T_{sl-E} ، تنها به دقت ترموفیزیکی اطلاعات استفاده شده وابسته است.

دماهای T_{sl-E} به دست آمده از این روش برای مواد مختلف در ستون آخر جدول ۳-۵ گردآوری شده‌اند. ستون ۸ شامل مقادیر حد دمای فوق گرم به دست آمده از منحنی RK Spinodal (ردلیش-کوانگ) می‌باشد. همانطور که ملاحظه می‌شود پراکندگی مشخصی در میان مقادیر مختلف حد دمای فوق گرم وجود دارد. برای مواد با ضریب بی مرکزی کم، (که تطابق نسبتاً مناسبی با قانون حالات متناظر دارند) مقادیر T_{sl-E} و T_{sl-RK} نسبتاً مشابه‌اند [۱۰]. با افزایش ضریب بی مرکزی اختلاف این دو نیز افزایش می‌یابد. این مسأله از این واقعیت ناشی می‌شود که معادله حالت RK برای توصیف رفتار مواد با پیچیدگی مولکولی بالا مناسب نیست.

۴-۲ - چه زمانی انفجار، BLEVE است؟

با وجود اینکه تئوری مذکور در قسمت قبلی توسط بسیاری پذیرفته شده است، در توضیح برخی از BLEVE های رخ داده (مثلاً مورد مربوط به شهر مکزیک ۱۹۸۴ و یا feyzin ۱۹۶۶) ناموفق بوده است و بسیاری از نویسندگان اعتبار آن را مورد سوال قرار داده‌اند. همانطور که در ابتدای این فصل اشاره شد تعریفی از BLEVE ارائه شده است که گسترده‌تر و منعطف‌تر است [۳]. بنابراین برخی از انفجارهایی که دقیقاً معیار Reid را احراز نمی‌کنند نیز اخیراً به عنوان BLEVE در نظر گرفته شده‌اند.

به‌علاوه برخی از نویسندگان در کاربردی بودن یک معیار دقیق برای یک مورد واقعی تردید دارند. در گرم شدن یک ظرف بزرگ توسط آتش، احتمال دارد جنبه‌هایی وجود داشته باشد که پیش‌بینی وقوع BLEVE را بسیار مشکل کنند.

از این موارد، می‌توانیم به لایه‌بندی و گرادیان دمای مایع اشاره کنیم که می‌تواند به میزان قابل ملاحظه‌ای شرایط ترمودینامیکی درون ظرف را تحت تأثیر قرار دهد. محتویات مخزن در طول آتش‌سوزی به صورت یکنواخت گرم نمی‌شود. در بسیاری از آزمایش‌های آتش صورت گرفته روی تانک‌های LPG [۱۶-۱۲]، دمای مایع بین کف و بالای مخزن متفاوت بود (در کف مایع خنک‌تر و در بالای مخزن گرم‌تر). به دلیل خاصیت شناوری دما در بالای تانک سریع‌تر از پایین آن افزایش می‌یابد. این گرادیان دمایی نقش مهمی به هنگام وقوع حادثه بازی می‌کند. انرژی موجود در ظرف برای یک فشار معین در اثر این گرادیان کمتر خواهد بود و در نتیجه دمای متوسط مایع نیز کمتر است. از این رو گرادیان زمان وقوع انفجار را کاهش می‌دهد. چرا که فشار ظرف از فشار بخاری تعیین می‌گردد که تابعی از دمای بالاترین لایه مایع است. پیدایش گرادیان دما همچنین شدت انفجار را کاهش می‌دهد، چرا که در این شرایط انرژی کمتری در سیستم موجود است. در حقیقت روش‌های در دسترس برای تخمین افزایش فشار حاصل از BLEVE به دمای داخل تانک قبل از انفجار و اینکه آیا کمتر از T_{SI} است یا نه توجهی نمی‌کنند. یعنی این روش‌ها مقدار ΔP را بر اساس دما و فشار اولیه و بدون در نظر گرفتن وقوع پدیده هسته‌زایی یکنواخت ارائه می‌دهند.

Brik و همکارانش [۱۷] بین BLEVE گرم و سرد تفاوت فائل شدند. بر اساس نظر وی، BLEVE های داغ آنهایی هستند که در آنها مایع در دمایی بالاتر از حد دمای فوق گرم در فشار اتمسفریک است، در حالی که در BLEVE های سرد متوسط دمای مایع، کمتر از حد دمای فوق گرم است. مطابق این تمایز، آثار BLEVE های گرم بسیار شدیدتر از BLEVE های سرد خواهد بود (چیزی که با توجه به دما، فشار و انرژی بالاتر در این حالت کاملاً منطقی است).

مثال ۵-۲

در بعضی موارد پذیرفتن یک انفجار در طبقه BLEVE ها وابسته به تعریفی است که از این واژه می‌پذیریم. در اینجا به مثالی از این مورد می‌پردازیم [۱۸].

در ۱۱ جولای ۱۹۷۸، ساعت ۱۴:۳۰، یک تانکر حاوی پروپیلین در نزدیکی محل اسکان مسافری منفجر شد و در نتیجه ۲۱۶ نفر کشته شدند. محل حادثه در (Cataloi a, Spain) بود.

حجم مخزن $44/4 \text{ m}^3$ بود که با 23619 kg پروپیلین پر شده بود. در حالی که حد مجاز قابل حمل برای این تانکر 19350 kg بود. شیر اطمینانی وجود نداشت و هنگامیکه در ساعت ۱۲ بارگیری تمام شد، دمای پروپیلین 1°C بود. این مورد را بررسی کنید.

راه حل:

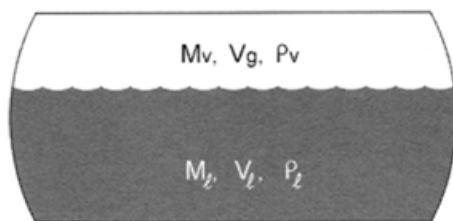
چنانچه ظرف حامل پروپیلین به جرم M را در نظر بگیریم (شکل ۵-۶) روابط زیر برقرارند:

$$M = M_l + M_g$$

$$V = V_l + V_g$$

$$\rho_v = \frac{M_g}{V_g}$$

$$\rho_l = \frac{M_l}{V_l}$$



شکل ۵-۶ - فازهای مایع و بخار در مخزن

با ترکیب این روابط عبارات زیر استخراج می‌گردد:

$$V_g = \frac{V \cdot \rho_l - M}{\rho_l - \rho_g}$$

توجه کنید که وقتی دما افزایش می‌یابد، ρ_l و ρ_g کاهش می‌یابند و بنابراین، از آنجا که $\rho_l \gg \rho_g$ است، حجم بخار درون ظرف کاهش می‌یابد. لذا می‌توان به دمایی رسید که در آن داریم:

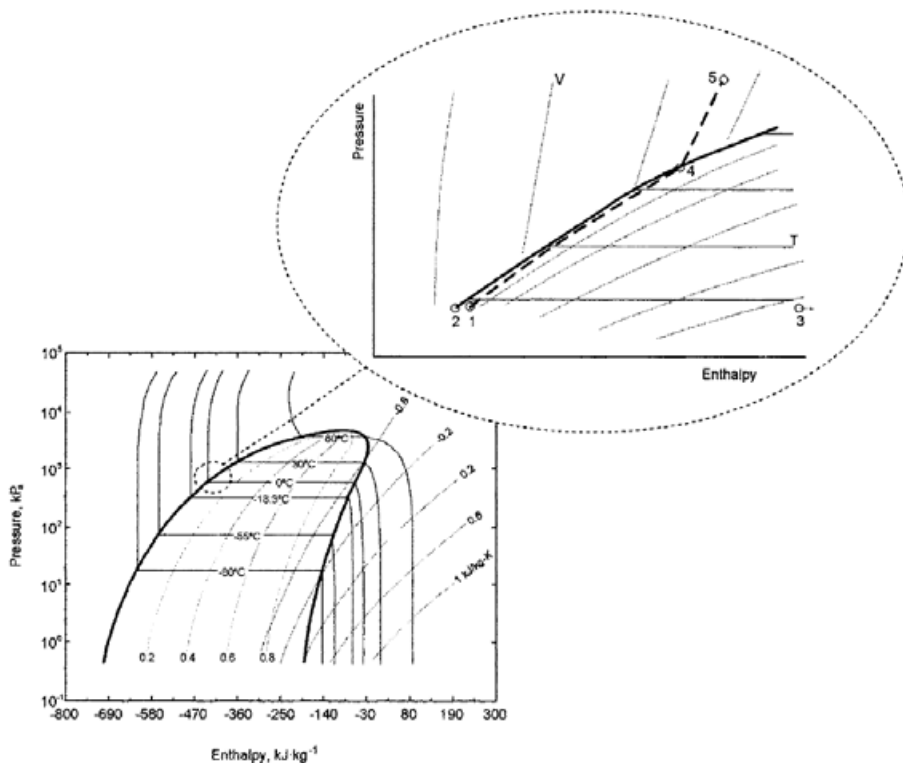
$$V \cdot \rho_l = M$$

در این وضعیت چگالی مایع برابر است با:

$$44.4 \text{ m}^3 \times \rho_l \text{ kg m}^{-3} = 23,619 \text{ kg}$$

$$\rho_l = 532 \text{ kg m}^{-3}$$

(با وجود اینکه تانکر حاوی ۰/۰۳٪ نیتروژن و ۶/۵٪ پروپان بود، به منظور ساده‌سازی در اینجا محتویات مخزن پروپیلین خالص فرض شد. به علاوه افزایش حجم مخزن در محدوده دمایی مورد بحث ناچیز است).



شکل ۵-۷- فرآیند در نمودار فشار-آنتالپی. خط موجود از نقطه ۴ به ۵ نشان دهنده گرم کردن مخزن پر از مایع است [۱۸].

این مقدار ρ_1 به دمای 8°C مربوط است. محاسبه انتقال حرارت نشان می‌دهد که این مقدار دمای تانکر در یک روز آفتابی و $2/5$ ساعت پس از بارگیری است.

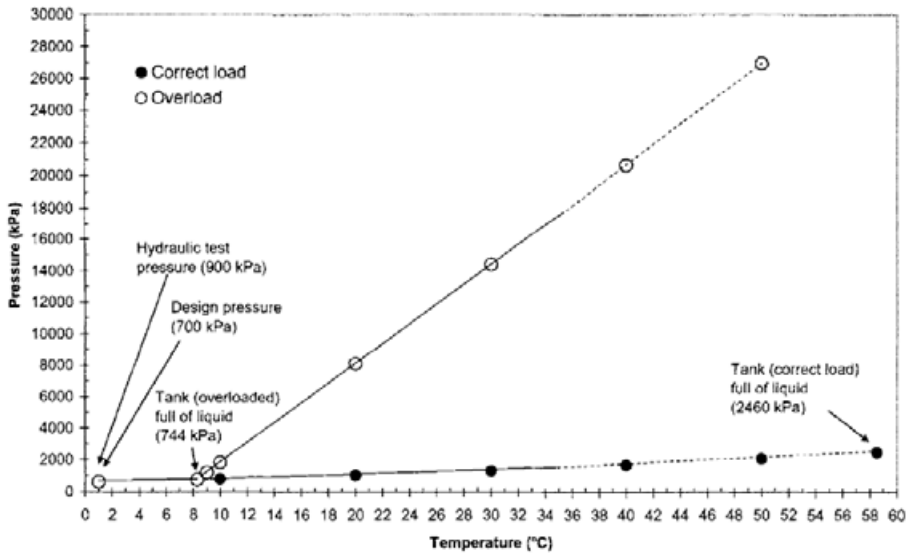
بنابراین افزایش دما و فشار منجر به میعان کل بخار گشته و مخزن پر از مایع در فشار تقریباً 744 kPa شد. در ادامه بر اثر تابش خورشید، دمای مایع شروع به افزایش یافتن کرد. هر چند مایع نمی‌توانست منبسط شود چرا که حجم ظرف تقریباً ثابت بود.

در نتیجه با توجه به ضریب تراکم‌پذیری اندک مایعات، فشار در مخزن به سرعت افزایش یافت. مقاومت کششی فولاد به کار رفته در مخزن تقریباً 665 MPa بود و فشار داخل در ادامه به این مقدار رسید.

کل فرآیند در نمودار فشار- آنتالپی (شکل ۵-۷) قابل ملاحظه است. نقطه ۱ نشان دهنده موقعیت تانکر درست پس از بارگیری است (نقطه ۲: مایع اشباع، نقطه ۳: بخار اشباع). خط ترسیم شده از نقطه ۱ به نقطه ۴ روند تبدیل کل بخار به مایع را نشان می‌دهد، در حالیکه خط بین نقطه ۴ و ۵ نشان دهنده گرما دادن به مخزن پر از مایع است. از روی نمودار ملاحظه می‌شود که چگونه فشار سریعاً افزایش می‌یابد.

شکل ۵-۸ مجدداً تاثیر بارگیری بیش از حد را نشان می‌دهد. با بار ۲۳۶۱۹ kg پروپیلین، هنگامیکه کل مخزن پر از مایع شد (در فشار ۷۴۴ kPa و دمای ۸/۳°C) گرمای بیشتر به مفهوم افزایش سریع فشار بود که به انفجار منجر شد.

اگر تانکر به صورت صحیح بارگیری شده بود (۱۹۳۵۰ kg)، حجم بخار حفظ می‌شد و افزایش فشار ناشی از افزایش دما بسیار کمتر بود و در شرایط آب و هوایی متداول انفجار رخ نمی‌داد (دمای ۵۸/۸°C در فشار ۲۴۶۰ kPa لازم بود تا به شرایطی برسیم که کل تانکر مایع باشد).



شکل ۵-۸ روند تغییر فشار به صورت تابعی از دما درون مخزن. برای تانک بیش از حد بارگیری شده، پس از این که مخزن پر از مایع شد فشار به سرعت افزایش می‌یابد. برای تانک بارگیری شده در حد مجاز این وضعیت در دمای ۵۹°C حاصل می‌شد (انفجار رخ نمی‌داد).

فشار زیاد ایجاد ترک کرد و سپس افت فشار حاصله به تبخیر ناگهانی و انفجار مایع فوق گرم ختم شد. ظرف دو نیم شد که یکی تا فاصله ۲۰۰ متری پرتاب شد. پروپیلین تشکیل ابری داد که به سمت محل اسکان مسافران حرکت کرد و با مشتعل شدنش آتش کروی رخ داد.

اگر چه این حادثه بر اساس معیار حد دمای فوق گرم (جدول ۵-۳) BLEVE محسوب نمی‌شود، اما مطابق معیارهای پذیرفته شده جدیدتر باید آن را BLEVE در نظر گرفت.

۳- خرابی مخزن

۳-۱- مکانیسم

Venart [۱۹] با بررسی خرابی فاجعه آمیز چهار مخزن LPG ۴/۵ مترمکعبی که تا ارتفاع های متفاوتی پر شده بودند و در معرض آتش فورانی قرار گرفته بودند، یک فرآیند دومرحله‌ای را در توضیح مکانیسم خرابی پیشنهاد داد که در ادامه توضیح داده می‌شود.

در پاسخ به آتش، فشار درون ظرف تا مقدار تعیین شده برای شیر اطمینان افزایش می‌یابد و شیر باز می‌شود. این شیر به لحاظ تئوری به گونه‌ای طراحی شده‌است که بخار کافی را جهت نگهداری مخزن در فشار ایمن تخلیه کند. صرف نظر از اینکه در معرض گرم‌است. (API 520 1990, API 521 1993, ASME 1992, NFPA 58) (۱۹۹۸). با کاهش ارتفاع مایع (کمتر پر کردن مخزن) زمان لازم برای رسیدن به اولین تخلیه افزایش می‌یابد. اگر مخزن کم پر شده باشد نرخ تبخیر نیز کم است و از ظرفیت شیر فراتر نمی‌رود؛ با عملکرد شیر فشار می‌تواند ثابت بماند (شیرهای اطمینان باید به دقت برای آتش تعیین اندازه شوند. دست بالا گرفتن ابعاد می‌تواند باعث بروز Chattering و در ادامه خرابی شیر گردد). با افزایش میزان پرشدگی نرخ تبخیر نیز همراه آن افزایش می‌یابد- سطح خیس بزرگتر است- و بخار خروجی ممکن است به دلیل گرادیان دمایی بخار، شدیداً فوق گرم (داغ) باشد. از این رو ممکن است از ظرفیت شیر عبور کنیم. به علاوه باز شدن شیر باعث ایجاد افت فشار در مخزن می‌شود که سبب جوشش بیشتر و تشکیل دو فاز همراه در بخش مایع می‌شود. بسته به حد پر بودن، ورودی شیر می‌تواند حاوی حالت دو فازی باشد. در این شرایط سرعت اختناق به مقدار زیادی کمتر از سرعت اختناق برای بخار خواهد بود. دبی رهاش کاهش یافته و فشار درون ظرف افزایش خواهد یافت.

همزمان، بخش‌هایی از دیواره که توسط مایع خیس نمی‌شوند ممکن است بر اثر حرارت ضعیف شده و تغییر شکل دهند و نهایتاً در بخش‌هایی از دیواره ترک ایجاد شود. این ترک‌های اولیه باعث تخلیه سیال می‌شوند و لذا جریان عبوری از شیر اطمینان کم می‌شود و حتی اگر مقدار مایع اولیه مخزن کم باشد ممکن است شیر اطمینان کاملاً بسته شود. دمای فلز دیواره در ناحیه بخار و در مجاورت آتش شدیداً تغییر می‌کند. دما تنها در فاصله ۵۰۰mm از محل گسیختگی می‌تواند تا ۱۵۰°C کاهش یابد [۲۰].

این موضوع روی استقامت فلز اثر می‌گذارد و ترک در ناحیه خنک‌تر، ضخیم‌تر و محکم‌تر دیواره می‌تواند متوقف شود. اندازه ترک اولیه تابعی از دمای فلز، ارتفاع مایع و فشار آن خواهد بود. سپس ممکن است ترک بر اثر تنش‌های گرمایی در نوک ترک ناشی از تماس مستقیم با مایع و خنک شدن به صورت فاجعه‌آمیزی دوباره شکل بگیرد و باعث آغاز تخریب مخزن شود. امکان ایجاد ترک‌های کوچک ناشی از ضربه قوچی در بخش فوقانی و داغ مخزن نیز پیشنهاد شده است [۱۹].

بنابراین توسعه و گسترش ترک در طول خرابی مخزن اغلب طی دو مرحله اتفاق می‌افتد:

- شکل‌گیری ترک اولیه که پایدار می‌شود و محلی برای تخلیه علاوه بر مسیر شیر اطمینان شکل می‌گیرد.
- مرحله نهایی خرابی که در آن ترک اولیه با عبور از حد تحمل تنش برشی صفحه سریعاً در طول فلز گسترش می‌یابد.

در انفجارهای آزمایشی مذکور مربوط به چهار مخزن ۴/۵ متر مکعبی، زمان سپری شده بین شکل‌گیری ترک اولیه و تخریب مخزن تابعی از میزان پر بودن مخزن و طول ترک‌های اولیه بود. در این آزمایش مدت زمان ۲S (۰/۸۵٪ پر بودن) و ۴۰S (۰/۱۰٪ پر بودن) و طول ترک از ۲۹۰mm تا ۵۸۰mm ثبت گردید.

۲-۳ - فشار لازم برای خرابی مخزن

برای مخازن تحت فشار، فشار آستانه انفجار P معمولاً چهار یا پنج برابر فشار طراحی است. فشاری را که در آن یک مخزن یا لوله تخریب می‌شود می‌توان از ابعاد، هندسه و مواد بکار رفته در ساخت آن تخمین زد. روابط زیر را می‌توان به کار گرفت [۲].

برای مخازن استوانه‌ای با فشار $(P-P_0)$ کمتر از ۰/۳۸۵، برابر مقاومت مکانیکی ماده (S_M) داریم:

$$P = P_0 + \frac{S_M z}{r + 0.6z} \quad (10-5)$$

که در آن:

P - فشار مطلق داخلی (Pa)

P_0 - فشار اتمسفریک (Pa)

SM - مقاومت کششی ماده (Pa)

r - شعاع داخلی مخزن (m)

z - ضخامت دیواره مخزن (m)

است.

برای مخازن استوانه‌ای با فشار $(P-P_0)$ بیشتر از $0.385 \times S_M$ برابر داریم:

$$P = P_0 + \frac{S_M \left(\frac{z}{r} + I \right)^2 - S_M}{\left(\frac{z}{r} + I \right)^2 + I} \quad (11-5)$$

برای مخازن کروی با فشار $(P-P_0)$ کمتر از $0.1665 \times S_M$:

$$P = P_0 + \frac{2S_M z}{r + 0.2z} \quad (12-5)$$

برای مخازن کروی با فشار $(P-P_0)$ بیشتر از $0.1665 \times S_M$:

$$P = P_o + \frac{2S_M \left(\frac{z}{r} + l \right)^2 - 2S_M}{\left(\frac{z}{r} + l \right)^2 + 2} \quad (۱۳-۵)$$

روابط (۱۰-۵) و (۱۱-۵) را در تخمین حداکثر فشار داخلی قابل تحمل در لوله‌ها نیز می‌توان به کار گرفت. مقادیر مقاومت کششی مواد را می‌توان در نشریات یافت [۲۲]. مقاومت کششی برای برخی مواد مرسوم در جدول ۵-۵ ارائه شده است. البته عبارت‌های فوق در صورتی قابل استفاده‌اند که مخزن در همان دمایی باشد که S_M در آن اندازه‌گیری شده است. اگر به قسمت خاصی از مخزن حرارت داده شود، مقدار مقاومت کششی در ناحیه در معرض آتش متفاوت می‌گردد. از مقدار فشار آستانه تخریب به دست آمده از این روابط می‌توان در تخمین آثار مکانیکی (موج انفجار) انفجار بهره برد.

جدول ۵-۵ - مقاومت مواد در دمای محیط [۲۲]

Material	Tensile strength (MPa)
Stainless steel 304	565
Stainless steel 316	565
Stainless steel 430	517
Carbon steel C-Mn	415
Cast iron	173
Aluminum	70
Borosilicate glass	70
Nickel	452
Hastelloy C	500
Titanium	417

مثال ۳-۵

فشاری که در آن مخزن مذکور در مثال ۲-۵ خراب شد را تخمین بزنید. قطر داخلی ظرف ۲/۳m و ضخامت دیواره ۸/۱mm بود. مخزن از فولاد ضد زنگ AISI-304 ساخته شده بود. در زمان انفجار دیواره مخزن زیر تابش آفتاب در دمایی حدود ۲۰°C قرار داشت. یعنی می‌توان از اطلاعات جدول ۵-۵ استفاده کرد.

راه حل

با فرض $P < 0.385 S_M$

$$P = P_o + \frac{S_M z}{r + 0.6z} = 101,325 + \frac{565 \times 10^6 (8.1 \times 10^{-3})}{1.15 + 0.6(8.1 \times 10^{-3})} = 4.7 \times 10^6 \text{ Pa}$$

از آن جایی که این مقدار کمتر از $0.385 \times S_M$ می باشد، $4/7 \text{ MPa}$ تقریباً فشاری است که مخزن در آن تخریب می شود.

۴- تخمین آثار انفجار

۴-۱- تسعش حرارتی

هنگامیکه انفجار یک مخزن در بردارنده مواد آتش گیر است، معمولاً انفجار با آتش کروی همراه می شود که تسعش حرارتی شدیدی ایجاد می کند. انرژی گرمایی که تابعی است از جرم ماده داخل مخزن سریعاً آزاد می شود. این پدیده از ابتدا از روی تسعش شدیدی که امکان فرار را از افراد نزدیک (که از آثار موج انفجار نیز آسیب دیده اند) می گیرد، قابل شناسایی است. تخمین آثار گرمایی (تشتش گرمایی) ناشی از آتش کروی در فصل ۳ بحث شده اند.

اگر چه BLEVE ها اغلب با آتش کروی همراهند، ولی اگر ماده موجود آتش گیر نباشد -مثل آب- انفجار، آتش کروی به دنبال نخواهد داشت و فقط آثار مکانیکی وجود خواهند داشت: موج انفجار و ترکش.

۴-۲- انرژی مکانیکی آزاد شده توسط انفجار

وقتی مخزن می ترکد، انرژی مکانیکی درون آن آزاد می شود (توجه کنید که واحدهای فشار، انرژی بر واحد حجم اند) ماده درون مخزن سریعاً منبسط می شود. این حالت ناشی از انبساط بخار موجود در مخزن در لحظه انفجار و مایع فوق داغ که فرایند تبخیر ناگهانی (Flash) را طی می کند، باشد.

انرژی مکانیکی آزاد شده در انفجار یک مخزن بین موارد زیر توزیع می شود:

- انرژی موج فشاری (موج انفجار)
- انرژی جنبشی ترکش ها
- انرژی لازم برای شکستن مخزن

توزیع نسبی انرژی با توجه به شرایط خاص انفجار تغییر می کند. تعیین دقیق مقدار انرژی که در موج انفجار شرکت می کند بسیار مشکل است.

بخشی از انرژی آزاد شده در انفجار، به انرژی جنبشی اجزاء پرتاب شده تبدیل می شود (و مقدار کمی از انرژی نیز برای شکستن مخزن به اجزاء کوچکتر لازم خواهد بود). پیشنهاد شده است در خرابی یک مخزن شکننده، 80% انرژی رها شده برای تولید موج فشار در نظر گرفته شود. در مورد مخازن منعطف تر که تکه های بزرگی از مخزن پرتاب می شوند سهم انرژی موج فشار تنها $50\% - 40\%$ است. در هر دو حالت بقیه انرژی به صورت انرژی جنبشی لازم برای پرتاب تکه ها خواهد بود و از دیگر موارد (گرم شدن محیط) می توان صرف نظر کرد. اکثر ظروف یا مخازن از موادی ساخته شده اند که در شرایط عملیاتی انعطاف پذیرند. خرابی شکننده^۲ (انعطاف ناپذیر) تنها در شرایط خاصی ایجاد می شود که تنش وارده به ماده بسیار بیشتر از حد شکل پذیری^۳ آن باشد. این حالت تنها برای فولاد آبدیده و

² Fragile Failure

³ Plastic Limit

شیشه امکان وقوع دارد. بنابراین انفجارهای مخازن معمولاً به صورت شکست انعطاف‌پذیر^۴ است و تعداد محدودی ترکش ایجاد می‌کند.

۴-۲-۱- رفتار گاز ایده‌ال و انبساط آیزنتروپیک

با توجه به دما و فشار موجود در این نوع انفجارها بهتر است از فرض گاز ایده‌ال استفاده نشود. هر چند تعدادی از نویسندگان از این فرض استفاده کرده و از روش‌هایی که در ادامه اشاره خواهیم کرد در تخمین انرژی مکانیکی رها شده در انفجار استفاده کرده‌اند. با در نظر گرفتن بخار اولیه موجود در ظرف، انرژی آزاد شده در انبساط آدیاباتیک آن (از فشار شکست مخزن تا فشار محیط) برابر است با:

$$W = m_g \cdot (U_2 - U_1) \quad (۱۴-۵)$$

که w کار انبساطی بخار (kJ)، m_g جرم بخار موجود در مخزن در لحظه شکست (kg)، U_1 انرژی داخلی بخار در شرایطی است که مخزن می‌ترکد ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$) و U_2 انرژی داخلی بخار پس از انبساط تا فشار اتمسفریک ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$) است.

با فرض اینکه انبساط ایزنتروپیک و بازگشت پذیر است - به دلیل سرعتی که در آن انفجار رخ می‌دهد- و اینکه بخار به صورت گاز ایده‌ال رفتار می‌کند [۵ و ۲۳]، این انرژی به صورت زیر قابل محاسبه است:

$$W = -\int P dV \quad (۱۵-۵)$$

با استفاده از رابطه: $P.V^\gamma = \text{Const.}$ (نسبت ظرفیت‌های گرمایی) و انتگرال‌گیری خواهیم داشت:

$$W = 10^2 \left(\frac{P.V}{\gamma - 1} \right) \cdot \left(1 - \left(\frac{P_0}{P} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \right) \quad (۱۶-۵)$$

که w با واحد kJ، P_0 فشار اتمسفریک (bar)، V حجم اولیه بخار (m^3)، P (bar) فشار مخزن درست قبل از انفجار است. این انرژی را می‌توان به صورت جرم معادل TNT توصیف کرد. اگر از فاکتور تبدیل مناسب استفاده کنیم (تقریباً 4680 J به ازای هر گرم TNT)

$$W_{TNT} = 0.021 \left(\frac{P.V}{\gamma - 1} \right) \cdot \left(1 - \left(\frac{P_0}{P} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \right) \quad (۱۷-۵)$$

که W_{TNT} جرم معادل TNT (kg) است.

به علاوه اگر ظرف حاوی مایع فوق گرم باشد همانطور که در انفجارهای BLEVE اینگونه است- انرژی آزاد شده را می‌توان به روش مشابه بدست آورد. در این مورد باید در نظر گرفت که جرم مایع درست پس از رسیدن به فشار

⁴ Ductile Breaking

اتمسفر به صورت جزئی تبخیر می‌شود. کل حجم این بخار، در فشار ظرف و قبل از انفجار باید محاسبه شود. با اضافه کردن این حجم فرضی به مقدار واقعی، جرم معادل TNT برابر خواهد بود با:

$$W_{TNT} = 0.021 \left(\frac{P \cdot V^*}{\gamma - 1} \right) \cdot \left(1 - \left(\frac{P_o}{P} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \right) \quad (18-5)$$

که V^* حجم بخار در ظرف به اضافه حجم بخار تولید شده (در فشار درون ظرف و دمای اشباع متناظرش) در انفجار به مترمکعب:

$$V^* = V + V_l \cdot f \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right) \quad (19-5)$$

V حجم بخار درون ظرف قبل از انفجار، V_l حجم مایع درون ظرف قبل از انفجار (m^3) و f جزء تبخیر (فلش)، یعنی جزئی از مایع که به دلیل افت فشار تبخیر می‌شود، است. مقدار f از عبارت زیر که به کمک موازنه گرمایی به دست آمده قابل محاسبه است:

$$f = \frac{c_{pl}(T - T_0)}{\Delta h_{vT_0}} \quad (20-5) \text{ الف}$$

که در آن:

T - دمای ماده در لحظه انفجار

T_0 - دمای جوش در فشار اتمسفریک (K)

Δh_{vT_0} - گرمای تبخیر مایع در T_0 ($kJ \cdot kg^{-1}$) است.

یا به صورت دقیق‌تر با استفاده از عبارت زیر:

$$f = 1 - e^{\left[-2.63 \frac{C_{plT_0}(T_c - T_0)}{H_{vT_0}} \left(1 - \left(\frac{T_c - T}{T_c - T_0} \right)^{0.38} \right) \right]} \quad (20-5) \text{ ب}$$

که T_0 دمای جوش ماده در فشار اتمسفریک (K)، T_c دمای بحرانی (K)، C_{plT_0} گرمای ویژه مایع ($kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$) در T_0 و Δh_{vT_0} انتالپی تبخیر ماده در T_0 ($kJ \cdot kg^{-1}$)

۴-۲-۲- رفتار گاز واقعی و انفجار آدیاباتیک بازگشت ناپذیر

روشی که در بالا به آن اشاره شد، گاز را با رفتار گاز ایده‌آل و فرآیند را آدیاباتیک برگشت پذیر (ایزوتروپیک) فرض می‌کند. همچنین از مقادیر متوسط خواص γ ، C_p و h_g در محاسبه انرژی رها شده استفاده می‌کند. هر چند، این فرضیات از پدیده واقعی دورند. اگر چه در انبساط ناگهانی همراه انفجار به دلیل سرعت پدیده می‌توان فرآیند را

آدیاباتیک فرض کرد، اما این فرآیند نه تنها بازگشت پذیر نیست بلکه شدیداً بازگشت ناپذیر است. در حقیقت از آن جا که کار ناشی از فرآیند ایزنتروپیک بیشتر از مقداری است که در فرآیند آدیاباتیک حاصل می‌شود دچار برآورد اضافی می‌شویم و انرژی محاسبه شده حداکثر مقدار ممکن است.

روش جدیدی پیشنهاد شده است [۲۴] که کار انبساط با فرض انبساط آدیاباتیک بازگشت ناپذیر محاسبه می‌شود. بنابراین تنها کار ناشی از تغییر حجم (ΔV) محاسبه می‌شود. تغییر حجم هنگامی رخ می‌دهد که محتویات ظرف از شرایط انفجار تا نقطه رسیدن به فشار اتمسفریک ($P_0=0.1013 \text{ MPa}$) تغییر می‌کنند. مانند همه فرآیندهای ایزنتروپیک فرض می‌شود که درست پس از انفجار، تعادل بخار مایع در فشار اتمسفریک و دمای اشباع متناظرش برقرار است؛ هر چند وضعیت (آنتروپی) متفاوت خواهد بود.

کار انبساط واقعی برابر است با: $-P_0\Delta V$ ، که ΔV تغییر حجم تمام محتویات درون ظرف است هنگامیکه از شرایط انفجار به شرایط پایانی مفروض تغییر می‌کند. به عبارت دیگر برای فرآیند آدیاباتیک، این کار باید برابر تغییر در انرژی داخلی محتویات ظرف، ΔU باشد:

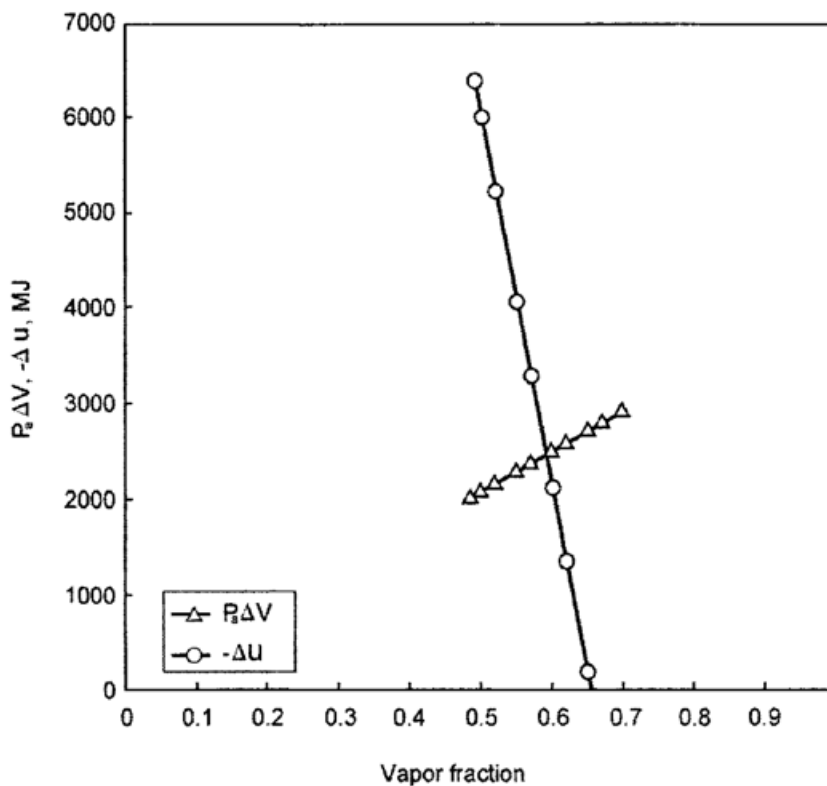
$$-P_0\Delta V = \Delta U \quad (21-5)$$

این رابطه را می‌توان به صورت تحلیلی حل کرد. شکل ۹-۵ تغییرات در U (برای تمام محتویات ظرف) را نشان می‌دهد. این تغییرات از وضعیت انفجار تا شرایط متفاوت، تعریف شده در فشار 0.1013 MPa و تعادل بخار-مایع مختلف متناظر با مقادیر مختلف جزء بخار روی می‌دهند. برای هر دو موقعیت (درست قبل از انفجار و در حالت نهایی) تمام جرم مایع به اضافه بخار موجود در ظرف در نظر گرفته شده‌اند. در شکل مشابهی، تغییرات $-P_0\Delta V$ در مقابل جزء بخار مربوط به شرایط پایانی مفروض ترسیم شد. محل تلاقی دو خط راست به شرایط برخاسته از رابطه (۲۱-۵) مربوط است. مقدار y (عرض) در این نقطه نشان دهنده تغییرات U و انرژی رها شده از انفجار است.

رابطه (۲۱-۵) را می‌توان به صورت تحلیلی نیز حل کرد. با احتساب موازنه جرم و انرژی، معادلات خطوط مستقیم رسم شده در شکل ۹-۵ را می‌توان به صورت زیر بیان کرد.

$$-\Delta U = (U_i - U_g) \cdot M \cdot x - M \cdot U_i + U_i \quad (22-5)$$

$$P_o \cdot \Delta V = P_o \cdot [(V_g - V_i) \cdot M \cdot x + M \cdot V_i - V_i] \quad (23-5)$$



شکل ۵-۹ تغییر در ΔU و $-P_0\Delta V$ به صورت تابعی از جزء بخار شرایط پایانی مفروض (مثال ۵-۴ ملاحظه شود) [۲۴].

که در آن:

U_l - انرژی داخلی مایع (MJkg^{-1})

U_g - انرژی داخلی بخار (MJkg^{-1})

M - جرم کلی ماده در ظرف (kg)

x - جزء بخار در حالت نهایی فرآیند

P_0 - فشار اتمسفریک (MPa)

ΔV - تغییرات حجم کل محتویات ظرف بر اثر انفجار (m^3)

V_g - حجم مخصوص بخار در حالت نهایی فرآیند (m^3kg^{-1})

V_l - حجم مخصوص مایع در حالت نهایی فرآیند ($m^3 kg^{-1}$)

از این دو عبارت محل تلاقی برابر است با:

$$x = \frac{M \cdot P_0 \cdot V_l - V_l \cdot P_0 + M \cdot U_l - U_i}{[(U_l - U_g) - (V_g - V_l) \cdot P_0] \cdot M} \quad (24-5)$$

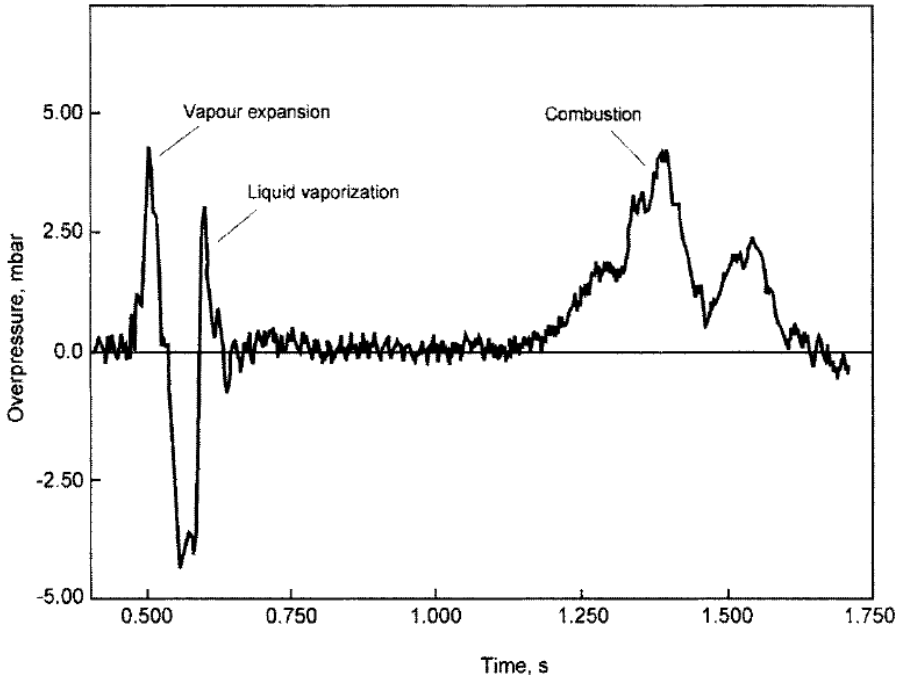
با جایگذاری مقدار x در رابطه (۲۲-۵) یا (۲۳-۵) ΔU بدست می‌آید. بنابراین جرم معادل TNT برابر است با:

$$W_{TNT} = 0.214 \Delta U \quad (25-5)$$

۳-۴ - موج فشار

روند افزایش فشار حاصل از انفجار هر طرف حاوی مایع فوق گرم و بخار معمولاً دو پیک مجزا و با فاصله زمانی کم را نشان می‌دهد [۲۵ و ۲۶]. اولین پیک به انبساط بخار و دومی به تبخیر شدید مایع مربوط است. دامنه نسبی این پیک‌های افزایش فشار از اطلاعات تجربی قابل استنباط نیست.

چرا که افزایش فشار ناشی از تبخیر ناگهانی مایع در جهت خاصی منتشر می‌شود و لذا اطلاعات ثبت شده به موقعیت دستگاه اندازه‌گیری وابسته‌اند. در شکل ۵-۱۰ این پیک‌ها نشان داده شده‌اند [۲۵]. این اطلاعات همچنین به جزء جرمی مایع و بخار درست قبل از انفجار نیز بستگی دارد. اگر چه امواج انفجار ناشی از این دو پدیده، اغلب مجزا هستند، اما فرض محافظه کارانه‌ی ترکیب شدن این دو نیز برخی مواقع رخ می‌دهد. اگر ماده درون ظرف سوختنی باشد پیک سومی هم در ارتباط با فرآیند سوختن مشاهده می‌شود.



شکل ۵-۱۰- افزایش فشار به صورت تابعی از زمان برای BLEVE مربوط به پروپان (ظرف به حجم $5/7 \text{ m}^3$ که تا ۸۰٪ پر شده). اطلاعات در فاصله ۱۵ متری ظرف ثبت شده‌اند [۲۵].

از جرم معادل TNT و با دانستن مقدار انرژی شرکت کرده در انفجار، مقدار بیشینه (پیک) موج انفجار ایجاد شده در انفجار را می‌توان تخمین زد. این روش با مقداری خطا همراه است. اولاً در انفجار ظرف، انرژی با سرعت کمتری در مقایسه با انفجار TNT آزاد می‌شود. ثانیاً حجم ظرف در مقایسه با حجم معادل ماده منفجره بسیار بیشتر است. با این وجود، روش ساده است و تخمین‌های مفیدی ارائه می‌دهد. روش‌های دیگر در فصل چهارم توضیح داده شده‌اند. با توجه به این واقعیت که حجم اولیه اشغال شده توسط انرژی رها شده در انفجار بسیار بزرگتر از مقداری است که توسط جرم معادل TNT اشغال می‌شود، لازم است که اصلاحی در فاصله بین مرکز انفجار تا محلی که موج فشار را در آن می‌خواهیم تخمین بزنیم صورت گیرد.

این تصحیح با استفاده از فاصله دگرگون شده، d_n با توجه به اصل تشابه پیشنهاد شده توسط Hopkinson (فصل ۴ ملاحظه شود) انجام می‌شود. افزایش فشار تابعی از فاصله است و دو انفجار مختلف در فاصله‌ای معین از مرکز انفجار، افزایش فشار یکسان ایجاد نمی‌کنند. لذا فاصله دگرگون شده به عنوان مفهومی که در آن افزایش فشار برای هر دو انفجار مقدار یکسانی دارد تعریف می‌شود. فاصله دگرگون شده با استفاده از قانون ریشه سوم به جرم معادل TNT و فاصله واقعی مربوط می‌شود.

$$d_n = \frac{d}{(\beta \cdot W_{TNT})^{1/3}} \quad (26-5)$$

که d_n فاصله دگرگون شده ($\text{mkg}^{-1/3}$) و d فاصله واقعی (m) (از مرکز انفجار) که در آن افزایش فشار باید تخمین زده شود.

β ، جزء انرژی رها شده و تبدیل شده به موج فشار که معمولاً برای شکستگی شکل‌پذیر بین ۰/۴ تا ۰/۵ می‌باشد [۲۷].

رویکرد محافظه کارانه این است که $\beta=0/5$ فرض کنیم. صرف نظر از ضریب β به ۳۰٪ اضافه برآورد در افزایش فشار اشاره می‌کند. با داشتن d_n می‌توان به کمک نمودار ΔP بر حسب d_n (فصل ۴) افزایش فشار را تخمین زد.

در انفجار ظرف‌ها (مخصوصاً در مورد ظروف استوانه‌ای) موج فشار در تمام جهات یکسان نیست و شدت آن به جهت وابسته است. هر چند در عمل قابل اندازه‌گیری نیست.

تانک‌های حاوی مایعات سرد نیز می‌توانند در شرایطی که ضعیف شده باشند دچار نقص و انفجار شوند [۲۸]. در این حالت، انفجار ضعیف است و آتش کروی حاصله مقدار قابل توجهی آتش استخری همراه دارد.

مثال ۵-۴

این مثال برای تخمین آثار انفجار تانکی با حجم 250 m^3 ، که تا ۸۰٪ ظرفیتش با پروپان پر شده (به صورت مایع تحت فشار در دمای اتاق ذخیره شده)، و توسط آتش تا 55°C (۱۹ bar) گرم شده و منفجر شده است با استفاده از هر دو روش (انبساط ایزنتروپیک و انبساط بازگشت ناپذیر) ارائه شده است. موج فشار باید در فاصله ۱۸۰ متری از مخزن محاسبه شود.

راه حل:

محاسبات را می‌توان بر مبنای اطلاعات واقعی برای پروپان انجام داد [۲۹]. از این رو فرض گاز کامل را نباید استفاده کرد و لازم نیست از مقادیر متوسط خواص پروپان استفاده کنیم. جدول ۵-۶ تمام مقادیری که وضعیت اولیه پروپان را تعریف می‌کنند، نشان می‌دهد (ستون اول): دما، فشار، حجم مخصوص مایع و بخار اشباع، انرژی داخلی و آنتروپی مخصوص مربوط به حالت‌های اشباع، جرم و حجم بخار و مایع و انرژی داخلی هر فاز و کل جرم.

فرض شده است که حجم تانک ثابت است و جرمی از دست نمی‌رود (شیر اطمینان بسته است). بنابراین، ظرف در حجم ثابت منبسط می‌شود تا به دمای انفجار 55°C می‌رسد.

کلید اطلاعات مربوط به این وضعیت (حالت انفجار) در ستون دوم جدول ۵-۶ قابل رؤیت‌اند. حالت‌ها و فرآیندهای مفروض به صورت شماتیک در نمودار $T-S$ برای پروپان (شکل ۵-۱۱) رسم شده‌اند.

ستون سوم جدول ۵-۶ نتایج را با فرض فرآیند ایزنتروپیک نشان می‌دهد. حالت نهایی توسط فشار $P_f=0.1013 \text{ pa}$ و آنتروپی، که مقداری مشابه مقدارش درست قبل از انفجار است، مشخص شده است.

نهایتاً ستون چهارم نتایج به دست آمده با فرض انبساط آدیاباتیک و بازگشت ناپذیر را نشان می‌دهد. تغییر انرژی داخلی از محل تقاطع دو خط مستقیم شکل ۵-۹ به دست آمده است.

جدول ۷-۵ تغییر در انرژی داخلی، گرما و کار انبساط را برای دو مدل مذکور نشان می‌دهد. مشاهده می‌شود در مورد انبساط آدیاباتیک و برگشت ناپذیر انرژی آزاد شده ۲/۵ برابر کمتر از انرژی به دست آمده با فرض فرآیند ایزنتروپیک است.

جدول ۵-۶ - خواص پروبان استفاده شده در مثال

	Initial state ^a	Explosion state ^b	Hypothetical final state(isentropic process) ^c	Hypothetical final state (adiabatic process and $m=-P_0\Delta V$) ^d
Pressure, kPa	834.4	1901	101.3	101.3
Temperature, °C	20	55	-42.02	-42.02
Total mass, kg	100956	100956	100956	100956
Mass of liquid, kg	100054	100007	51508	41288
Mass of vapour, kg	902	949.1	49448	59668
Vapour specific volume, m ³ kg ⁻¹	0.05539	0.02293	0.4136	0.4136
Liquid specific volume, m ³ kg ⁻¹	0.001999	0.002282	0.001721	0.001721
System specific volume, m ³ kg ⁻¹	0.002476	0.002476	0.2035	0.2452
Total vapour volume, m ³	50	21.8	20454	24681
Total liquid volume, m ³	200	228.2	89	71
Total volume, m ³	250	250	20543	24752
Vapour fraction	0.008941	0.009401	0.4898	0.591
Vapour specific internal energy, kJ.kg	549.7	582	483.7	483.7
Liquid specific internal energy, kJ.kg	250.3	349.2	100.1	100.1
System specific internal energy, kJ.kg	253.0	351.4	288	326.8
Total vapour internal energy, MJ	500	560	23920	28860
Total liquid internal energy, MJ	25040	34920	5150	4133
Total internal energy, MJ	25540	35480	29070	32990
Vapour specific entropy, kJkg ⁻¹ K ⁻¹	2.355	2.33	2.448	2.448
Liquid specific entropy, kJkg ⁻¹ K ⁻¹	1.181	1.501	0.6068	0.6068
System specific entropy, kJkg ⁻¹ K ⁻¹	1.192	1.508	1.508	1.695

(a) این مورد و تمام حالت‌های دیگر در تعادل ترمودینامیکی فرض شده‌اند و هیچ گرادیان دما و فشاری وجود ندارد.

(b) با توجه به ثابت بودن حجم و عدم هدر رفت جرم فرض شده است که به این حالت می‌رسیم.

(c) این حالت فرضی با فشار $P_0=101.3 \text{ kPa}$ و آنتروپی ویژه برابر مقدار آنتروپی ویژه درست قبل از انفجار مشخص می‌شود.

(d) این حالت فرضی توسط $P_0=101.3 \text{ kPa}$ و شرایط $\Delta U = P_0\Delta V$ مشخص می‌شود.

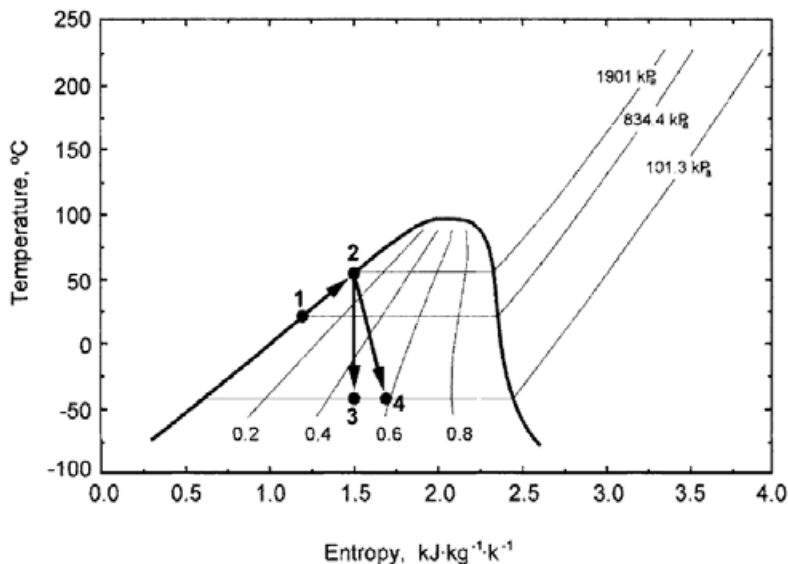
جدول ۷-۵ - تغییر در انرژی داخلی و کار برای هر دو مدل

	From explosion conditions to final conditions (isentropic)	From explosion condition to final conditions (irreversible)
$\Delta U(MJ)$	-6410	-2490
Work(MJ)	-6410	-2490

با استفاده از مقدار معادل TNT، جرم معادل TNT برای فرض انبساط ایزنتروپیک 1096 kg و برای انبساط آدیاباتیک 523 kg به دست می‌آید.

با فرض شکست شکل‌پذیر ظرف (حدود ۵۰٪ از انرژی آزاد شده به موج فشار تبدیل می‌شود)، برای فاصله 180 m ، نمودار افزایش فشار بر حسب فاصله دگرگون شده برای TNT (فصل ۴، شکل ۴-۴ ملاحظه شود) مقادیر

افزایش فشار را $5/kPa$ (انبساط ایزنتروپیک) و $4 kPa$ (انبساط بازگشت ناپذیر) به دست می‌دهد. این مقادیر خسارت‌های جزئی به ساختار منازل را سبب می‌شوند (فصل ۷، جدول ۷-۱۴ ملاحظه شود).



شکل ۵-۱۱ دیگرم دما- آنروپی برای پروپان. ۱-۲ گرم شدن نانک؛ ۲-۳ فرآیند ایزنتروپیک (آدیباتیک و برگشت پذیر)؛ ۳-۴ فرآیند آدیباتیک برگشت ناپذیر [۲۴].

۴-۴- استفاده از انرژی فوق گرم کننده مایع در تخمین سریع ΔP

یک تحقیق جدید [۳۰] روش جدیدی را بر پایه استفاده از انرژی فوق گرم کننده مایع جهت محاسبه سریع مقدار حدودی ΔP ارائه کرده است.

در یک فرآیند تبخیر آدیباتیک، جزء مایعی که تبخیر می‌شود انرژی لازم را تنها می‌تواند از جرم مایع باقیمانده که خنک می‌شود بدست آورد. همانطور که در قسمت ۲-۳ همین فصل توضیح داده شد، اگر انرژی تبخیر لازم بر واحد جرم باشد (kJ/kg) مطابق رابطه زیر می‌توان آن را بر حسب تابعی از آنتالپی بیان کرد:

$$|q_v| = h_{g0} - h_l \quad (۶-۵)$$

که h_{g0} آنتالپی بخار اشباع در دمای T_0 و h_l آنتالپی مایع در دمای T است.

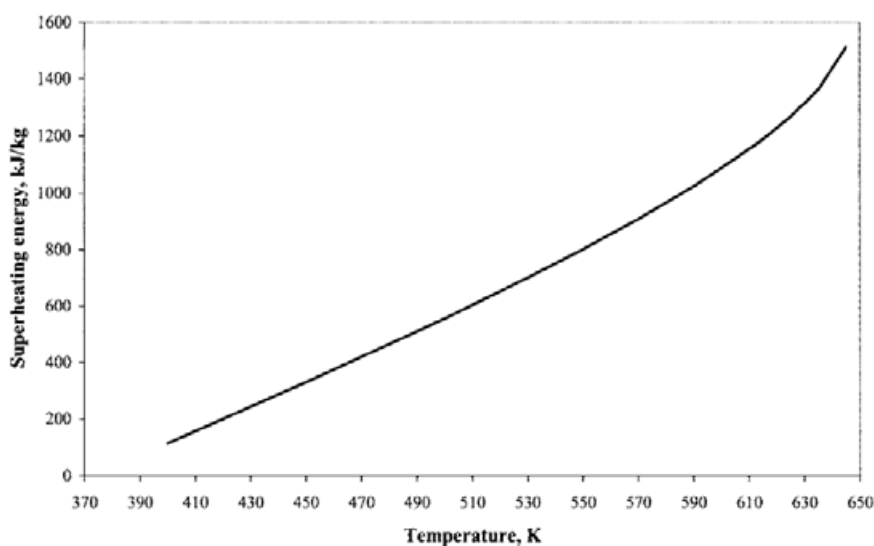
اگر q_l گرمایی باشد (بر واحد جرم، kJ/kg) که می‌تواند توسط جزء مایع باقیمانده آزاد شود هنگامی که از دمای اولیه تا دمای جوش در فشار اتمسفریک (T_0) خنک می‌شود، می‌توان آن را به صورت زیر بیان کرد:

$$|q_l| = h_l - h_{l0} \quad (۷-۵)$$

که h_1 و h_{10} به ترتیب آنتالپی‌های مایع در دماهای T و T_0 هستند.

در تمام موارد، انرژی فوق گرم کننده^۵ (SE) موجود در مایع فوق گرم با توجه به حالت نهایی آن درست پس از انفجار (یعنی در تعادل با بخارش در فشار اتمسفریک)، انرژی خواهد بود که به صورت جزئی منجر به شکل دادن افزایش فشار می‌شود. بنابراین به نظر کاملاً منطقی می‌رسد اگر این انرژی فوق گرم کننده را به عنوان ملاکی برای ارزیابی شدت انفجار در نظر بگیریم.

در این بررسی، جهت سادگی، نویسنده اثر انبساطی موجود در ظرف قبل از انفجار را لحاظ نکرده است که در مقایسه با مقدار تبخیر مایع ناچیز به نظر می‌رسد. خطای ایجاد شده نیز نسبتاً کم است و به نسبت حجمی مایع و بخار در ظرف بستگی دارد. به عنوان مثال، برای تانکی با حجم V حاوی پروپان در 55°C و 1.9 bar ، اگر $V_{\text{liquid}}=0.8V$ باشد خطا ۰.۴٪ است، اگر $V_{\text{liquid}}=0.4V$ خطا ۰.۹۹٪ و اگر $V_{\text{liquid}}=0.2V$ میزان خطا ۰.۴۰٪ است.



شکل ۵-۱۲- تغییر انرژی فوق گرم کننده به صورت تابعی از دما برای آب [۳۰]

نظر به یکسان بودن تغییر آنتالپی و انرژی بین دو وضعیت مایع، تفاوت مقادیر آنتالپی در طرف راست رابطه (۵-۷) را می‌توان انرژی فوق گرم کننده مایع فوق گرم شده در دمای T (با در شرایط خیلی خاص، در حد دمای فوق گرم) فرض کرد. این مقدار را می‌توان با مقدار انرژی در حالت تعادل و در دمای T_0 مقایسه کرد یعنی:

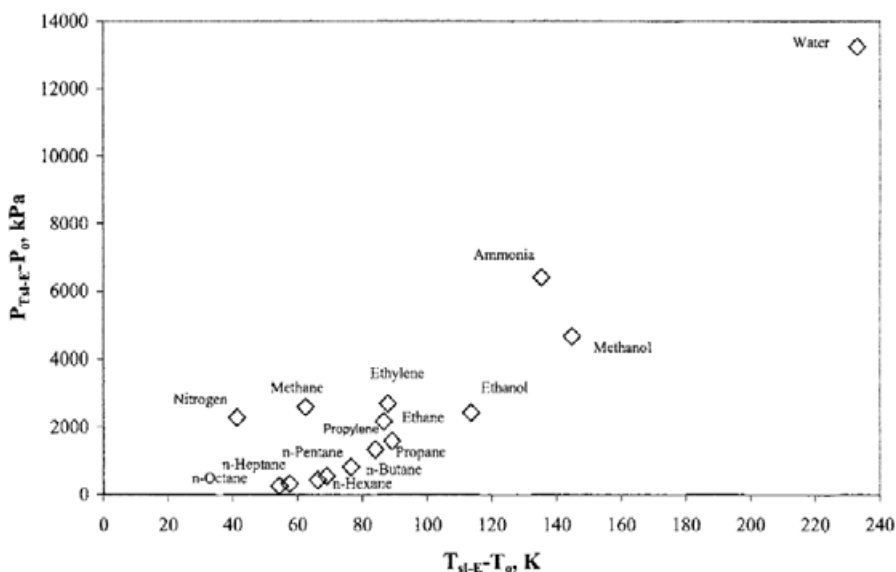
$$SE = h_1 - h_{10} \quad (۵-۲۷)$$

البته انرژی فوق گرم کننده با دمای مایع افزایش می‌یابد. در شکل ۵-۱۲، SE به صورت تابعی از T برای آب رسم شده است که مقدار انرژی زیادی را حتی در دماهایی کمتر از $T_{sl-E} (606/4\text{K})$ نشان می‌دهد.

⁵ Superheating Energy

نویسندگان مشابه از T_{sl-E} (حد دمای فوق گرم از تعادل انرژی) و P_{Tsl-E} (فشار تعادلی در T_{sl-E}) به عنوان شاخص-های شدت انفجار استفاده کرده‌اند. در شکل ۵-۱۳ $(P_{Tsl-E} - P_0)$ به صورت تابعی از $(T_{sl-E} - T_0)$ برای مجموعه‌ای از مواد ترسیم شده است. هر ماده جای متفاوتی نسبت به بقیه مواد دارد. از دیدگاه عملی، می‌توان اینگونه فرض کرد که هر چه ماده‌ای به مرکز مختصات نزدیک‌تر باشد، احتمال رسیدنش به بالاترین حد (حد فوق گرم) بیشتر است و در صورت وقوع انفجار انرژی کمتری آزاد خواهد شد و این حالتی است که مثلاً برای نیتروژن، نرمال اکتان یا نرمال هپتان وجود دارد.

در عوض آب در نقطه مقابل قرار دارد. برای رسیدن به حد فوق گرم به افزایش زیادی در دما (و فشار) نیاز است، اما انفجار نهایی انرژی خیلی زیادی حتی در دماهای کمتر از T_{sl-E} ارائه خواهد کرد. به همین دلیل انفجارهای بویلرهای آب بسیار شدید هستند.



شکل ۵-۱۳ نمودار مختلف در نمودار $P_{Tsl-E} - P_0$ بر حسب $T_{sl-E} - T_0$. با افزایش فاصله از مبداء مختصات بخشی از انرژی رها شده که به افزایش فشار تبدیل می‌شود افزایش می‌یابد [۳۰].

نسبت بین انرژی تبدیل شده به موج فشار و SE برای هر دو فرآیند ایزنتروپیک و بازگشت ناپذیر و برای مجموعه‌ای از مواد (آنهایی که در شکل ۵-۱۳ نشان داده شده‌اند) محاسبه شد [۳۰]. بدین منظور انرژی مفید انفجار در ۰/۵ ضرب شد (معمولاً در شکست شکل پذیر ظروف، حدود ۵۰٪ از انرژی رها شده به افزایش فشار تبدیل می‌شود)، بر SE تقسیم شد و نهایتاً به منظور توصیف به صورت درصدی در ۱۰۰ ضرب شد. جهت به حساب آوردن آثار زمین (در عمل، انفجار روی سطح یا کمی بالاتر از آن اتفاق می‌افتد) این عدد درصدی را در ۲ ضرب می‌کنیم تا بازتاب موج افزایش فشار از زمین نیز در نظر گرفته شده باشد. هر چند اگر در منحنی TNT استفاده شده جهت تعیین ΔP این تصحیح صورت گرفته باشد در این مرحله دیگر نیازی به اعمال آن نیست.

با بررسی این اطلاعات مشاهده شد که در یک فرآیند ایزنتروپیک، انرژی تبدیل شده به افزایش فشار، بین ۷ تا ۱۴ درصد SE می‌باشد در حالیکه برای یک فرآیند بازگشت ناپذیر در محدوده ۳/۶ تا ۵ درصد قرار دارد. مقایسه این

مقادیر با اطلاعات تجربی برگرفته شده از مراجع یک توافق نسبتاً خوب را نشان داد. لذا این روش ما را به تخمین سریعی از ΔP برای یک ظرف مفروض می‌رساند در صورتیکه محتویات و دمای آن درست قبل از انفجار مشخص باشند.

مثال ۵-۵

انفجار ظرفی حاوی ۲۰۰۰ kg آب مایع در $T=553K$ و $P=64.24$ ($h_l=1236/5 \text{ kJ/kg}^{-1}$) را در نظر بگیرید. ΔP را در فاصله ۵۰ m تخمین بزنید.

اطلاعات اضافی:

$H_{l0}=418.9 \text{ kJkg}^{-1}$ و مقدار TNT مورد نیاز برای رها سازی ۱ MJ برابر است با ۰/۲۱۴ kg.

راه حل:

محاسبه انرژی فوق گرم کننده:

$$SE = 1236.5 - 418.9 = 817.6 \text{ kJkg}^{-1}$$

و برای کل جرم آب:

$$2000 \text{ kg} \times 817.6 \text{ kJkg}^{-1} = 1635205 \text{ kJ}$$

الف- اگر فرآیند ایزونتروپیک فرض شود، بیشینه انرژی تبدیل شده به افزایش فشار برابر SE٪۱۴ خواهد بود:

$$1635205 \text{ kJ} \times 0.14 = 228930 \text{ kJ}$$

و جرم معادل TNT برابر است با:

$$W_{TNT} = 228930 \times (0.214 \times 10^{-3}) = 49 \text{ kg}$$

لذا فاصله دگرگون شده برابر خواهد بود با:

$$d_n = \frac{50}{\sqrt[3]{49}} = 13.7 \text{ m kg}^{-1/3}$$

که با توجه به نمودار ΔP بر حسب d_n (شکل ۴-۴) بیشینه افزایش فشار حدود ۰/۱ bar به دست می‌آید.

ب- اگر فرآیند بازگشت ناپذیر فرض شود، بیشینه انرژی تبدیل شده به افزایش فشار SE٪۵ خواهد بود و مقادیر زیر به دست می‌آید:

بیشینه انرژی تبدیل شده به افزایش فشار:

$$1635205\text{kJ} \times 0.05 = 81760\text{kJ}$$

$$W_{\text{TNT}} = 81760(0.214 \times 10^{-3}) = 17.5\text{kg}$$

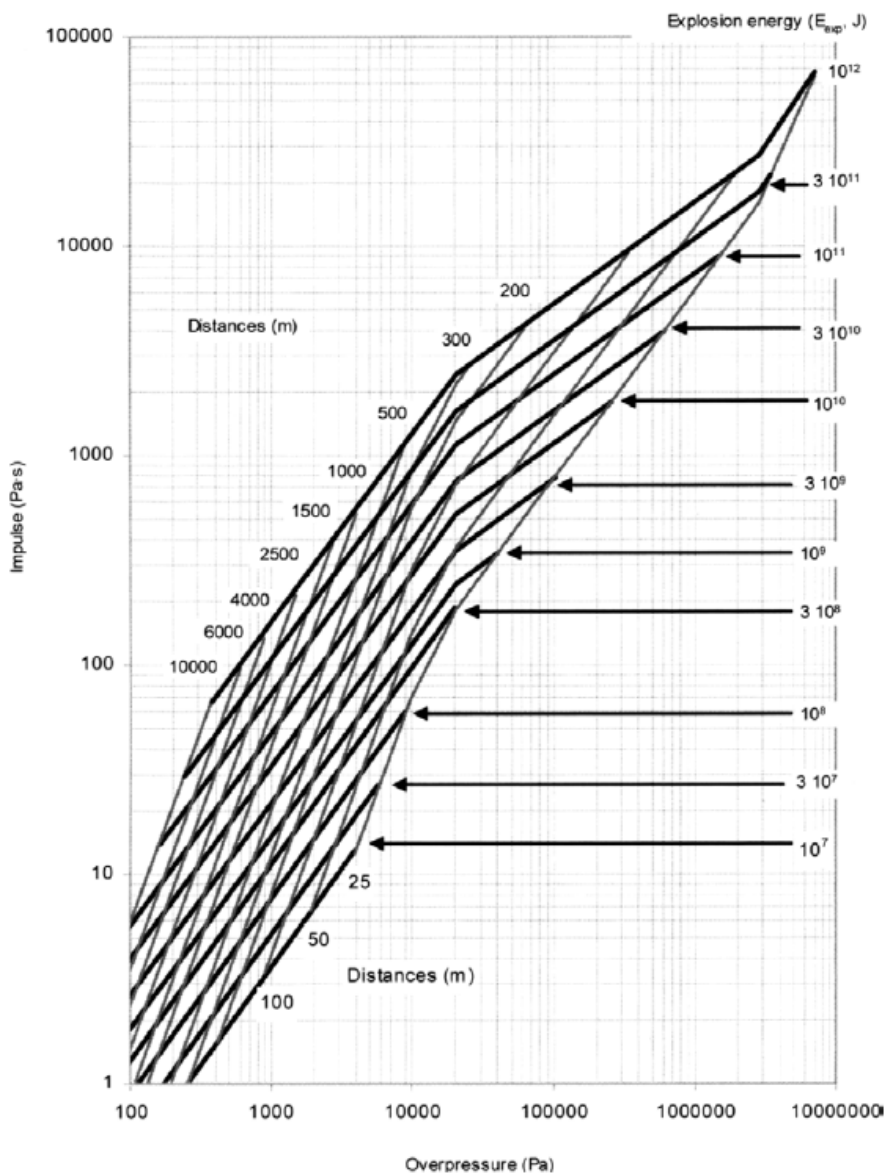
$$d_n = 19.2\text{mkg}^{-1/3}$$

$$\Delta P = 0.068\text{bar}$$

۴-۵ تخمین ΔP از منحنی‌های مشخصه

به تازگی روش جدیدی توسط Ganzalez و همکاران [۳۱] پیشنهاد شده است که در انفجار مخزن، بین افزایش فشار، ضربه و فاصله ارتباط برقرار می‌کند. آنها این روابط را از منحنی‌های ارائه شده در روش Baker [۳۲] استخراج کرده‌اند. روابط به دست آمده، که با عنوان منحنی‌های مشخصه به آنها اشاره می‌شود، توسط معادلات توانی فیت شدند که به انرژی انفجار و هندسه ظرف وابسته‌اند. سپس مجموعه‌ای از منحنی‌های مشخصه در نمودار افزایش فشار - ضربه ارائه شد که شامل فاصله‌ها تا مرکز انفجار نیز بودند.

از این رو، پس از اینکه انرژی انفجار به دست آمد، این نمودارها امکان تعیین افزایش فشار و ضربه را به عنوان تابعی از فاصله برای مخزنی با هندسه معلوم فراهم می‌کنند. در شکل‌های ۵-۱۴ و ۵-۱۵ منحنی‌های مشخصه به ترتیب برای انفجار ظرف کرووی و استوانه‌ای ترسیم شده‌است.



شکل ۵-۱۴ - منحنی‌های مشخصه برای انفجار ظرف کرومی [۳۱]

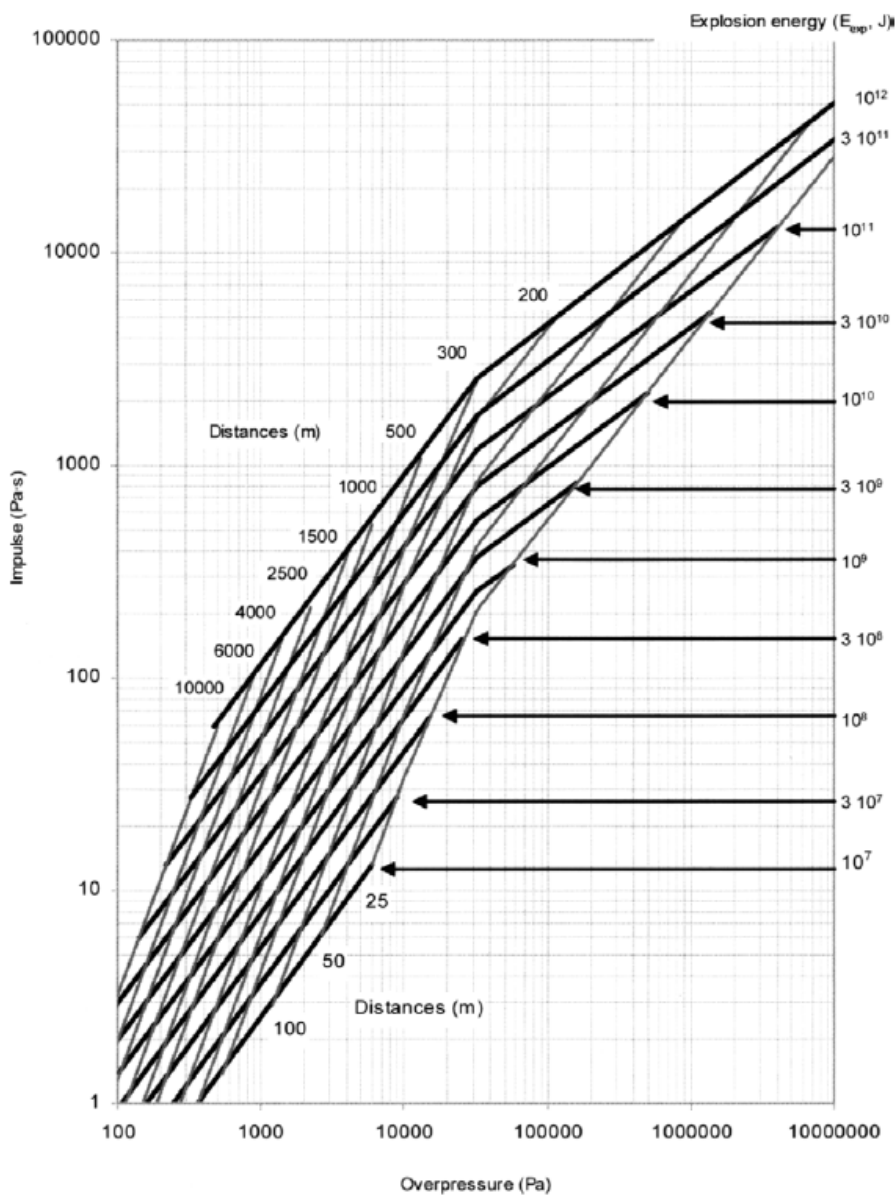
مثال ۵-۶

با استفاده از منحنی‌های مشخصه شکل ۵-۱۴، بیشینه افزایش فشار برای انفجار مخزن استوانه‌ای حاوی پروپان مایع شده - ذکر شده در مثال ۴-۵ را محاسبه کنید. انبساط را آدیاباتیک و برگشت ناپذیر فرض کنید.

راه حل

انرژی آزاد شده در انفجار ۲۴۹۰ MJ است با درون یابی برای فاصله ۱۸۰ m در شکل ۵-۱۵، ΔP حدوداً برابر است با:

$$\Delta P = 4000 \text{ Pa}$$



شکل ۵-۱۵- منحنی‌های مشخصه برای انفجار مخزن استوانه‌ای [۳۱]

۴-۶- پرتابه‌ها

اندازه‌گیری خط پرتابه‌ها و ترکش‌های حاصل از انفجار مخازن به دلیل رفتار تصادفی آنها، یکی از سخت‌ترین قسمت‌هاست. تکه‌هایی که در انفجار پرتاب می‌شوند عملکرد محدود و در جهت خاصی دارند اما شعاع آثار تخریبی آنها غالباً بیشتر از محدوده اثر موج فشار یا تابش گرمایی آتش کروی است. این تکه‌ها در صورتیکه به مخازن دیگر آسیب بزنند می‌توانند باعث اثر دومینو شوند. سرعت مورد نیاز یک ترکش برای نفوذ به مخزن مشابه در حدود 4ms^{-1} تا 12ms^{-1} است و حداکثر سرعتی که این تکه‌ها در انفجار مخازن می‌توانند پیدا کنند بین 100ms^{-1} تا 200ms^{-1} می‌باشد. این حداکثر سرعت تابعی از شرایط انفجار، حجم بخار اولیه موجود در مخزن و شکل مخزن است.

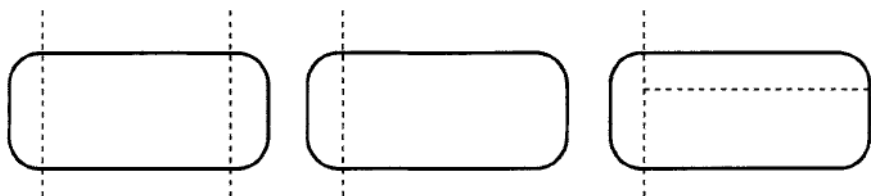
در انفجار BLEVE حاصل از مخازن مرسوم اساساً دو نوع پرتابه وجود دارد:

- ترکش‌های اولیه که قطعات بزرگ مخزن هستند.
- ترکش‌های ثانویه که از جا به جایی سریع اشیاء مجاور (لوله‌ها، آجرها، میله‌ها و غیره) شکل می‌گیرند.

جدول ۵-۸- تعداد تکه‌های متداول

Type of vessel	Number of fragments
Cylinder	2 or 3
Sphere	2 to 15 (usually less than 5)

تعداد ترکش‌های اولیه (یعنی تکه‌های بزرگ تانک) به موارد مختلفی مانند نوع خرابی مخزن، فرآیند گرم شدن، شکل ظرف و شدت انفجار (جدول ۵-۸) وابسته است. معمولاً انفجار مخزن دربرگیرنده یک نقصان شکل‌پذیر است و ترک‌ها در این حالت با سرعت کمتر و بدون انشعاب رشد می‌کنند. تعداد تکه‌ها در مقایسه با نقصان شکننده کمتر است.



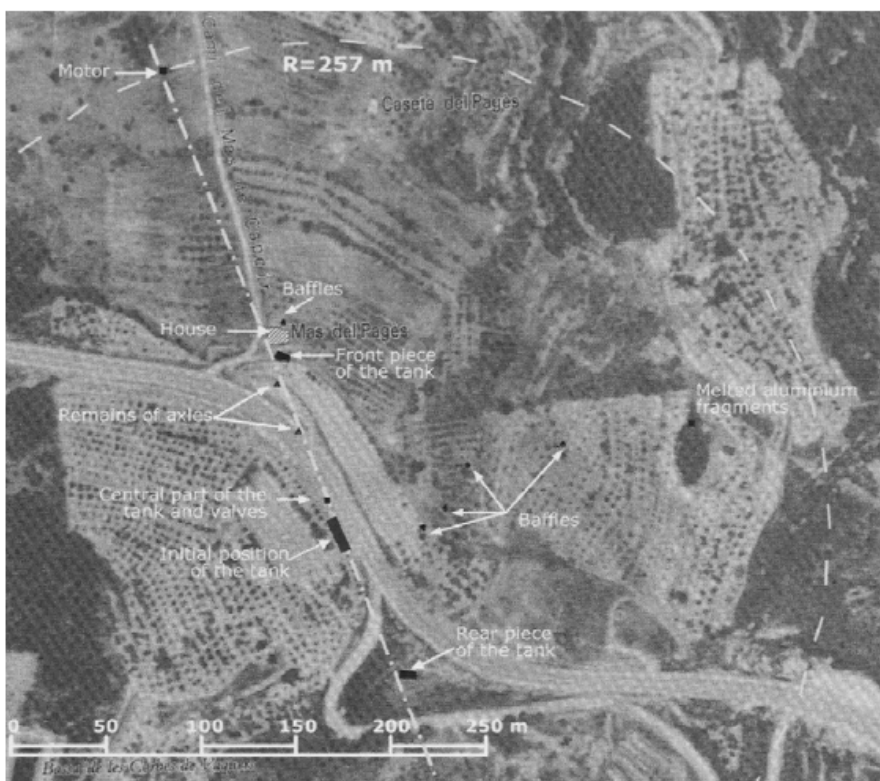
شکل ۵-۱۶- روند نقصان‌های متداول در مخازن استوانه‌ای

در مورد مخازن استوانه‌ای، ترک اولیه ابتدا جهت محوری دارد سپس تغییر کرده و جهتی پیرامونی را دنبال می‌کند (مثلاً دنبال کردن مسیر جوش). از این رو مخزن معمولاً به دو تکه تقسیم می‌شود: کف آن و بقیه مخزن (شکل ۵-۱۶). هر چند در مخازن استوانه‌ای امکان وجود ۳ تکه نیز هست. اگر ۳ تکه داشته باشیم دو حالت ممکن است اتفاق افتاده باشد.

اول اینکه مخزن به دو تکه پایینی و یک تکه مرکزی تقسیم شده باشد. حالت دوم اینکه یک تکه پایین و بقیه مخزن نیز یک تکه شود. سپس بقیه مخزن از محل خط فرضی جدا کننده مایع و گاز دو نیم شود (شکل ۵-۱۶). کف

مخزن معمولاً از محل جوش جدا می‌شود، اگر جوشکاری وجود نداشته باشد، می‌توان فرض کرد کف مخزن از فاصله‌ای برابر ۱۰٪ ارتفاع آن، از کف جدا می‌شود.

ترکش‌ها احتمالاً هم جهت با محور استوانه پرتاب می‌شوند. این را می‌توان در شکل ۵-۱۷ که مربوط به تانکر حامل LNG است مشاهده کرد [۳۳]. تانک به دو قطعه بزرگ شکسته شده و یک ترک طولی و دو ترک دایره‌ای وجود داشت که به صورت کامل با خط جوش یا ناحیه انتقالی آن هم پوشانی نداشتند. قسمت عقبی تانک (همراه بخشی از ساختار مکانیکی کامیون) تا فاصله ۸۰ متری پرتاب شد. بخش جلویی ۱۲۵ متر را طی کرد و به یک خانه برخورد کرد. موتور و کابین نیز تا ۲۵۷ متری پرتاب شدند. تمام قطعات بزرگ (هر دو طرف تانک، برخی از قسمت‌های بدنه، قسمت مرکزی تانک و موتور) و محل تانکر در لحظه انفجار عملاً در راستای یک خط راست بودند (این حادثه در مثال ۵-۷ بررسی شده است).

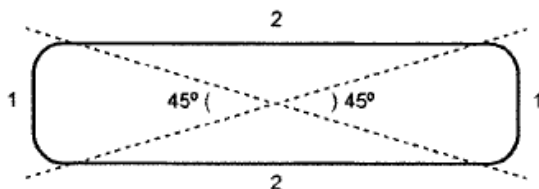


شکل ۵-۱۷- محل افتادن قطعات پرتاب شده در انفجار ظرف استوانه‌ای [۳۳]

هر چند معمولاً مقدار مشخصی پراکندگی نیز وجود دارد. بررسی حاصل از ۱۵ حادثه [۳۴] اطلاعات مندرج در جدول ۵-۹ را با احتساب برش‌های ۴۵ درجه در هر سمت سیلندر فراهم کرد (شکل ۵-۱۸). اطلاعات آزمایشگاهی بدست آمده از BLEVE ۱۳، در مخازن ۴۰۰ لیتری [۳۵] نتایجی با اندکی تفاوت ارائه کرد. در برخی موارد مشاهده شد که تانک به صورت مسطح شده و در حالیکه دو انتهای آن جدا نشده‌اند روی زمین باقیمانده است.

جدول ۵-۹ - احتمال ترکش‌های پرتاب شده در مخازن استوانه‌ای

Sector	Probability
1	0.26
2	0.36


شکل ۵-۱۸ - توزیع پرتابه‌های مخزن استوانه‌ای

در مورد ظرف کرووی، پیش‌بینی تعداد و جهت ترکش‌ها بسیار مشکل‌تر است. تعداد ترکش‌ها در حدود ۲ تا ۱۵ خواهد بود اگر چه Baum [۳۶ و ۳۷] تعداد را کمتر از ۵ تکه گزارش کرده است. بررسی چندین مورد نشان می‌دهد که توزیع متقارن نیست. این مسأله می‌تواند به دلیل موقعیت خاص و متفاوت برخورد شعله و ظرف در موارد مختلف باشد. هر چند موارد دیگری (مثلاً جزئیات و چگونگی ساخت) نیز ممکن است اثرگذار باشد.

۴-۶-۱ - محدوده

ترکش‌های حاصل از مخازن استوانه‌ای معمولاً تا فواصل دورتری نسبت به مخازن کرووی پرتاب می‌شوند. برای محاسبه این فاصله سرعت اولیه و جرم تکه‌ها لازم هستند. با این وجود، عبارت‌های ساده زیر برای پیش‌بینی بُرد ترکش‌های مخازن استوانه‌ای (تکه‌های لوله‌ای) پیشنهاد شده‌اند [۱۴ و ۳۶]:

برای تانک‌های با ظرفیت کمتر از Δm^3

$$l = 90 \cdot M^{0.33} \quad (\text{الف} - ۲۸ - ۵)$$

برای تانک‌های با ظرفیت بیشتر از Δm^3

$$l = 465 \cdot M^{0.1} \quad (\text{ب} - ۲۸ - ۵)$$

که M جرم ماده داخل ظرف (kg) و l بُرد (m) است.

تفاوت بین دو عبارت به دلیل کاهش آثار نسبی درِگ^۶ (نسبت نیروی درِگ به وزن مخزن) با افزایش اندازه مخزن است (وقتی ظرفیت مخزن بیشتر از $5m^3$ می‌شود، افزایش حجم از طریق افزایش طول صورت می‌گیرد و نه با افزایش قطر) [۱۴]. این عبارت‌ها با فرض این که ۸۰٪ مخزن در لحظه شکست از LPG مایع پر می‌باشد و تکه‌ها با زاویه ۴۵ درجه نسبت به افق پرتاب می‌شوند محاسبه شده است. از آنجا که بیشتر تکه‌ها با این زاویه پرتاب نمی‌شوند محدوده واقعی معمولاً کمتر (حدوداً ۸۰٪) از محدوده پیش‌بینی شده در معادله (۲۸-۵) می‌باشد.

⁶ drag

بر اثر حادثه‌ای در شهر مکزیکوسیتی پرتابه‌ای از یک مخزن استوانه‌ای بزرگ تا ۱۱۰۰ متری پرتاب شد. بنابراین در شرایط اضطراری مربوط به مخازن استوانه‌ای بزرگ چنانچه تصمیم به تخلیه منطقه گرفته شود بایستی تا فاصله ۱km منطقه تخلیه گردد.

در رابطه با پرتابه‌های حاصل از ظرف کرومی، بررسی ۵۸ تکه از ۷ حادثه نشان داد که ۷۰٪ تکه‌ها تا فاصله‌های کمتر از ۲۰۰ متر پرتاب شده‌اند. اگر چه در مواردی تکه‌های حاصل از ظرف کرومی تا فاصله‌های ۶۰۰ و حتی ۷۰۰ متری نیز رسیده‌اند (مکزیکوسیتی). از آنجا که ترکش‌های مخازن کرومی کمتر آیرودینامیک هستند، معمولاً در مقایسه با مخازن استوانه‌ای فواصل کمتری را طی می‌کنند. مدل‌های تئوری مختلفی برای پیش‌بینی این فواصل حداکثری پیشنهاد شده‌اند اما از آنجا که در آنها به شکل و جرم تکه‌ها احتیاج داریم چندان کاربردی نیستند (برای جزئیات بیشتر به [۳۸ و ۳۹] مراجعه شود).

Brik [۳۵] راهنمای تقریبی زیر را برای تخمین برد پرتابه‌ها پیشنهاد کرد:

- ۸۰٪ تا ۹۰٪ تکه‌ها در محدوده ۴ برابر شعاع آتش کرومی قرار می‌گیرند.
- برخی تکه‌های سریعتر ممکن است تا محدوده ۱۵ برابر شعاع آتش کرومی پرتاب شوند.
- در موارد نادر و بسیار شدید، تکه‌ها ممکن است تا فاصله ۳۰ برابر شعاع آتش کرومی پرتاب شوند.

این نویسنده پیشنهاد می‌کند کارکنان بهتر است تا محدوده ۱۵ تا ۳۰ برابر شعاع آتش کرومی تخلیه شوند. نهایتاً، Stawczyk [۴۰]. کسی که مجموعه‌ای از BLEVE ها را با کپسول‌های استوانه‌ای خانگی (با ظرفیت ۵ و ۱۱ کیلوگرمی) حاوی پروپان و مخلوط پروپان- بوتان آزمایش کرد، نتیجه گرفت که بیشترین خطر جانی ناشی از پرتابه‌ها است. عموماً ۳ تا ۵ تکه اصلی و چندین تکه کوچکتر در این آزمایشات شکل می‌گرفت. در فضای باز تکه‌های بزرگتر تا فاصله ۷۰ متری رسیدند و اجزاء فشرده کوچکتر (مثلاً کله کپسول) تا فواصل ۲۰۰ تا ۳۰۰ متری پرتاب شدند. او ناحیه تخلیه را برای افراد، تا شعاع ۳۰۰ متری و برای سرویس‌های نجات تا شعاع ۵۰ متری (جهت محفوظ ماندن از موج انفجار) پیشنهاد کرد. در فضاهای بسته، موج انفجار اندازه‌گیری شده می‌تواند باعث آسیب جدی به افراد و همچنین بر هم زدن ساختار ساختمان گردد.

۴-۶-۲- سرعت

اخیراً، Baum [۳۷] عبارت‌های زیر را پیشنهاد کرده است که تطابق خوبی با اطلاعات تجربی حاصل از ظروف کوچک حاوی آب داشته است. از این عبارت در تخمین حد بالای سرعت تکه‌های مربوط به مخازن استوانه‌ای تحت فشار حاوی مایع با دمای بالا استفاده می‌شود.

$$u = \frac{1.25 K^{0.375}}{\left(\frac{P_{sat}}{P_0}\right)^{0.085}} \cdot u_s \quad (29-5)$$

این عبارت برای مواردی که کسر اولیه مایع بیشتر از ۶۰٪ است قابل استفاده است و در آن:

$$K = \frac{P \cdot \pi \cdot R_f^3}{W_m \cdot u_s^2} \quad (30-5)$$

که در آن:

P - فشار درون ظرف درست قبل از انفجار (bar)

R_f - شعاع تکه (m)

W_m - جرم پرتابه (kg)

u_s - سرعت صوت در بخار (ms^{-1})

$$u_s = \sqrt{\frac{\gamma RT}{M_w}} \quad (31-5)$$

پرتابه‌های راکت شکل:

$$u = \frac{I}{W_m} \quad (32-5)$$

که در آن:

I - ضربه (مربوط به مجموعه فشارهای موجود در لحظات آخر) است که به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$\text{if } P > P_{sat} \quad I = A(P \cdot t_w + P_{sat} \cdot (t_o - t_w) + P_{sat} \cdot t_e) \quad (33-5)$$

$$\text{if } P = P_{sat} \quad I = P_{sat} \cdot A \cdot (t_o - t_e) \quad (34-5)$$

که در آن:

A - سطح مقطع راکت

t_w - زمان لازم برای پخش موج مافوق صوت از قسمت شکستگی تا قسمت بسته راکت

t_o - زمان لازم برای رسیدن به شکستگی کاملاً باز

t_e - زمان لازم برای بیرون راندن محتویات مخزن از قسمت باز راکت

$$t_w = \frac{L}{a_w} \quad (35-5)$$

$$t_e = \frac{L}{a_m} \quad (36-5)$$

$$t_o = \left(\frac{W}{P_{sat} \cdot \pi \cdot r} \right)^{1/2} \quad (۳۷-۵)$$

L طول راکت است. a_w سرعت انتشار موج افت فشار درون ظرف بوده و تقریباً همان سرعت صوت در بخار است. a_m سرعت جریان در سطح مقطع خروجی است که تقریباً سرعت صوت در جریان حبابی و در تعادل گرمایی است.

مثال ۵-۷

مخزن استوانه‌ای با حجم ۲۲m^3 تا ۸۰% از پروپان و در دمای اتاق پر شده است. در اثر گرم شدن با آتش مخزن می‌ترکد و به دو تکه تقسیم می‌شود: کلاهک انتهایی و بقیه مخزن. بیشترین فاصله‌ای که تکه‌ها پرتاب می‌شوند را تخمین بزنید ($\rho_{liquid, 20^\circ c} = 500\text{kgm}^{-3}$, $\rho_{vapour, 20^\circ c} = 40\text{kgm}^{-3}$).

راه حل

بیشترین فاصله توسط تکه لوله‌ای حاصل می‌شود. جرم بوتان موجود در ظرف برابر است با:

$$M = 22 \times 0.8 \times 500 + 22 \times 0.2 \times 40 = 8975 \text{ kg}$$

با استفاده از معادله (۵-۲۸-ب):

$$l = 465 \times 8975^{0.1} = 1150\text{m}$$

و با احتساب برآورد اضافی در اثر زاویه پرتاب، $l \approx 920\text{m}$

۵- اقدامات پیشگیرانه

پیش‌بینی اقدامات کافی برای کنترل موقعیت در شرایط اضطراری مربوط به آتش کروی - BLEVE بسیار مشکل است. هر طرحی که به حضور نیروی انسانی نیاز داشته باشد بسیار خطرناک خواهد بود چرا که پیش‌بینی زمان انفجار غیر ممکن است. همانطور که قبلاً اشاره شد، زمان سپری شده از لحظه شروع آتش تا لحظه‌ای که انفجار روی می‌دهد می‌تواند با توجه به شرایط به طرز چشمگیری تغییر کند. یک مقدار متداول می‌تواند ۲۰ دقیقه باشد. در مواردی زمان بسیار کمتر بوده است. مثلاً در حادثه San Juan Ixhuatepec (۱۹۸۴) تنها ۶۹ ثانیه طول کشید. بنابراین بهتر است اقدامات پیشگیرانه باشند. اگر چند اقدام پیشگیرانه که در زیر به اختصار اشاره می‌شود به صورت همزمان به کار گرفته شوند ریسک BLEVE تا حد زیادی کاهش می‌یابد.

زمین شیب‌دار

تأسیسات باید به گونه‌ای طراحی گردند که هر نشستی مایع (مثلاً LPG) به سرعت از ناحیه‌ای که تانک در آن قرار دارد تخلیه شود. زمین بهتر است صاف و با شیب $۲/۵\%$ (حداقل $۱/۵\%$) باشد. سیستم فاضلاب باید به گودال یا مخزنی منتهی شود که به حد کافی دور باشد و با شعله‌های احتمالی تماس نداشته باشد.

باید به یاد داشت که در حضور باد، شعله‌ها تا 45° کج می‌شوند و تا دو برابر قطر گودال را می‌توانند پوشش دهند [۴۱].

عایق گرمایی

اگر دیواره‌های مخزن با یک ماده ضد آتش پوشش داده شده باشند (با هدایت گرمایی کم) گرم شدن مخزن و در نتیجه افزایش فشارش توسط آتش احتمالی به میزان قابل توجهی به تأخیر می‌افتد. بعلاوه در شرایط اضطراری بلند مدت، عایق، جریان گرمایی به سیستم را کاهش می‌دهد و به شیر اطمینان فرصت می‌دهد تا از وقوع انفجار جلوگیری کند. باید توجه داشت این شیرها به گونه‌ای طراحی نشده‌اند که به تنهایی اینگونه شرایط بحرانی را رفع کنند و سطح مقطعشان باید بزرگتر باشد. پوشش‌های ضد آتش نیز برای زمان محدودی (معمولاً ۴ تا ۵ ساعت) جوابگو هستند. برای تانکرهای ریلی یا جاده‌ای این بهترین شیوه است. برای هر موردی عایق گرمایی باید به عنوان یک مکمل در نظر گرفته شود و دیگر سیستم‌های حفاظتی (مثلاً خنک کردن مخازن) نیز باید نصب شوند.

نکته قابل توجه دیگر اینکه اجزاء سازه‌ای (پایه‌های مخزن) نیز باید جهت جلوگیری از افتادن مخزن در مجاورت حرارت شدید، عایق بندی شوند. (این اتفاقی بود که برای دو تانک کروی در مکزیکوسیستی افتاد هر چند به طرز شگفت آوری حتی پس از افتادن نیز منفجر نشدند). عایق حرارتی باید به گونه‌ای نصب شود که در هنگام وقوع آتش موثر باشد و همچنین بتوان سطح تانک و اجزاء سازه‌ای را به صورت دوره‌ای بازرسی کرد.

خنک کردن با آب

در طول سالیان گذشته سودمندی استفاده از پاشش آب جهت حفاظت از مخازنی که در معرض مستقیم آتش‌اند به اثبات رسیده است. استفاده از آب از همان لحظات اولیه به صورت لایه‌ای با ضخامت کافی بسیار مهم است. جهت خنک کردن، آب باید کل دیواره و به خصوص قسمت‌هایی که در تماس مستقیم با شعله‌اند را پوشش دهد. دبی آب مورد نیاز باید به صورت ثابت و بزرگتر از یک مقدار حداقلی نگه داشته شود. در بعضی موارد، عملیات آتش‌نشان‌ها مصرف آب را افزایش می‌دهد و فشار آب در شبکه می‌افتد و در نتیجه آب در مخازن کم می‌شود.

برای حفاظت از یک مخزن احاطه شده در آتش، دبی آب به شرایط بستگی خواهد داشت. اگر شیر اطمینان به درستی طراحی شده باشد و به صورت عادی کار کند و اگر تماس مستقیم با شعله داشته باشیم دبی آب نباید کمتر از $10 \text{ lit.m}^{-2}\text{min}^{-1}$ شود [۴۲]. دبی $15 \text{ lit.m}^{-2}\text{min}^{-1}$ نیز پیشنهاد شده است [۴ و ۸]. به عنوان یک ملاک عمومی مقدار $12/5 \text{ lit.m}^{-2}\text{min}^{-1}$ جهت اجتناب از انفجار مخزن احاطه شده در آتش را می‌توان در نظر گرفت. اگر بخواهیم خنک‌سازی کارآمد باشد باید قبل از اینکه دمای دیواره به 80°C برسد از آب استفاده کنیم. اگر برخورد شعله وجود نداشته باشد - تنها تشعشع حرارتی - می‌توان از دبی‌های کمتر آب نیز بهره گرفت.

اگر برخورد شعله به دیواره وجود داشته باشد، فشار حرارتی به نوع شعله وابسته خواهد بود (برای آتش استخری می‌تواند حدود 100 kWm^{-2} باشد در حالیکه برای شعله بسیار متلاطم تا 350 kWm^{-2} نیز می‌تواند برسد).

در این حالت، برای قسمتی از دیواره که بالای سطح مایع قرار گرفته است دبی‌هایی حتی بیشتر از $25 \text{ lit m}^{-2}\text{min}^{-1}$ نیز ممکن است لازم باشد.

جنبه دیگری که باید لحاظ شود این است که تمام اجزای ایمنی- شیرها، لوله‌ها، غیره- باید به گونه‌ای طراحی شوند که در دماهای بالا و در صورت وقوع آتش نیز بتوانند مقاومت کنند. در غیر این صورت این ادوات در لحظات اولیه از بین می‌روند. به خصوص اگر در تماس مستقیم با شعله باشند.

کاهش فشار

اگر فشار کاهش یابد دیواره‌های ظرف در معرض تنش کمتری خواهند بود و ریسک انفجار در صورت افزایش دما کمتر خواهد بود. به عنوان یک معیار عمومی، API توصیه می‌کند تجهیزاتی روی مخازن نصب شوند که قادر باشند در ۱۵ دقیقه فشار را تا حدود ۸ bar (مطلق) و یا نصف فشار طراحی کاهش دهند. اگر زمین شیب دار بوده و مخزن از نظر گرمایی عایق‌بندی شده باشد، این زمان می‌تواند طولانی‌تر شود. در کاستن از فشار ممکن است یک شیر کنترل از راه دور نیز در کنار شیر اطمینان لازم شود.

ماده رهاشده بهتر است در شرایط ایمن از بین برود [۴۳]، مثلاً توسط مشعل. همچنین باید توجه داشت در بعضی موارد افت فشار زیاد ممکن است باعث دماهای شدیداً پایین شود که منجر به ایجاد شکنندگی در فولاد می‌شود.

دفن کردن یا با خاکریز محصور کردن

دفن کردن تمام یا بخشی از مخزن نیز پیشنهاد شده و در مواردی هم انجام شده است. این روش حفاظت مناسبی در مقابل تشعشع حرارتی طولانی مدت، ترکش‌ها و ضربه‌های ناشی از حرکت خودروها فراهم می‌کند. هر چند این اقدام پیشگیرانه معایبی نیز به همراه دارد که اصلی‌ترین آنها خوردگی احتمال دیواره‌های مخزن است، اگر چه در کل می‌توان از این مشکل جلوگیری کرد.

موانع آبی^۷

این سیستم نسبتاً جدیدی است که در آن مجموعه‌ای از اسپری‌ها پرده‌های نازکی از آب را ایجاد می‌کنند. این پرده‌ها جلوی بخار رها شده حاصل از نشت را سد می‌کنند- و لذا احتمال اشتعال را کاهش می‌دهند- و آنها را در فضا پراکنده می‌کنند.

عملکرد اسپری‌های آب عمدتاً بر اساس کاهش اختلاف چگالی هوای محیط و گاز چگال است. ابتدا بر اثر ورود گاز و هوای تمیز در اسپری ابر بخار به صورت مکانیکی رقیق می‌شود. این رقیق‌سازی با تبادل اندازه حرکت بین قطرات و فاز گازی شکل می‌گیرد [۴۴]. سپس پخش اجباری ابر گاز رها شده با گرم شدن ابر افزایش می‌یابد. میزان اثرگذاری سد مایع به ویژگی‌های آن (توزیع قطره‌ها، نوع نازل، فشار آب و ...) بستگی دارد.

حفاظت از ضربه‌های مکانیکی

تانک‌های حاوی موادی در دمایی بالاتر از دمای جوششان در فشار اتمسفریک باید در برابر ضربه‌های احتمالی جرثقیل یا دیگر تجهیزات یا خودروهای در حال حرکت حفاظت شوند. یک حالت خاص -که در اینجا بحث نمی‌شود- حفاظت از خودروهای تانکری است.

⁷ Water Barriers

سرریز

این مورد باعث رخ دادن چندین BLEVE شده است. امروزه این وضعیت کمتر رایج است، اما بهر حال تجهیزات کافی برای اجتناب از آن نصب می‌شوند (شیرهای اطمینان، ارتفاع سنج).

حداقل فاصله دوری

حداقل فاصله بین مخازن معمولاً توسط مقررات تعیین می‌شوند و در اینجا بحث نمی‌شوند. این فاصله‌ها از نقطه نظر تشعشع حرارتی بسیار مهم هستند. به ویژه جهت اجتناب از تماس مستقیم بین شعله آتش حاصل از یک تجهیز و دیواره یک ظرف دیگر (شار حرارتی در حالت برخورد شعله به طرز چشمگیری افزایش می‌یابد). هر چند این فاصله‌ها در حالتی که انفجار (موج انفجار، پرتابه‌ها) رخ دهد حفاظت را ضمانت نمی‌کنند.

به کار اندازی مکانیسم راه اندازی

سیستم‌های مختلفی جهت اجتناب از هسته‌زایی همگن پیشنهاد شده‌اند. این سیستم‌ها شامل نصب الک آلومینیوم درون تانک و اضافه کردن هسته جهت آغاز جوش می‌باشد. این سیستم‌ها برای کاربردهای خیلی خاص مفیدند (مثلاً، مخازن کوچک سوخت). هر چند کاربرد آنها برای مخازن بزرگ همچنان در حال بررسی است.

۶- موارد نمونه

مثال ۵-۸

مخزنی با حجم 250 m^3 ، ۸۰٪ پر شده از پروپان (ذخیره شده به صورت مایع تحت فشار در دمای اتاق)، توسط آتش تا 55°C ($\sim 19\text{bar}$) گرم شده و می‌ترکد. موج فشار و پیامدهای مربوطه روی مردم در فاصله ۸۰ متری (اثرات گرمایی مربوط به این مورد در فصل ۳ بررسی شد) باید تخمین زده شود.

اطلاعات

$$\Delta h_v = 4.3 \times 10^5 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1}, \gamma = 1.14, (1155 \text{ Pa}), H_R = 50\%, 20^\circ\text{C} = \text{دمای اتاق}$$

$$\rho_{\text{liquid}, 20^\circ\text{C}} = 500 \text{ kgm}^{-3}, T_{\text{boil}, \text{atm}, \text{pres}} = 231.1 \text{ K}, T_c = 369.8 \text{ K}, \Delta H_c = 46000 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$P_0 = 1.9 \times 10^6 \text{ N} \cdot \text{m}^{-2}, c_{p, \text{liquid}} = 2.4 \times 10^3 \text{ Jkg}^{-1}\text{K}^{-1}, \rho_{\text{vapour}, 55^\circ\text{C}} = 37 \text{ kgm}^{-3}, \rho_{\text{liquid}, 55^\circ\text{C}} = 444 \text{ kgm}^{-3}$$

راه حل

ابتدا، جرم پروپان شرکت داشته محاسبه می‌شود:

$$M = V_1 \cdot \rho_{l, 20^\circ\text{C}} = (0.8 \times 250 \text{ m}^3) \times 500 \text{ kgm}^{-3} = 100,000 \text{ kg}$$

تخمین موج فشار

با فرض انبساط بازگشت ناپذیر-آدیاباتیک، افزایش فشار از رابطه‌های (۵-۱۸)، (۵-۲۴) و (۵-۲۵) محاسبه می‌شود (مثال ۵-۳ ملاحظه شود).

$$2490 \times 10^3 \text{ kJ} = \text{انرژی رها شده}$$

از آنجا که انرژی رها شده برای یک گرم TNT حدوداً 4680 J است، داریم:

$$W_{TNT} = 532 \text{ kg}$$

با فرض این که ۴۵٪ از انرژی مکانیکی رها شده به موج فشاری تبدیل می‌شود (شکست شکل پذیر ظرف):

$$(W_{TNT})_{Overpressure} = \beta \cdot W_{TNT} = 0.45 \times 532 = 240 \text{ kg}$$

$$d_n = \frac{d}{(\beta \cdot W_{TNT})^{1/3}} = \frac{180}{240^{1/3}} = 29 \text{ mkg}^{-1/3}$$

از روی نمودار TNT معادل (افزایش فشار بر حسب d_n ، فصل ۴ ملاحظه شود)، افزایش فشار برابر 0.041 bar به دست می‌آید.

اگر انبساط ایزونتروپیک فرض شود مقدار محافظه کارانه‌تری به دست می‌آید:

$$W_{TNT} = 1096 \text{ kg}$$

$$(W_{TNT})_{overpressure} = 493 \text{ kg}, d_n = 23 \text{ mkg}^{-1/3}, \Delta P = 0.055 \text{ bar}$$

پیامدها روی مردم

پیامدهای افزایش فشار روی مردم (مدل‌های آسیب‌پذیری، روابط پروبیت) در فصل ۷ بررسی می‌شوند. برای $\Delta P = 0.055 \text{ bar}$ (محافظه‌کارانه‌ترین مقدار) پیامد مستقیمی (آسیب ریه، پارگی پرده گوش) وجود نخواهد داشت.

مثال ۵-۹

در ژوئن ۲۰۰۲ در Tivissa (اسپانیا، کاتولینا) یک تانکر حامل LNG دچار حادثه شد و منفجر گردید (۱ نفر کشته و ۲ نفر زخمی شدند) [۳۳]. پس از اینکه تانکر کنترلش را از دست داد، چرخید و روی پهلویش پیش‌واژگون و متوقف شد. شعله‌ها به سرعت نمایان شدند و چند لحظه بعد لاستیک‌ها شروع به سوختن کردند، در ادامه شعله‌ها بزرگتر شدند (حدود 13 m ارتفاع). ۲۰ دقیقه پس از حادثه، تانک منفجر شد. شاهدان ابتدا صدای انفجار خفیفی را شنیدند، سپس صدایی هیس مانند و بعد صدای یک انفجار بزرگ به گوش رسید. درست پس از انفجار ابر سفیدی پدیدار شد که سریعاً آتش گرفت. راننده کشته شد و از دو نفری که در فاصله ۲۰۰ متری قرار داشتند یکی دچار سوختگی درجه اول و دومی دچار سوختگی درجه دوم گردید (هر دو لباس مختصری به تن داشتند).

تانکر (AISI-304SS) به شکل استوانه‌ای با قطر ۲/۳۳m و طول ۱۳/۵m بود. دیواره خارجی تانکر با پوشش پلی اورتان محافظت شده بود (ضخامت ۱۳۰mm، پوشیده شده با یک صفحه آلومینیوم ۲ میلی‌متری). تانکر برای فشار کاری ۷bar طراحی شده بود و تست هیدرولیکی در فشار ۹/۱bar انجام شده بود. حجم آن ۵۶m³ بود که ۸۵٪ از مایع پر شده بود. دمای LNG کمی پایین تر از ۱۶۰°C- و فشار کمی پایین تر از ۱bar بود. سه عدد شیر اطمینان وجود داشت: دو شیر ۱ اینچی تنظیم شده روی ۷bar و یک شیر ۳/۴ اینچی تنظیم شده روی ۹bar در بالای مخزن قرار گرفته بودند (در ناحیه بخار).

قسمت پشت مخزن، به طول ۵m، تا فاصله ۸۰ متری پرتاب شد. قسمت جلویی با طول ۴m، ۱۲۵m را طی کرد و به یک خانه برخورد کرد. شیشه پنجره‌های خانه سالم ماند. موتور و کابین تا فاصله ۲۵۷ متری پرتاب شدند. محل تمام قطعات بزرگ و موقعیت تانکر در لحظه انفجار روی یک خط مستقیم بودند. از آنجا که در مورد LNG هیچ BLEVE ای ثبت نشده، بررسی کنید آیا این انفجار ممکن است BLEVE بوده باشد یا نه.

راه حل

بررسی صورت گرفته به کمک پایگاه اطلاعاتی MHIDAS [۳۳]، حاوی ۱۲۱۷۹ حادثه، نشان داد ۴۳٪ حوادث در ارتباط با حمل و نقل و ۸/۶٪ مربوط به حمل و نقل جاده‌ای بوده است. تنها ۹ مورد به LNG مربوط می‌شد و از بین آنها تنها ۱ مورد بود که LNG به آتش منجر شد. از بین ۶۰ مورد BLEVE موجود در پایگاه داده‌ها، هیچ موردی در رابطه با LNG یافت نشد.

آثار گرمایی (فصل سوم ملاحظه شود).

با فرض اینکه تمام جرم اولیه موجود در تانک در آتش کروی شرکت کرده باشد، جرم سوخت در آتش کروی ۱۹۰۵۰kg بوده است (جدول زیر را ملاحظه کنید).

	Volume(m ³)	Density(kg.m ³)	Temperature(K)
Liquid	45	423	111.5
Vapour	10	1.6	111.5

از جرم بدست آمده، قطر، مدت زمان و ارتفاع را می‌توان به دست آورد. برای یک تخمین حدودی مقادیر ثابت E_p H, D , فرض خواهند شد.

$$D = 5.8 M^{1/3} = 154 M$$

$$t = 0.9 M^{0.25} = 10.6s$$

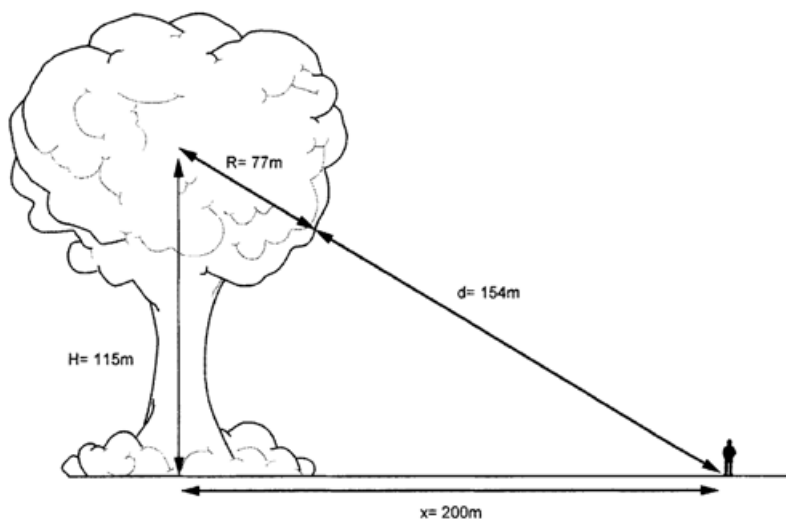
$$H = 0.75 D = 115 m$$

اکنون موقعیت سطح تابش‌کننده نسبت به مردم را می‌توان تعیین کرد (شکل ۵-۱۹ ملاحظه شود). دو نفری که دچار سوختگی شدند در فاصله ۲۰۰m از تانکر قرار داشتند. اکنون تشعشع گرمایی در این فاصله را محاسبه می‌کنیم. با فرض رطوبت نسبی ۵۰٪ برای هوا (فشار جزئی بخار آب، ۱۱۵۵Nm⁻²) گذردهی هوا برابر است با:

$$\tau = 2.85 \times (1155 \times 154)^{-0.12} = 0.67$$

و ضریب دید:

$$F_{\max} = \frac{D^2}{4 \left[\frac{D}{2} + d \right]^2} = 0.11$$



شکل ۵-۱۹- نمای شماتیک آتش کروی

جزء تابشی انرژی (با فرض فشار ۱۰ bar در ظرف قبل از انفجار) برابر است با:

$$\eta = 0.00325 \times (10 \times 10^5)^{0.32} = 0.27$$

و انرژی تابش عبارتست از:

$$E_p = \frac{\eta \cdot M \cdot \Delta H_c}{\pi D^2 t} = \frac{0.27 \times 19050 \times 46458}{\pi \times 154^2 \times 10.6} = 300 \text{ kWm}^{-2}$$

در نتیجه حداکثر انرژی دریافتی توسط فردی در فاصله ۲۰۰ متری برابر است با:

$$I = 0.67 \times 0.11 \times 300 = 22 \text{ kW.m}^{-2}$$

از آنجا که شاهدان ایستاده بوده‌اند، سطح دریافت کننده باید عمودی در نظر گرفته شود. برای یک سطح عمودی تشعشع دریافتی برابر خواهد بود با:

$$I_v = I \cdot \cos \alpha = 22 \times 0.86 = 19 \text{ kWm}^{-2}$$

با در نظر گرفتن مدت زمان آتش کروی (۱۰/۶S)، دوز دریافتی توسط افراد برابر است با:

$$dose = t \cdot (I_v)^{4/3} = 5.3 \times 10^6 \text{ s(W m}^{-2}\text{)}^{4/3}$$

بر اساس اطلاعات مربوط به میزان آسیب‌پذیری در اثر تشعشع (فصل ۷)، ۹۵٪ افراد در معرض باید دچار سوختگی درجه اول و ۷٪ دچار سوختگی درجه دوم شوند. این پیش‌بینی با پیامدهای مشاهده شده همخوانی دارد.

حد دمایی فوق داغ

اگر رابطه (۵-۱) به کار گرفته شود:

$$T_{sl-Tc} = 0.895 T_c = 0.895 \times 191 = 171 \text{ K}$$

و اگر روش موازنه انرژی به کار گرفته شود:

$$T_{sl-E} = 176.8 \text{ K (جدول ۵-۳ را ببینید)}$$

بنابراین بر اساس معیار اشاره شده در بخش ۲-۲، برای اینکه انفجاری BLEVE قلمداد شود (اگر از معیار محدود کننده بر مبنای T_{sl} استفاده شده باشد)، LNG باید به دمای ۱۷۱ K یا ۱۷۶ K رسیده باشد. این که کدام دما را در نظر بگیریم به روش محاسبه دمای فوق داغ از مقدار اولیه (۱۱۳ K) بستگی دارد.

موج فشار

بر اساس اطلاعات تعادلی، دمای ۱۷۱ K با فشار ۲۴/۵ bar و دمای ۱۷۶/۸ K با فشار ۳۰/۲ bar متناظر است. (ثابت-های Clausius-Clapeyron: $A=1029.5$, $B=9.23$).

بنابراین، برای وقوع BLEVE (بر اساس معیار حد دمایی فوق داغ) فشار داخل ظرف قبل از انفجار باید حداقل ۲۴/۷ bar باشد. اگر چه با در نظر گرفتن مقادیر تعیین شده برای شیرهای اطمینان این مقدار غیر محتمل به نظر می‌رسد.

بعلاوه، برای این فشار، انفجار موج فشاری تولید می‌کند که موجب شکسته شدن پنجره خانه‌ها می‌گردد (شیشه و قاب) که در این جا این اتفاق نیفتاده است. بنابراین فشار درون تانک در لحظه انفجار کمتر از آن بوده است که بر اساس معیار مذکور BLEVE رخ داده باشد. از آنجا که ما می‌دانیم شیشه پنجره‌های خانه‌ها در فاصله ۱۲۵ متری سالم مانده است، این فاصله را به عنوان حداکثر فاصله‌ای که موجب شکستن شیشه‌ها می‌شود می‌پذیریم. این فاصله متناظر با موج فشار حدوداً ۰/۰۳ bar است. (فصل ۴ ملاحظه شود). از روی نمودار ΔP بر حسب d_n ، فاصله دگرگون $43 \text{ mkg}^{-1/3}$ حاصل می‌شود. این عدد به جرم معادل TNT برابر زیر اشاره دارد:

$$43 = \frac{125}{(W_{TNT})^{1/3}}; \quad W_{TNT} = 25 \text{ kg}$$

با فرض $\beta = 0/45$ آنگاه خواهیم داشت:

$$W_{TNT \text{ Overpressure}} = \frac{25}{0.45} = 55.5 \text{ kg}$$

از روی این مقدار فشار داخل تانک درست قبل از انفجار را می‌توان یافت. پس از طی یک روند آزمون و خطا، نهایتاً مقدار λ_{bar} برای فشار به دست می‌آید. این حداکثر فشاری است که پس از آن ظرف منفجر می‌شود. اگر چه با توجه به عدم یکنواختی موج فشار در جهات مختلف، این نتیجه را نمی‌توان قطعی در نظر گرفت.

در حقیقت وجود انفجار اولیه و بعد صدای شدید سپس قبل از انفجار اصلی به نظر تأیید کننده دو مرحله‌ای بودن انفجار که یکی از ویژگی‌های معمولاً متداول انفجارهای BLEVE است. این حادثه اخیراً توسط Pitblado [۴۵] بررسی شده است و به اعتقاد وی انفجار این تانکر مشخصه‌های یک انفجار BLEVE را داشته است.

فهرست واژه‌ها و اصطلاحات

A	ثابت در معادله Clausius-Clapeyron؛ سطح مقطع ظرف در روابط (۳۴-۵) و (۳۳-۵) (m^2)
a	ثابت (-)
a_m	سرعت جریان در صفحه خروجی (ms^{-1})
a_w	سرعت انتشار موج مافوق صوت اولیه (ms^{-1})
B	ثابت در معادله Clausius-Clapeyron (-)
b	ثابت (-)
c	ثابت (-)
c_p	گرمایی ویژه در فشار ثابت ($Jkg^{-1}k^{-1}$)
D	قطر آتش کروی (m)
d	فاصله از مرکز ظرف تا نقطه‌ای که در آن افزایش فشار باید محاسبه گردد (m)؛ فاصله بین شعله‌ها و هدف (m)
d_n	فاصله دگرگون ($mkg^{-1/3}$)
E_p	قدرت انتشار (kwm^{-2})
E_v	انرژی آزاد شده در انبساط بخار (kJ)
e	ثابت (-)
F	ضریب دید (-)
f	جزء بخار (-)
H	ارتفاعی که مرکز آتش کروی در آن واقع شده است (m)
h	ارتفاعی که نوک آتش کروی واقع شده است (m)
ΔH_c	خالص گرمای احتراق ($kJkg^{-1}$)
h_g	آنتالپی گاز در دمای T ($kJkg^{-1}$)
h_{go}	آنتالپی گاز در دمای T_0 ($kJkg^{-1}$)
h_l	آنتالپی مایع در دمای T ($kJkg^{-1}$)
h_{lo}	آنتالپی مایع در دمای T_0 ($kJkg^{-1}$)
Δh_v	گرمای تبخیر مایع ($kJkg^{-1}$)
H_R	رطوبت نسبی (/.)
I	شدت تشعشع (kWm^{-2})؛ ضربه در قسمت بسته در روابط (۳۲-۵)، (۳۳-۵) و (۳۴-۵) ($bar \cdot m^2 \cdot s$)
I_v	شدت تشعشع در سطح عمودی (kwm^{-2})
l	محدوده پرتابه‌های تانک استوانه‌ای (m)

L	طول راکت (m)
M	جرم ماده (kg)
M_w	وزن مولکولی (kgkmol^{-1})
m	جرم بخار اولیه موجود (kg)
N	تعداد تکه‌ها (-)
P	فشار بخار؛ فشار ظرف درست قبل از انفجار (bar یا Nm^{-2})
P_0	فشار اتمسفریک (bar)
P_c	فشار بحرانی (atm)
P_{sat}	فشار اشباع مایع (bar)
P_w	فشار جزئی آب (Nm^{-2})
q_l	گرمای آزاد شده توسط مایع باقیمانده (kJkg^{-1})
q_v	گرمای لازم برای تبخیر مایع (kJkg^{-1})
R	ثابت گاز ایده آل ($8.314\text{J mol}^{-1}\text{K}^{-1}$)
r	شعاع سوراخ ظرف (m)
R_f	شعاع تکه (m)
S	آنتروپی ($\text{kJkg}^{-1}\text{K}^{-1}$)
S_m	تنش کششی (Pa)
T	دما؛ دمای ماده در لحظه انفجار (K)
T_c	دمای بحرانی (K)
T_0	دمای جوش در فشار اتمسفریک (K)
T_{sl}	حد دمای فوق داغ (K)
T_{sl-E}	حد دمای فوق داغ بر اساس موازنه انرژی (K)
T_{sl-Rk}	حد دمای فوق داغ از منحنی اسپینودال Redlich-kwong (K)
T_{sl-Tc}	حد دمای فوق داغ در فشار اتمسفریک از معادله (۵-۱) (K)
T_{sl-t}	حد دمای فوق داغ بر اساس خط مماس بر منحنی دما-فشار بخار در نقطه بحرانی (K)
t	زمان (s)
t_e	زمان لازم برای بیرون راندن محتویات ظرف از سمت باز راکت (s)
t_0	زمان لازم برای رسیدن به سوراخ کاملاً باز (s)
t_w	زمان لازم برای انتشار موج مافوق صوت از شکستگی تا سمت بسته راکت (s)
u	سرعت پرتابه (ms^{-1})
U_l	انرژی داخلی مایع (kJkg^{-1})
U_g	انرژی داخلی بخار (kJkg^{-1})؛ سرعت پرتابه (ms^{-1})
u_s	سرعت صوت در بخار (ms^{-1})
V	حجم بخار در ظرف (m^3)
V_i	حجم اولیه بخار در آتش کروی (m^3)
V_r	حجم ظرف کروی (m^3)
V_l	حجم مایع در ظرف درست قبل از انفجار (m^3)
x	جزء بخار در وضعیت پایانی فرآیند برگشت پذیر (-)
W	کار انبساط (kJ)

جرم پرتابه (kg)	W_m
جرم معادل TNT (kg)	W_{TNT}
ضخامت دیواره (m)	z
زاویه بین محور طول‌ها و مماس بر منحنی اشباع در نقطه بحرانی (°)؛ همچنین زاویه بین خط واصل مرکز آتش‌کروی و هدف با افق (°)	α
جزء تبدیل شده به موج فشاری از انرژی آزاد شده (-)	β
نسبت گرمای ویژه (-)	γ
ضریب تابش (-)	η
چگالی (kgm^{-3})	ρ
چگالی مایع (kgm^{-3})	ρ_l
چگالی بخار (kgm^{-3})	ρ_g
گذردهی اتمسفریک (-)	τ
	زیرنویس
مایع	l
بخار	g

مراجع

- [1] W.L. Walls, Fire Command, May (1979) 22.
- [2] R.C. Reid, Science, 203 (1979) 1263.
- [3] CCPS, Center for Chemical Process Safety, "Guidelines for Evaluating the Characteristics of Vapour Cloud Explosions, Flash Fires and BLEVEs", AIChE, New York, 1994.
- [4] H. Londiche, H. and R. Guillemet, Loss Prevention and Safety Promotion in the Process Industry, 1, 551. J. J. Mewis, H. J. Pasman and E. E. De Rademaeker, eds. Elsevier Science, Amsterdam, 1991.
- [5] R.W. Prugh, Chem. Eng. Progr., Febr. (1991) 66.
- [6] C.A. Mcdevitt, C. K. Chan, F. R. Steward and K. N. Tennankore, J. Hazard. Mater., 25, (1990) 169.
- [7] C.M. Pietersen and S. Cendejas, Analysis of the LPG Accident in San Juan Ixhuatepec, Mexico City, TNO, Report 85-0222, The Hague, 1985.
- [8] F.N. Nazario, Chem. Eng., Aug. (1988) 102-109.
- [9] ASTM STP 825, A Guide to the Safe Handling of Hazardous Materials Accidents, American Society of Testing and Materials, Philadelphia, 1983.
- [10] J. M. Salla, M. Demichela, J. Casal. J. Loss Prevent. Proc. Ind, 19 (2006) 690.

- [11] R. C. Reid, *Am. Sci.*, 64(1976) 146.
- [12] W. Townsend, C. Anderson, J. Zook, and G. Cowgill, Comparison of Thermally Coated and Uninsulated Rail Tank Cars Filled with LPG Subjected to a Fire Environment, U.S. Department of Transport, Report n. FRA-OR8D, 75-32, Washington DC, 1974.
- [13] R. D. Appleyard, Testing and Evaluation of the Explosafe System as a Method of Controlling the BLEVE, Report TP2740, Transportation Development Centre, Montreal, Canada, 1980.
- [14] A. M. Birk, *J. Loss Prevent. Proc.*, 8, (1995) 275.
- [15] A. M. Birk and M. H. Cunningham, *J. Hazard. Mater.*, 48 (1996) 219.
- [16] Y. W. Gong, W. S. Lin, A. Z. Gu and X. S. Lu, *J. Hazard. Mater.*, A108 (2004) 35.
- [17] A. M. Birk, Z. Ye, J. Maillette, and M. H. Cunningham, *AIChE Symp. Ser.* 52 (1993) 122.
- [18] C. Mans, *Ingenieria Quimica*, Nov. (1985) 349.
- [19] J. E. S. Venart, *ICHEME Hazards XV*, Symp. Ser. N. 148 (2000) 121.
- [20] T. Roberts and H. Beckett, Hazard Consequences of Jet Fire Interactions with Vessels Containing Pressurized Liquids: Project Final Report. HSL Report R04.029, PS/96/03, Buxton, 1996.
- [21] D. A. Crowl, J. F. Louvar. *Chemical Process Safety. Fundamentals with Applications*. 2 nd. Ed. Prentice Hall PTR. New Jersey, 2002.
- [22] R. H. Perry, D. W. Green, J. O. Maloney, eds. *Chemical Engineer's Handbook*, 7 th ed. McGraw-Hill. New York, 1997.
- [23] J. M. Smith and H. C. van Ness, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4 th ed. McGraw-Hill, New York, 1987.
- [24] E. Planas, J. M. Salla and J. Casal, *J. Loss Prevent. Proc. Ind.* 17 (2004) 431-437.
- [25] D. M. Johnson, J. M. Pritchard and M. J. Wickens, Large Catastrophic Releases of Flammable Liquids. Commission of the European Communities Report, contract n. EV4T.0014.UK, 1990.
- [26] A. Ludwig and W. Balke, Untersuchung der versagensgrenzen eines mit fltissigas gefillten eisenbahnkesselwagens bei unterfeuerung, Rapport B. A. M. 3215, Berlin, 1999.

- [27] J. Casal, J. Arnaldos, H. Montiel, E. Planas-Cuchi and J. A. Vilchez, Modelling and understanding BLEVE. The Handbook of Hazardous Materials Spills Technology, 22.1- 22.27. M. Fingas, ed. McGraw-Hill, New York, 2001.
- [28] A. M. Birk. In Fire and Explosion Hazards, 23, ed. by D. Bradley, D. Drysdale and G. Makhviladze. CRFES, Preston, 2001.
- [29] R. Tillner-Roth, Fundamental Equations of State. Shaker Verlag, Aachen, 1989
- [30] J. Casal, J. M. Salla. J. Hazard. Mater. A137 (2006) 1321.
- [31] Gonzfilez Ferradfis, E., Diaz Alonso, F., Sfinchez Pérez, J. F., Mifiana Aznar, A., Ruiz Gimeno, J. and Martinez Alonso, J. Process Safety Progr. 25 (2006) 250.
- [32] Baker, W. E., Kulesz, J. J., Ricker, R. E., Bessey, R. L., Westine, P. S., Parr, V. B., and Oldham, G. A. Workbook for predicting pressure wave and fragment effects of exploding propellant tanks and gas storage vessels. NASA CR-134906, NASA Scientific and Technical Information Office, Washington DC, 1977.
- [33] E. Planas-Cuchi, N. Gasulla, A. Ventosa and J. Casal, J. Loss Prevent. Proc., 17 (2004) 315.
- [34] P. L. Holden and A. B. Reeves, Chem. Eng. Syrup. Ser., n. 93 (1985) 205.
- [35] A. M. Birk, J. Loss. Prevent. Proc., 9 (1996) 173.
- [36] M. R. Baum, ASME J. Pressure Vessel Technol., 110 (1988) 168.
- [37] M. R. Baum, J. Loss Prevent. Proc., 12 (1999) 137.
- [38] W. E. Baker, P. A. Cox, P. S. Westine, J. J. Kulesz, and R. A. Strehlow. Explosion Hazards and Evaluation. Elsevier, Amsterdam, 1983.
- [39] CPD. Methods for the Calculation of Physical Effects, part 2. C. J. H. van der Bosch and R. A. P. M. Weterings, eds. Committee for the Prevention of Disasters, The Hague, 1997.
- [40] J. Stawczyk, J. Hazard. Mater. B96 (2003)189.
- [41] T. Kletz, Hydrocarbon Proc., August (1977) 98.
- [42] T. E. Maddison, The Fire Protection of LPG Storage Vessels. The Design of Water Spray Systems. LPGITA Seminar, U. K. 1989.
- [43] Y. N. Shebeko, A. P. Shevchuck. and I. M. Smolin, J. Hazard. Mater., 50 (1996) 227.
- [44] A. Dandrieux, J. P. Dimbour, G. Dusserre. Loss Prevent. Proc., 18 (2005) 245.
- [45] R. J. Pitblado Hazard. Mater. (in press).

فصل ششم

پخش اتمسفریک ابرهای سمی یا اشتعال پذیر



۱- مقدمه

در تأسیسات صنعتی بیشتر حوادث بر اثر هدر رفت مواد در لوله‌ها و واحدهایی که برای انتقال یا ذخیره‌سازی گاز یا مواد مایع مورد استفاده قرار می‌گیرد رخ می‌دهد. به ویژه با توجه به این که انتقال این مواد از طریق جاده یا خطوط ریلی انجام می‌گیرد، اغلب این مواد تهدیدی برای سلامتی و محیط زیست هستند. واضح است که اگر ماده آزاد شده بتواند به صورت ابر گازی یا بخار درآید، همانطور که در سال ۱۹۸۴ در حادثه Bhopal - بدترین حادثه در تاریخ صنایع شیمیایی - رخ داد، پیش‌بینی روند تغییرات آن مسأله مهمی خواهد بود.

پیش‌بینی رفتار یک رهایش اشتعال‌پذیر یا سمی، تغییرات در غلظت ماده مورد بررسی در نقاط مختلف را به صورت تابعی از زمان به دست می‌دهد. این پیش‌بینی، یک تخمین معقول از اثرات حادثه روی مردم، هم داخل فضاها و بسته و هم در فضاها، باز، روی تجهیزات و محیط می‌دهد و اطلاعاتی را فراهم می‌آورد که در طراحی ملاحظات ایمنی و برنامه‌های واکنش در شرایط اضطراری حیاتی است.

این فصل شامل اطلاعات اساسی برای مدل‌سازی تغییرات ابر گاز یا بخار است که از رهایش‌های تصادفی منتج می‌شوند.

۲- تغییرات جوی

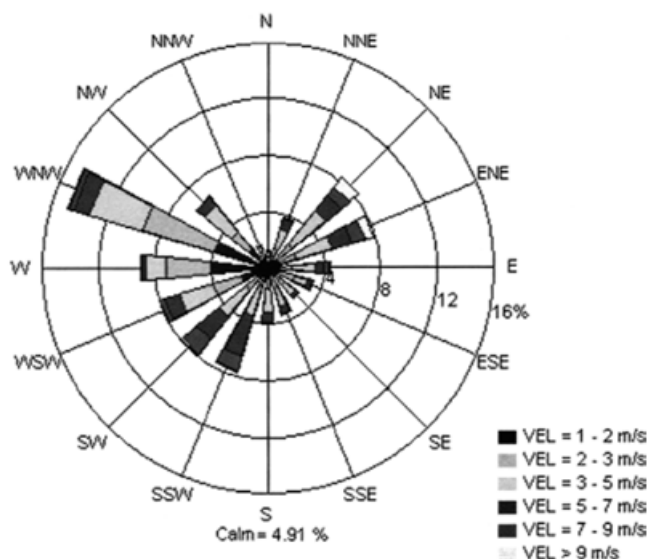
اصطلاح پخش در مدل‌سازی حوادث برای تشریح تحول یک ابر سمی یا گاز قابل اشتعال یا بخار قابل اشتعال در اتمسفر مورد استفاده قرار می‌گیرد. پخش چنین ابری بوسیله نفوذ رخ می‌دهد و در اصل بوسیله باد انتقال می‌یابد. ابر در جهت باد حرکت می‌کند اما در جهت عمود بر آن، به صورت عمودی و افقی نیز می‌تواند باشد. در مورد گازهایی که سنگین‌تر از هوا هستند پخش ممکن است حتی بر خلاف جهت باد نیز انجام شود، لذا این یک پدیده پیچیده است که برای مدل‌سازی ریاضی، نیازمند فرضیات ساده‌کننده مختلفی است.

متغیرهای جوی مختلفی پخش اتمسفریک آلاینده‌ها را تحت تأثیر قرار می‌دهند. سرعت و جهت باد و اغتشاش جوی اثر قابل توجهی روی پخش ابرهای گازی دارد. رطوبت و دما اثری کمتر و وارونگی گرمایی تأثیر قابل توجهی دارد که البته در موارد خاصی مطرح است. متغیرهای جوی ثابت نیستند و با زمان تغییر می‌کنند به ویژه به صورت روزانه یا با تغییرات فصل. برای مدل کردن پخش اتمسفریک در یک مسیر معین، مقادیر متوسط این متغیرها معمولاً برای یک ناحیه مفروض در نظر گرفته می‌شوند. میانگین پارامترهای جوی معمولاً برای یک دوره یک ساعته در نظر گرفته می‌شود. مهمترین متغیرهای جوی که پخش اتمسفریک را تحت تأثیر قرار می‌دهند در ادامه تشریح شده است.

۲-۱- باد

باد هوای در حال حرکت است که در اصل ناشی از فشار هوا و توزیع دما روی سطح زمین می‌باشد. باد به صورت قابل توجهی تحت تأثیر عوارض سطحی روی زمین قرار دارد. بادهای کناره سواحل، بادهای دره‌های بین کوه‌ها و کانال‌های باد در رودخانه‌ها نمونه‌هایی از این تأثیر هستند [۱]. باد دارای اثر ^۱Entrainment است که منجر به انتشار ابر گازی می‌شود. لازم به ذکر است غلظت در توده ابر با سرعت باد نسبت عکس دارد.

۱ مخلوط شدن هوا با ابر گاز که منجر به انتشار و رقیق شدن ابر گاز می‌گردد.



شکل ۶-۱- گل باد (نمودار آماری سرعت و جهت وزش باد در طول سال)

جدول ۶-۱- اطلاعاتی در مورد باد در منطقه معین (بندر Barcelona)

Wind direction	Total	1-2 ms ⁻¹	2-3 ms ⁻¹	3-5 ms ⁻¹	5-7 ms ⁻¹	7-9 ms ⁻¹	>9 ms ⁻¹
N	1.299	0.446	0.372	0.355	0.109	0.017	0
NNE	3.810	0.440	0.938	1.550	0.7550	0.097	0.029
NE	8.340	0.898	1.321	3.060	1.402	0.767	0.892
ENE	7.791	0.875	1.241	2.626	1.510	0.892	0.646
E	4.468	0.801	0.927	1.630	0.658	0.355	0.097
ESE	3.335	0.870	1.121	0.984	0.309	0.023	0.029
SE	2.832	0.778	0.801	0.910	0.315	0.029	0
SSE	3.484	0.652	0.875	1.350	0.498	0.086	0.023
S	3.970	0.566	0.887	1.659	0.709	0.149	0
SSW	7.694	0.583	0.807	2.128	2.998	1.041	0.137
SW	7.94	0.898	1.093	2.408	2.059	1.327	0.154
WSW	8.060	1.985	2.088	2.488	1.098	0.332	0.069
W	8.998	4.067	3.123	1.442	0.292	0.063	0.011
WNW	14.759	3.930	5.372	3.850	1.201	0.349	0.057
NW	6.590	1.710	1.619	2.380	0.767	0.109	0.006
NNW	1.716	0.698	0.469	0.383	0.154	0.011	0

اطلاعات در مورد باد در یک ناحیه معمولاً توسط گل باد فراهم می‌شود. گل باد یک نمایش گرافیکی از فراوانی بادها با توجه به جهت و سرعت آنهاست (شکل ۶-۱). برای مثال: گل باد شکل ۶-۱ نشان می‌دهد که در آن بندر، بادهای WNW با سرعت‌هایی حدود ۹m/s باد غالب هستند. در یک نمودار گل باد، جهت‌ها معمولاً در قطعاتی ۸ یا ۱۶ تایی با زوایای ۴۵ یا ۲۲/۵ درجه داده می‌شود که با علامت‌هایی مثل N, NE, E, SE, S, یا E, ENE, NE, N و غیره نشان داده می‌شوند. شمال صفر یا ۳۶۰ درجه و غرب ۲۷۰ درجه است. جهت باد، جهتی است که باد از آن سمت می‌وزد. برای مثال باد شمالی (N) از شمال به جنوب می‌وزد. اطلاعات در مورد باد را می‌توان به صورت جدول نیز درآورد، همانطور که در جدول ۶-۱ نشان داده شده است. اینجا فراوانی سرعت‌های مختلف باد در یک بازه دوازده ماهه داده شده است.

سرعت باد با ارتفاع از سطح اصطکاکی زمین تغییر می‌کند (ناحیه‌ای که بین ۷۰۰ تا ۱۰۰۰ متر بالای سطح دریا است). به دلیل حضور سطح زمین، یک نیروی کششی موازی با زمین و در خلاف جهت حرکت هوا وجود دارد که مانع از این حرکت می‌شود. این نیرو به صورت عمودی به تمام لایه اصطکاکی منتقل می‌شود و یک گرادیان سرعتی ایجاد می‌کند.

در نتیجه، سرعت باد با افزایش ارتفاع زیاد می‌شود و در ارتفاع‌های نزدیک به زمین کم می‌شود که ناشی از اثر اصطکاکی سطح زمین است. پروفایل سرعت باد تابعی از زبری زمین است (شکل ۶-۲) و تغییرات آن به صورت تابعی از ارتفاع را می‌توان با استفاده از عبارت زیر بیان کرد:

$$u_1 = u_2 \cdot \left\{ \frac{z_1}{z_2} \right\}^a \quad (1-6)$$

که u_1 : سرعت باد در ارتفاع Z_1 است.

u_2 : سرعت باد در ارتفاع Z_2 است و α ضریبی است که به پایداری جوی (کلاس‌های پایداری جوی در بخش ۲-۳ تعریف می‌شوند) و زبری سطح وابسته است (جدول ۶-۲ ملاحظه شود).

جدول ۶-۲- مقدار ضریب α به عنوان تابعی از کلاس پایداری جوی.

Stability class	α , urban zone	α , rural zone
A	0.15	0.07
B	0.15	0.07
C	0.20	0.10
D	0.25	0.15
E	0.40	0.35
F	0.60	0.55

طول زبری سطح، Z_0 ، برای تعریف تأثیر زبری زمین روی پروفایل سرعت و اغتشاش مکانیکی هوا استفاده می‌شود (که به وجود مواردی مانند درختان، ساختمان‌ها و غیره وابسته است). اگر چه باید توجه داشت Z_0 اثر موانع بزرگ را به حساب نمی‌آورد. جدول ۶-۳ مقادیر Z_0 را برای انواع متفاوت سطح زمین نشان می‌دهد.

معمولاً، سرعت باد در ارتفاع ۱۰ متری اندازه‌گیری می‌شود و لذا از این مقدار به صورت عمومی در محاسبات انتشار استفاده می‌شود. اغلب رهاش‌های تصادفی که می‌توانند سبب ایجاد ابرهای سمی یا قابل اشتعال شوند در یک ارتفاع خیلی کم رخ می‌دهند به طوری که این مقدار کاملاً مناسب است. به هر حال، حوزه باد دارای اغتشاش قابل توجهی است و این گهگاهی تعیین مقادیر دقیق سرعت و جهت باد را مشکل می‌کند.

جدول ۶-۳- طول زبری سطح برای موقعیت‌های متفاوت

z_0, m	سطوح زمین
0.0002	آب با سطح باز (حداقل Δkm)
0.005	سطح گل آلوده و برفی (بدون پوشش گیاهی، بدون موانع)
0.03	زمین مسطح رو باز، علفزار - تعداد کمی شیئی ایزوله شده
0.10	کم محصول، به ندرت موانع بزرگ ($x/h > 20$)
0.25	پرمحصول، موانع بزرگ پراکنده ($15 < x/h < 20$)
0.5	قسمت‌های پارک مانند، بوته‌ها و موانع متعدد ($x/h < 15$)
1.0	پوشش موانع بزرگ متداول (حومه شهر، جنگل)
3.0	مرکز شهر با ساختمان‌های بلند و کوچک

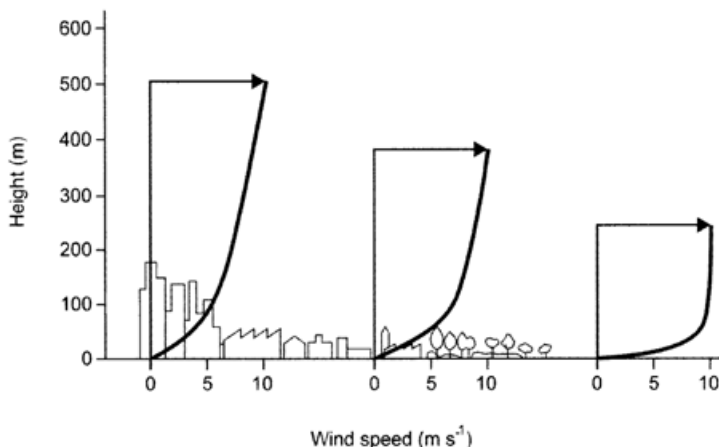
x فاصله از مانع موجود در بالادست باد و h ارتفاع مانع می‌باشد.

آشفستگی به وسیله گرداب‌های مدور^۲ در همه جهات ایجاد می‌شود و از این نظر که سبب بهبود انتشار می‌گردد حائز اهمیت است. در حالت کلی دو نوع آشفستگی وجود دارد:

الف) نوع مکانیکی: که با حرکت باد از روی اجزاء زبر سطح زمین (علف‌زارها و ساختمان‌ها) یا با عمل برشی بین لایه‌های مجاور هوا که با سرعت‌های متفاوت در حال حرکت‌اند ایجاد می‌شود.

ب) اغتشاش شناور که معمولاً به وسیله گرمایش یا سرمایش هوای نزدیک به سطح زمین ایجاد می‌شود. در شرایط آفتابی، برای نمونه، سطح زمین گرم شده و گرما به بالای سر آن منتقل می‌شود، که سبب خلق گرداب‌های بزرگ بالارونده‌ای می‌شود که گرداب‌های حرارتی نامیده می‌شوند.

² Eddy



شکل ۶-۲- تغییرات سرعت باد با ارتفاع برای موقعیت های متفاوت

وجود گرداب‌های حرارتی به شرایط ناپایدار جوی اشاره دارند و انتشار آلاینده‌ها در فضا را افزایش می‌دهند. در عوض در طول شب، با آسمان صاف و نسیم ملایم، وجود لایه وارونه از تلاطم ممانعت کرده و در نتیجه انتشار کاهش می‌یابد. به همین دلیل در طول شب، بویها (مثلاً از یک گودال زباله یا یک مزرعه) از فواصل دورتری قابل استشاق هستند.

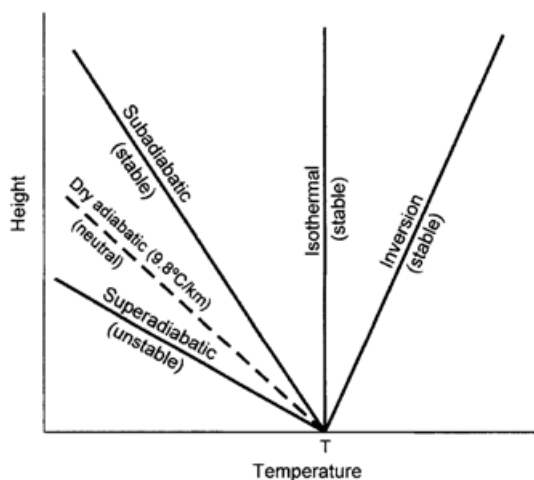
۲-۲- میزان افت دما با افزایش ارتفاع^۳

در فضا یا به صورت دقیق‌تر در لایه تروپوسفر، دمای هوا معمولاً با افزایش ارتفاع کاهش می‌یابد. اگر یک توده هوا در میان اتمسفر بالا رود (مثلاً در اثر تلاطم مکانیکی) دستخوش یک فرآیند انبساطی می‌گردد چرا که فشار با افزایش ارتفاع کاهش می‌یابد. اگر فرض شود این فرآیند آدیباتیک است (یعنی، شامل هیچ گونه تبادل حرارتی با محیط اطراف نباشد) با مصرف انرژی در جهت منبسط شدن در محیط، دمای هوای درون این توده کاهش خواهد یافت (سرمایش آدیباتیک). کاهش دما به صورت تابعی از ارتفاع را می‌توان به صورت تئوریک برای هوای خشک نشان داد: هوای خشکی که به صورت آدیباتیک منبسط می‌شود $9/8^{\circ}\text{C}$ در هر کیلومتر خنک می‌شود که این را آهنگ افت آدیباتیک می‌نامند (شکل ۶-۳).

معمولاً فرض می‌شود که نرخ افت آدیباتیک تقریباً 1°C در هر ۱۰۰ متر است. اگر هوا در یک قسمت اشباع شده باشد، در اثر فرآیند خنک سازی گرمای نهان تبخیر به صورت کندانس بخار آب آزاد می‌شود. بنابراین نرخ افت آدیباتیک مرطوب (تقریباً $0/6^{\circ}\text{C}$ در هر ۱۰۰ m) کمتر از حالت خشک است.

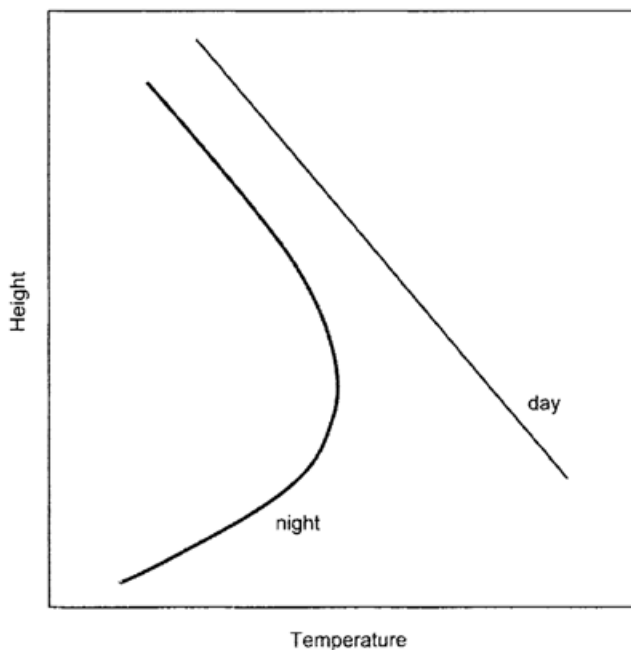
به هر حال، به دلیل شرایط مختلف، نرخ افت می‌تواند متفاوت باشد. زمانیکه نرخ افت اتمسفریک فراتر از نرخ افت آدیباتیک خشک می‌گردد، به آن فوق آدیباتیک و زمانیکه نرخ افت اتمسفریک کمتر از نرخ افت آدیباتیک خشک است، به آن زیر آدیباتیک گفته می‌شود. اگر دمای هوا با افزایش ارتفاع ثابت بماند، نرخ افت صفر است و هوا ایزوترمال است. نرخ افت خیلی مهم است زیرا این موضوع نمایانگر توانایی جو برای انتشار هر گونه رهایش است (بخش بعدی ملاحظه شود).

³ Laps Rate



شکل ۶-۳- نرخ‌های افت متفاوت و پایداری جوی

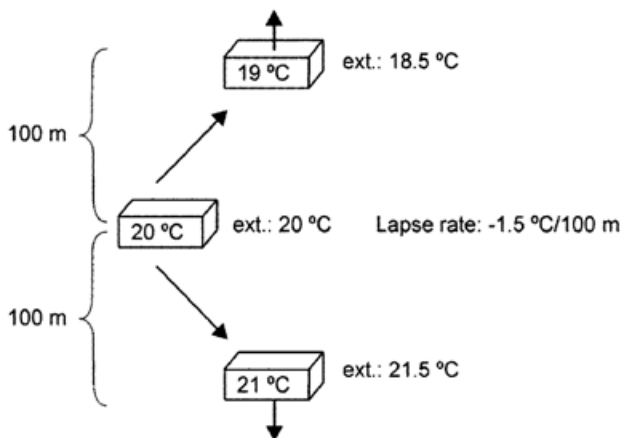
در نهایت در شرایط معینی، دمای جو با ارتفاع افزایش یافته، در نتیجه نرخ افت منفی می‌شود. یعنی، در یک ارتفاع معین، دما بیشتر از دمای هوای پایین‌تر است که آن را وارونگی گرمایی می‌نامند. اگر چه دو نوع وارونگی داریم، از نقطه نظر حوادث، وارونگی تشعشعی از اهمیت بیشتری برخوردار است. وارونگی تشعشعی ناشی از اختلاف نرخ سرد شونده‌ی زمین و هوای بالای آن است. زمین سرد می‌شود و لایه‌های مجاور هوا را سرد می‌کند، بنابراین یک لایه هوای سرد بالای زمین ایجاد می‌شود که توسط هوای گرم‌تر پوشیده شده است. این یک پدیده شایع در طول شب است (شکل ۶-۴) اگر چه این پدیده می‌تواند در طول روز نیز به دلایل جغرافیایی رخ دهد. نوع دیگر وارونگی، وارونگی فرونشینی است که به وسیله یک سیستم پر فشار ایجاد می‌شود. هوای جاری در یک ناحیه پر فشار، پایین آمده و دستخوش یک فرآیند فشرده‌گی می‌شود که آن را گرم کرده و سبب تشکیل یک لایه هوای گرم می‌شود که هوای سردتر را می‌پوشاند. از نقطه نظر انتشار اتمسفریک گازها، وارونگی یک پدیده خیلی مهم است چرا که از انتشار عمودی جلوگیری کرده و هر گونه رهايش را در لایه‌های پائین‌تر فضا نگه می‌دارد.



شکل ۶-۴- نوعی توزیع دمای هوا به صورت تابعی از ارتفاع در طول روز و شب. در طی روز، نرخ افت، آدیاباتیک است و در طی شب یک لایه وارونه وجود دارد.

۲-۳- پایداری جوی

پایداری جوی عبارت است از کشش جو برای افزایش (ناپایداری) یا کاهش (پایداری) جابجایی عمودی هوا که منشائی مکانیکی (همچون باد) دارد. پایداری تابعی از پروفایل دمایی است و به میزان زیادی با توانایی جو در پراکنده کردن آلاینده‌ها مرتبط است. فرض کنیم جو دارای یک گرادیان دمایی $1/5^{\circ}\text{C}/100\text{m}$ است، یعنی با m افزایش ارتفاع دمای هوا $1/5^{\circ}\text{C}$ کاهش می‌یابد (این را یک گرادیان فوق آدیاباتیک می‌نامند). اگر قسمتی از هوا به وسیله اغتشاش مکانیکی در 20°C ، 100m به سمت بالا انتقال یابد، دمای آن تا 1°C کاهش می‌یابد که ناشی از انبساط (فشار کاهش می‌یابد) است، اما در موضع جدید، دمای هوای اطراف $18/5^{\circ}\text{C} = 20 - 1/5$ خواهد بود. بنابراین توده هوا، گرمتر از جو اطرافش می‌ماند و لذا حرکتش به سمت بالا شتاب می‌گیرد (شکل ۶-۵). اگر توده هوا از موقعیت اولیه خود منتقل شده (در 20°C) و به یک موقعیت جدید در 100m پایین‌تر برود، دمای آن 21°C و دمای هوای محیط $21/5^{\circ}\text{C} = 20 + 1/5$ خواهد شد. بنابراین، جابجایی به طرف پائین توده شتاب می‌گیرد. بنابراین، اغتشاش مکانیکی افزایش یافته و گفته می‌شود جو ناپایدار است.



شکل ۶-۵- حرکت هوا در جو پایدار و ناپایدار

اگر گرادیان دمایی در جو $100\text{m}/0.5^\circ\text{C}$ - باشد یعنی زمانیکه ارتفاع تا 100m افزایش یافته و دما تنها تا 0.5°C کاهش یابد آن را گرادیان فوق آدیباتیک می‌نامند. بنابراین وقتیکه یک دسته هوا با دمای اولیه 20°C ، 100m به سمت بالا جابجا می‌شود به وسیله هوای 19.5°C احاطه می‌شود. لذا توده هوایی که در دمای 19°C است، نسبت به هوای اطراف خود سنگین‌تر بوده و در معرض نیروی شناوری به سمت پائین قرار می‌گیرد که آن را در جهت مخالف جهت جابجایی اولیه به سمت پائین سوق می‌دهد.

اگر توده هوا از موقعیت اولیه خود (در 20°C) به یک جای جدید، 100 متر پایین‌تر انتقال یابد، دمای آن 21°C و دمای هوای اطرافش 21.5°C خواهد بود و نیروی شناوری توده را به سمت بالا خواهد برد. جو - در این مورد پایدار- متمایل به حذف هر گونه جابجایی در جهت عمودی است.

بنابراین پایداری جو، تخمینی از وضعیت اتمسفر است که نمی‌تواند به صورت مستقیم نظیر دما یا فشار اندازه‌گیری شود. پایداری معمولاً به عنوان تابعی از سرعت باد و تابش نور خورشید تخمین زده می‌شود.

یک جو ناپایدار با مواردی چون وجود جابجایی عمودی هوا، گرادیان عمودی دمای منفی، (دما با افزایش ارتفاع کاهش می‌یابد)، نواسانات مکرر در جهت باد و تابش قوی خورشید مشخص می‌شود. در عوض، یک جو پایدار به جریان آرام لایه‌های هوا (تلاطم کم)، گرادیان عمودی دمای مثبت (وارونگی گرمایی)، نواسانات محدود در جهت باد و تابش کم آفتاب اشاره می‌کند.

یک نمونه از جو ناپایدار ممکن است یک روز گرم تابستانی باشد که در آن تابش آفتاب سطح زمین را گرم می‌کند و سپس سطح گرم شده لایه‌های زیرین اتمسفر را گرم کرده جریان‌های عمودی هوا را به سمت بالا می‌راند و این یعنی یک اغتشاش قابل توجه نزدیک به سطح زمین وجود دارد. یک نمونه از جو پایدار ممکن است در یک شب صاف تابستانی باشد که در آن زمین به دلیل تابش به جو سریعاً سرد شده که سبب می‌شود لایه‌های زیرین اتمسفر سرد شوند و یک نسیم افقی شبانه با اغتشاش کم ایجاد شود. از نقطه نظر پایداری، شرایط اتمسفری به شش دسته متفاوت پایداری (یا گهگاهی هفت دسته) طبقه بندی می‌شوند (جدول ۶-۴).

راه‌های متعددی برای تخمین کلاس پایداری از متغیرهای اصلی هوا سنجی وجود دارد (برای تخمین پایداری روی سطح زمین و نه روی سطح آب): بر اساس گرادیان گرمای عمودی (جدول ۶-۵)، بر اساس نوسانات جهت باد (جدول ۶-۶) و یا با توجه به تابش آفتاب و سرعت باد (جدول ۶-۷)

جدول ۶-۴- تعریف کلاس‌های پایداری جو

Stability class	Definition
A	Extremely unstable
B	Moderately unstable
C	Slightly unstable
D	Neutral
E	Slightly stable
F	Moderately stable
G*	Very stable

* Stability class G is rarely used

جدول ۶-۵- کلاس پایداری با توجه به گرادیان دمای عمودی

Stability class	Vertical thermal gradient (°C/100 m)
A	<-1.9°C
B	from -1.9 °C to -1.7 °C
C	from -1.7 °C to -1.5 °C
D	from -1.5 °C to -0.5 °C
E	from -0.5 °C to 1.5 °C
F	< 1.5 °C

جدول ۶-۶- کلاس پایداری با توجه به نوسانات ساعتی در جهت باد

Stability class	Horizontal variation in wind direction (°)
A	25
B	20
C	15
D	10
E	5
F	2.5

جدول ۶-۷- تعیین کلاس پایداری جو با توجه به جهت باد و تابش آفتاب

Surface wind velocity, m/s	Daytime insolation			Nighttime ¹ overcast	
	Strong	Moderate	Slight	More than 50%	Less than 50%
< 2	A	A-B	B	E	F
2 - 3	A-B	B	C	E	F
3 - 5	B	B-C	C	D ²	E
5 - 6		C-D	D ²	D ²	D ²
> 6		C	D ²	D ²	D ²

¹ Night refers to the period ranging between 1 h before sunset and 1 h after sunrise.

² The stability class D (neutral) must be used, regardless of wind speed, for overcast conditions during the day and at night.

پایداری جوی دقیقاً مرتبط با نرخ افت (شکل ۶-۳) است. بنابراین، یک نرخ افت فوق آدیاباتیک به جو ناپایدار با جابجایی عمودی هوا اشاره دارد که متمایل به انتشار هر گونه آلاینده است. برای یک نرخ افت خشک، گفته می‌شود جو خنثی است که متناظر با یک موقعیت میانی بین پایداری و ناپایداری است.

اگر نرخ افت زیر آدیاباتیک یا ایزوترمال باشد، جو پایدار است. یعنی از جابجایی عمودی هوا جلوگیری شده و هر گونه آلاینده که آزاد شده باشد به صورت عمودی پراکنده نخواهد شد. وضعیت مشابهی نیز در مورد وارونگی گرمایی دیده می‌شود.

مثال ۶-۱

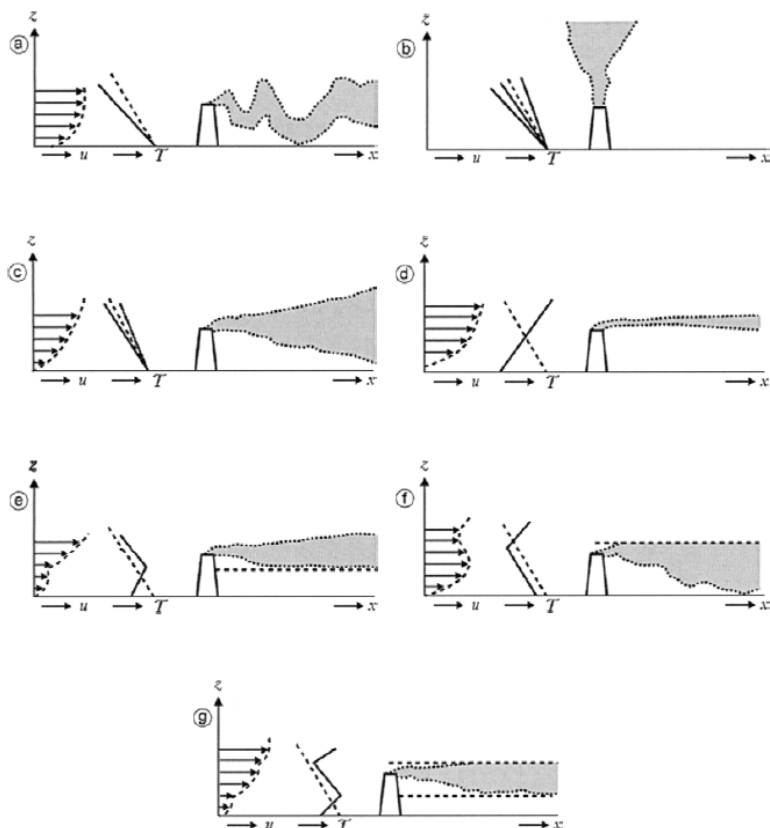
در ۱۹۵۳ اعضای هیأت اعزامی به NangaP arbat دماهای زیر را اندازه‌گیری کردند. در ۶۷۰۰ متری، ۹/۷ °C - و در ۶۱۰۰ متری، ۰/۶ °C -، شرایط جوی در آن روز چگونه بوده است؟

راه حل

نرخ افت در هر ۱۰۰ متر عبارتست از:

$$\frac{-9.7 - (-0.6)}{6700 - 6100} = -0.015^{\circ}Cm^{-1} \Rightarrow -1.5^{\circ}C$$

این نرخ افت بیان‌کننده یک جو ناپایدار است.



شکل ۶-۶- نرخ افت دمای محیط و رفتار پلوم‌های پیوسته [۱] الف) حلقه‌ای^۴ ب) خنثی^۵ پ) مخروطی^۶ ت) پنگه‌ای^۷ ث) زاویه‌دار یا زیر شیروانی^۸ ج) دوره‌ای^۹ چ) حبس شده^{۱۰}

پایداری هوا را می‌توان از ظاهر یک رهاش پیوسته (برای مثال دود خروجی از دودکش یک ساختمان شکل ۶-۶)) نیز دریافت [۱]. با نرخ افت فوق آدیاباتیک و یک جو ناپایدار، یک پلوم «حلقه‌ای» رخ خواهد داد که بوسیله عبور جریان‌های گرمایی اطراف هوای نزولی پس از نقطه رهاش ایجاد می‌گردد. جریان آلاینده‌های آزاد شده دستخوش انتشار افقی و عمودی قابل توجهی می‌شوند. اگر چه حلقه‌های بزرگ ایجاد شده ممکن است پلوم را به سمت پائین یعنی زمین بکشند و سبب غلظت خیلی بالای لحظه‌ای شوند.

⁴ looping

⁵ neutral

⁶ coning

⁷ fanning

⁸ lofting

⁹ fumigating

¹⁰ trapping

اگر یک نرخ افت آدیاباتیک تقریباً خشک وجود داشته باشد، جو خنثی است و پلوم تمایل به بالا رفتن به صورت عمودی در جو دارد. هر چند، زمانیکه سرعت باد بیشتر از 10 ms^{-1} است یا یک پوشش ابر قابل توجهی وجود دارد، پلوم تمایل به مخروطی شدن دارد.

با یک نرخ افت زیر آدیاباتیک، جو کمی پایدار است. حرکت عمودی صورت نمی‌گیرد و پلوم مجدداً تمایل به مخروطی شدن دارد. اگر وارونگی «نرخ افت منفی» وجود داشته باشد، هیچ گونه حرکت عمودی وجود ندارد و پلوم به صورت افقی منتشر می‌شود. اگر یک لایه وارونه وجود داشته باشد، رفتار پلوم به موقعیت نسبی منبع رهائش وابسته خواهد بود. اگر انتشار بالایی لایه وارونه رخ دهد، به آن زاویه‌دار یا زیر شیروانی گفته می‌شود.

در عمل هیچ اختلاطی در جهت رو به پائین وجود ندارد و انتشار بدون هیچ گونه غلظت قابل توجهی در سطح زمین پخش می‌شود. اگر منبع در لایه وارونه قرار گرفته باشد، پلوم را «دوره‌ای» می‌نامند. در این حالت ابر، بالای زمین، گیر خواهد افتاد و غلظت‌های بالایی ممکن است به سطح زمین برسد.

۲-۴- رطوبت نسبی

تنها اگر واکنشی بین آلاینده و بخار آب موجود در جو وجود داشته باشد (مانند مورد فلوراید هیدروژن) رطوبت هوا دارای تأثیر بسزایی روی انتشار آلاینده خواهد داشت.

چنانچه گازی که پراکنده می‌شود در دمایی پائین‌تر از دمای جو باشد، رطوبت دارای اثر دیگری نیز هست. در این مورد رطوبت توازن حرارتی اجرام هوا و گاز را تغییر داده و ممکن است کندانس شدن آب را افزایش دهد. به عنوان مثال، ابرهای سرد LPG به دلیل مایع شدن و مخلوط شدن قطرات آب در آن سفیدند.

۲-۵- واحدهای اندازه‌گیری

با توجه به غلظت گاز یا بخار در هوا معمولاً از دو نوع واحد استفاده می‌شود: ppm (اجزاء بر میلیون حجم یا mlm^{-3}) و mgm^{-3} . برای تبدیل ppm به mgm^{-3} (در دمای T) می‌توان از عبارت زیر استفاده کرد:

$$C_{ppm} = \frac{22.4}{M_w} \cdot \frac{T}{273} \cdot \frac{1}{P} \cdot C_{mg/m^3} \quad (2-6)$$

مثال ۲-۶

در اثر رهائش تصادفی SO_2 ، دوکارگر در معرض هوای آلوده با میانگین غلظت 180 mgm^{-3} قرار گرفتند. دمای هوا حدود 22°C و فشار اتمسفر 1 atm است. این غلظت را با IDLH (خطر ناگهانی برای زندگی و سلامتی) برای این ماده (100 ppm) مقایسه کنید.

راه حل

وزن مولکولی SO_2 حدود 64 kg kmol^{-1} است و با جایگزینی آن در معادله (۲-۶) داریم:

$$c_{ppm} = \frac{22.4}{64} \times \frac{273+22}{273} \times \frac{1}{1} \times 180 = 68.1 \text{ ppm}$$

غلظتی که دو کارگر در معرض آن هستند کمتر از IDLH است.

۳- مدل‌های انتشار

مدل‌های انتشار مجموعه‌ای از معادلات ریاضی هستند که برای یک سناریو، روند تغییرات یک توده ابر از آلاینده‌ها را به صورت تابعی از موقعیت آن و زمان پیش‌بینی می‌کنند. جنبه مهم، مدت زمان رهایش است. با توجه به زمانی که در طی آن رهایش رخ می‌دهد، انتشار می‌تواند به دو گروه تقسیم‌بندی گردد: رهایش پیوسته و رهایش ناگهانی

۳-۱- رهایش‌های ناگهانی و پیوسته

ضابطه‌های متفاوتی برای تشخیص ناگهانی یا پیوسته بودن رهایش به کار می‌رود. برای مثال:

- انتشار آنی: وقتی که زمان مورد نیاز برای رسیدن ابر به موقعیت مفروضی طولانی‌تر از مدت زمان رهایش باشد. یک نمونه می‌تواند انفجار تانک حاوی گاز فشرده شده باشد.
- انتشار پیوسته: وقتی که دوره رهایش طولانی‌تر از زمان مورد نیاز برای رسیدن ابر به موقعیت فرضی باشد. مثل پلوم حاصل از یک دودکش

یا:

- انتشار آنی: وقتی که ماده‌ای در کمتر از یک دقیقه وارد هوا می‌شود.
- انتشار مداوم: وقتی که رهایش ماده‌ای بیش از یک دقیقه ادامه داشته باشد.

در عمل، تقسیم بندی انتشار آنی و پیوسته نسبتاً موضوعی و اختیاری است. در واقع اغلب رهایش‌ها یک رفتار بینابینی از خود نشان می‌دهند. مدت زمان رهایش (t_r) محدود است، در طول یک دوره معین از زمان حالت ثابت و ایستا خواهیم داشت و نهایتاً ابر پراکنده می‌شود (شکل ۶-۷). زمان مورد نیاز برای رسیدن ابر به یک مشاهده‌گر قرار گرفته در فاصله X را می‌توان به صورت $t_x = X \cdot u_x^{-1}$ تخمین زد. یعنی فرض شده است که ابر با سرعتی مشابه سرعت باد جابه‌جا می‌شود. زمان مورد نیاز برای اینکه ابر به صورت کامل از انتهای رهایش پراکنده شود برابر است $t_d = X \cdot u_w^{-1}$. بنابراین، زمانی که پس از آن مشاهده‌گر از معرض ابر خارج می‌شود را می‌توان به صورت $t_{exp} = t_r + X u_w^{-1}$ تخمین زد.

بعلاوه، در حالیکه برای یک مشاهده‌گر قرار گرفته در نزدیکی منبع، انتشار ممکن است مداوم باشد، برای مشاهده‌گر دورتری ممکن است به صورت قابل توجهی آنی باشد. مفهوم منبع پیوسته به مدت زمانی بستگی دارد که در طی آن، غلظت پایداری از ماده در یک نقطه مشخص وجود داشته باشد.

در این رابطه ملاک‌های کمی زیر پیشنهاد شده اند [۴ و ۵]:

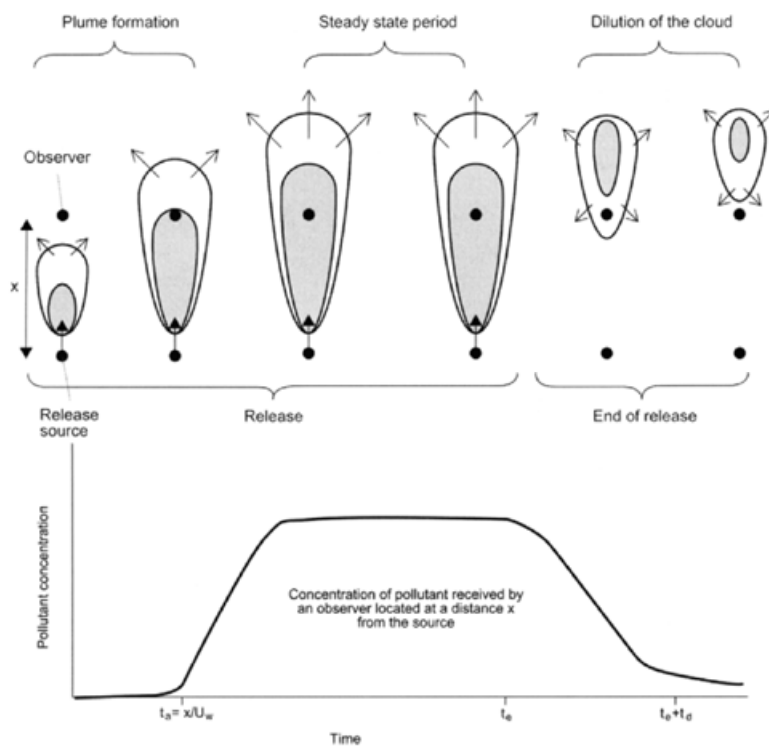
یک رهایش در نقطه X در جهت باد پیوسته است اگر:

$$\frac{u \cdot t_r}{x} \geq 2.5 \quad (۳-۶)$$

و یک رهایش زمانی آنی در نظر گرفته می شود که:

$$\frac{u \cdot t_r}{x} \leq 0.6 \quad (۴-۶)$$

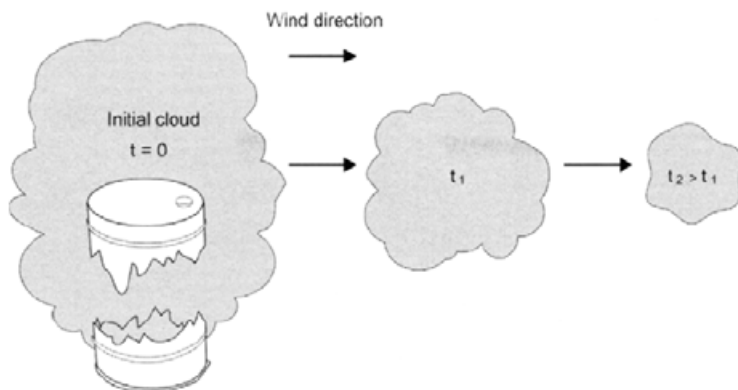
انتشار مداوم سبب ایجاد یک توده ابر طولانی می شود که پلوم نامیده می شود (شکل ۶-۷). زمانیکه گاز ورودی به درون ابر با جرم آلاینده پراکنده شده در هوا برابر می شود پلوم به یک حالت پایدار می رسد.



شکل ۶-۷- سیر تکامل یک ابر گازی که به وسیله رهایش مداوم ایجاد شده است.

انتشار آنی مواد، تشکیل یک ابر (پوف) را می دهد که با باد حرکت می کند و درون هوا پراکنده می شود. حجم محصور شده توسط یک سطح غلظت معین با حرکت پوف از محل رهایش به تدریج کاهش می یابد (شکل ۸-۶). به همان نسبت، حجم ابر (شامل غلظت های کمتر خارجی) با حرکت پوف با باد، افزایش می یابد. در ناحیه ای که بین ضوابط بیان شده در معادله های (۳-۶) و (۴-۶) قرار گرفته است، رهایش از نوع گذرا است.

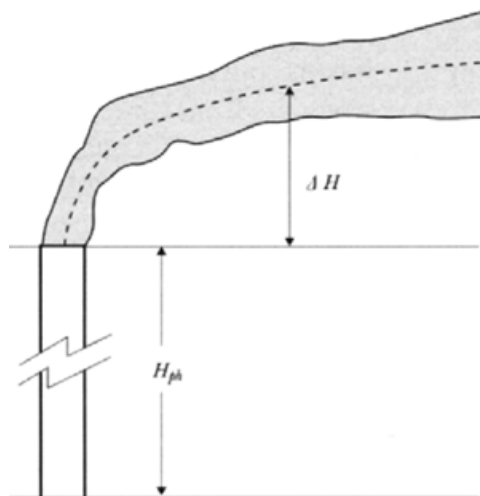
ضوابط مختلفی برای ارزیابی غلظت در این ناحیه پیشنهاد شده است. برای مثال، Britter و McQuaid پیشنهاد می کنند محاسبه غلظت با استفاده از مدل های آنی و مداوم انجام بگیرد و به خاطر وجود یک برآورد اضافی هنگام استفاده از آنها برای رهایش گذرا، مقدار کمینه آن دو را به عنوان حد بالایی غلظت اخذ کنیم.



شکل ۶-۸- تغییر تدریجی یک پف از مواد رها شده به صورت دائمی (غلظت در هر سه ابر یکسان است)

۳-۲- ارتفاع مؤثر انتشار

در پی رهائش، اندازه حرکت سیال خروجی و اثرات شناوری ناشی از اختلاف دانسیته بین سیال رها شده و هوای محیط می‌تواند مقداری پلوم ایجاد کند (شکل ۶-۹). برای پلوم سیالات خروجی گرم، مانند دود خروجی از یک دودکش، اثرات شناوری بسیار مهم خواهند بود. به عنوان یک قاعده سر انگشتی، اگر دمای خروجی حدود ۱۰ تا ۱۵ درجه کلوین بیشتر از دمای هوا باشد، بالا رفتن در اثر شناوری بیشتر از بالا رفتن در اثر اندازه حرکت است [۶]. تأثیر شناوری تا زمانی که دمای پلوم به دمای هوای محیط نزول کند باقی می‌ماند. اندازه حرکت نیز پس از گذشت زمان کوتاهی (معمولاً برای دود خروجی از دودکش ۳۰-۴۰ ثانیه) از بین می‌رود. گشتاور نیرو نیز بعد از یک زمان کوتاه از بین می‌رود.



شکل ۶-۹- بالا رفتن پلوم ناشی از شناوری و اندازه حرکت

برای بدست آوردن ارتفاع مؤثر (H)، حتی در مورد رهایش در سطح زمین، این افزایش ارتفاع پلوم (ΔH) می‌بایست به ارتفاع منبع اضافه شود. همین ارتفاع مؤثر است که می‌بایست درون یک معادله مناسب برای پیش‌بینی انتشار اتمسفریک وارد شود.

تعدادی معادلات تجربی و تئوریک برای تخمین افزایش ارتفاع پلوم پیشنهاد شده‌اند. از بین آنها مجموعه روابط پیشنهادی Briggs شامل یک سری محاسبات خاص برای شرایط مختلف است [۷]. معادله Holland که آسان‌تر است و به صورت گسترده‌ای استفاده می‌شود، نیز روش مناسبی برای کسب مقدار ΔH است.

$$\Delta H = \frac{u_s d}{u} \left[1.5 + 2.68 P d \left(\frac{T_s - T_a}{T_s} \right) \right] \quad (5-6)$$

که d قطر درونی دودکش (m)

P فشار اتمسفر (bar)

T_s دمای گاز درون دودکش (K).

T_a دمای هوا (K).

u_s سرعت خروجی گاز درون دودکش (ms^{-1})

و u سرعت باد (ms^{-1}) است.

آنگاه ارتفاع مؤثر منبع عبارتست از:

$$H = H_{ph} + \Delta H \quad (6-6)$$

که H_{ph} ارتفاع فیزیکی منبع (m) از سطح زمین است.

اگر سرعت گاز ارسال شده از منبع کم باشد، پلوم ممکن است درون جریان‌های حلقوی باد^{۱۱} پشت دودکش وارد شود. برای اجتناب از این وضعیت، شرط زیر می‌بایست همواره برقرار باشد: $u_s \geq 1.5u$

۴- مدل‌های انتشار برای گازهای خنثی (مدل‌های گاوسی)

معادلات انتشار گاوسی برای تشریح انتشار اتمسفریک گازهایی که دارای دانسیته مشابه با هوا هستند استفاده می‌شود. بنابراین آنها می‌توانند برای آلاینده‌هایی که دارای وزن مولکولی مشابه با هوا هستند یا گازهای سنگین‌تر از هوا که به اندازه کافی در منبع رقیق شده‌اند به کار روند. این وضعیتی است که اغلب در مورد آلاینده‌های قرار گرفته درون گازهای احتراق (CO_2 , NO_2 , SO_2) یا بخار مایعات بیرون ریخته شده وجود دارد. اغلب معادلات مربوط به انتشار گاوسی مبتنی بر معادله کلی پیشنهادی توسط پاسکویل و گی فور است [۸ و ۹]:

¹¹ Wake

شکل ۶-۱۰- توزیع گاوسی عمودی و افقی غلظت آلاینده

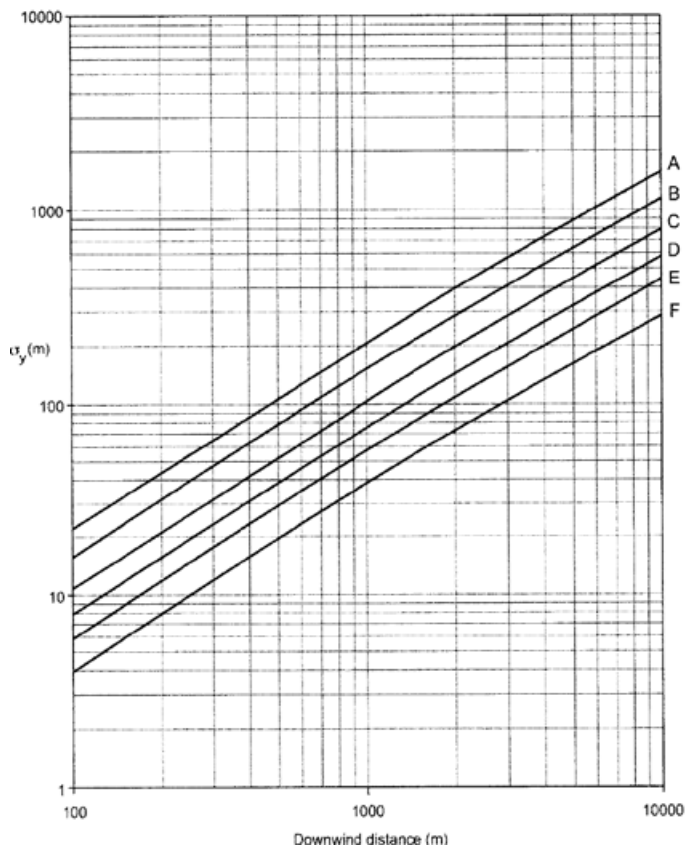
مدل گاوسی در حقیقت موارد زیر را به حساب می‌آورد [۶]:

- غلظت‌ها در نقطه مفروضه، مستقیماً با نرخ انتشار متناسب‌اند.
- موازی با محور X ، غلظت‌ها با سرعت باد نسبت معکوسی دارند.
- موازی با محور Y ، (عمود بر باد) غلظت‌ها نسبت معکوس با گسترش عمود بر باد σ_y دارند. وقتی که σ_y با فاصله از منبع (در جهت باد) افزایش می‌یابد، انتشار افزایش می‌یابد و غلظت نیز متنازماً کاهش می‌یابد.
- موازی با محور Z ، غلظت‌ها به صورت معکوس با گسترش عمودی پلوم، σ_z نسبت عکس دارند. وقتی که σ_z با فاصله از منبع (در جهت باد) افزایش می‌یابد، غلظت نیز متنازماً کاهش می‌یابد.

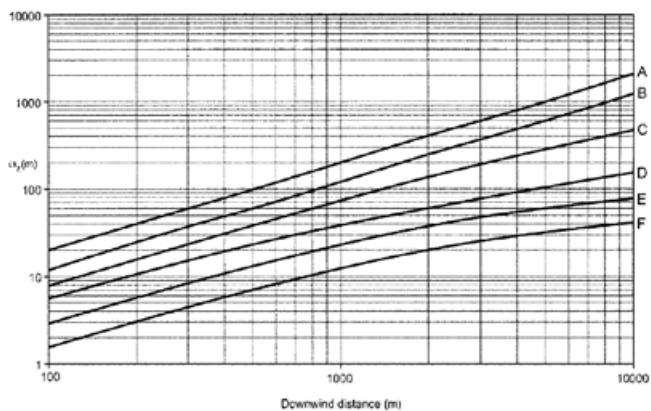
همه این روابط را می‌توان بوسیله معادله‌های زیر بیان کرد که غلظت را در نقطه X (در جهت باد)، Y عمود بر جهت باد، و در ارتفاع Z ارائه می‌دهد که از انتشار ایجاد شده در ارتفاع مؤثر H بالای زمین رخ داده است:

$$c_{(x,y,z,H)} = \frac{m}{2\pi u \sigma_y \sigma_z} \exp\left(\frac{-y^2}{2\sigma_y^2}\right) \left[\exp\left(\frac{-(z-H)^2}{2\sigma_z^2}\right) + \alpha \exp\left(\frac{-(z+H)^2}{2\sigma_z^2}\right) \right] \quad (۸-۶)$$

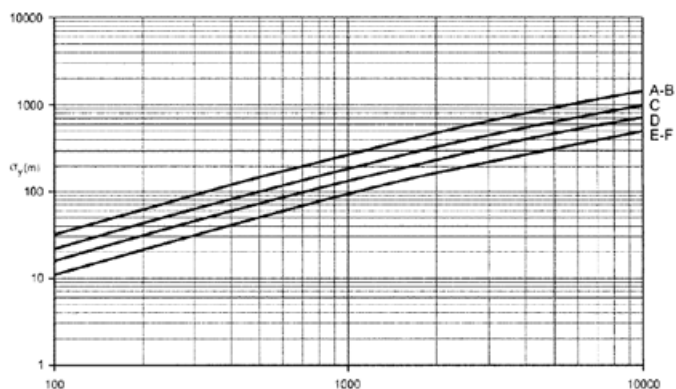
که m دبی جرمی انتشار (kgs^{-1}) و α ضریب انعکاس زمین است. α جذب احتمالی آلاینده روی خاک را در نظر می‌گیرد. برای جذب کامل $\alpha = 0$ و برای حالت انعکاس کامل $\alpha = 1$ فرض می‌شود. معمولاً مقدار محافظه کارانه 1 $\alpha =$ در نظر گرفته می‌شود. این مقدار انعکاس برای انتشار از یک منبع فرضی قرار گرفته در ارتفاع $Z = -H$ در فاصله افقی مشابه X از گیرنده مد نظر است.



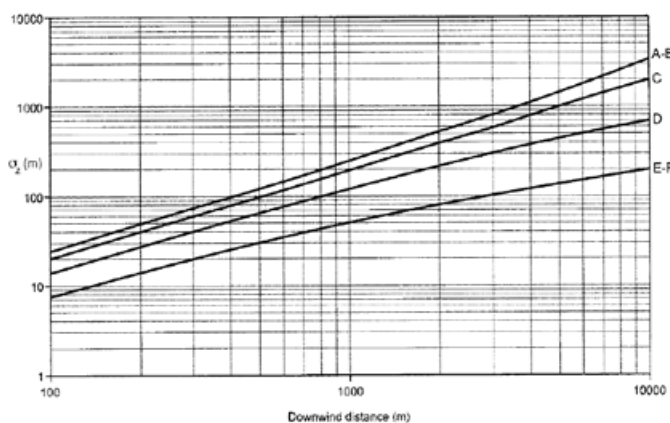
شکل ۶-۱۱- ضریب انتشار σ_y برای یک رهایش مداوم. (ناحیه روستایی)



شکل ۶-۱۲- ضریب انتشار σ_z برای رهایش مداوم (ناحیه روستایی)



شکل ۶-۱۳- ضریب انتشار σ_y برای رهایش مداوم (ناحیه شهری)



شکل ۶-۱۴- ضریب انتشار σ_z برای رهایش مداوم (ناحیه شهری)

برای به کار بردن معادله (۶-۸) مقادیر انحراف معیار یا ضرایب انتشار (که ضرایب انتشار گسی فورده، پاسکویل نیز نامیده می‌شوند) σ_z و σ_y مورد نیاز است. این‌ها توابعی از فاصله (در جهت باد) از نقطه انتشار و شرایط جوی هستند. این مقادیر را می‌توان از اشکال ۶-۷ تا ۶-۱۴ یا از محاسبات برای $(100m < x < 10000m)$ با استفاده از عبارات نشان داده شده در جدول ۶-۸ بدست آورد.

جدول ۶-۸- معادلاتی برای محاسبه ضرایب پراکنش σ_y و σ_z برای انتشار مداوم (فاصله x به متر است)

[۱۰،۱۱]

Stability class	σ_y (m)	σ_z (m)
Rural conditions		
A	$0.22x(1+0.0001x)^{-0.5}$	$0.20x$
B	$0.16x(1+0.0001x)^{-0.5}$	$0.12x$
C	$0.11x(1+0.0001x)^{-0.5}$	$0.08x(1+0.0002x)^{-0.5}$
D	$0.08x(1+0.0001x)^{-0.5}$	$0.06x(1+0.0015x)^{-0.5}$
E	$0.06x(1+0.0001x)^{-0.5}$	$0.03x(1+0.0003x)^{-1}$
F	$0.04x(1+0.0001x)^{-0.5}$	$0.016x(1+0.0003x)^{-1}$
Urban conditions		
A-B	$0.32x(1+0.0004x)^{-0.5}$	$0.24x(1+0.0001x)^{0.5}$
C	$0.22x(1+0.0004x)^{-0.5}$	$0.20x$
D	$0.16x(1+0.0004x)^{-0.5}$	$0.14x(1+0.0003x)^{-0.5}$
E-F	$0.11x(1+0.0004x)^{-0.5}$	$0.08x(1+0.0015x)^{-0.5}$

بین نواحی روستایی و شهری تفاوت وجود دارد. در نواحی شهری، اغتشاش بیشتر ناشی از حضور ساختمان‌ها و تا حدی دمای گرم‌تر است (اثر جزیره گرم). این دلیلی است که چرا در نواحی صنعتی یا شهری، پایداری جوی واقعی کمتر از نوع متناظر با شرایط جوی متداول است. در یک ناحیه شهری، پلوم سریع‌تر از نواحی روستایی پراکنده می‌شود. بنابراین، ضرایب انتشار متفاوتی برای نواحی شهری و روستایی استفاده می‌شود. معادله (۶-۸) را می‌توان برای شرایط خاص اصلاح کرد. بنابراین برای گیرنده‌ها در سطح زمین ($Z = 0$) آن را می‌توان به صورت زیر ساده کرد:

$$c_{(x,y,0,H)} = \frac{m}{\pi u \sigma_y \sigma_z} \exp\left[-\frac{y^2}{2\sigma_y^2}\right] \cdot \exp\left[-\frac{H^2}{2\sigma_z^2}\right] \quad (۹-۶)$$

برای رهایش در سطح زمین ($H = 0$) نیز خواهیم داشت:

$$c_{(x,y,z,0)} = \frac{m}{\pi u \sigma_y \sigma_z} \exp\left(\frac{-y^2}{2\sigma_y^2}\right) \cdot \exp\left(\frac{-z^2}{2\sigma_z^2}\right) \quad (۱۰-۶)$$

اگر غلظت در سطح زمین روی خط مرکزی پلوم محاسبه شود (یعنی $y=0$)، معادله (۶-۸) را می‌توان بیشتر ساده کرد:

$$c_{(x,0,0,H)} = \frac{m}{\pi u \sigma_y \sigma_z} \cdot \exp\left(\frac{-H^2}{2\sigma_z^2}\right) \quad (۱۱-۶)$$

اگر غلظت در سطح زمین، برای غلظت در خط مرکزی پلوم در نظر گرفته شود، معادله (۶-۱۱) را می‌توان باز هم ساده کرد. در این حالت برای رهایش سطح زمین داریم:

$$c_{(x,0,0,0)} = \frac{m}{\pi u \sigma_y \sigma_z} \quad (۱۲-۶)$$

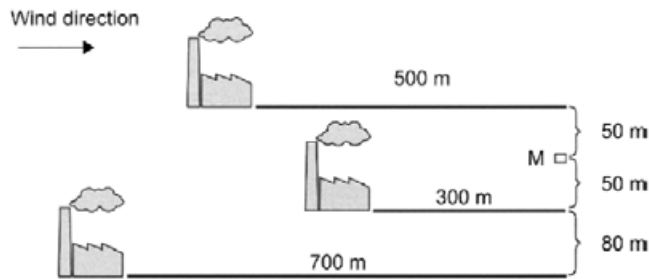
اگر چندین پلوم -از منابع متفاوت- رویهم بیفتند، غلظت یک آلاینده در یک نقطه مفروض، برابر مجموع غلظت‌های این آلاینده ناشی از هر کدام از پلوم‌ها است.

مثال ۶-۳

نزدیک یک روستا، سه کارخانه وجود دارد که هر کدام با یک دودکش دی اکسید سولفور آزاد می‌کنند. شما می‌خواهید غلظت این آلاینده در نقطه مفروض M (شکل را ببینید) را به دست آورید. کارخانه‌های A و B به شما اجازه اندازه‌گیری در دودکش‌های مربوطه را می‌دهند در حالیکه کارخانه C به سادگی اعلام می‌کند که آنها دارای یک سیستم خوب عملیات گازی هستند به طوریکه هیچ‌گونه آلاینده‌ای را به محیط نمی‌دهند. شما به صورت همزمان، انتشار SO_2 از دودکش‌های A (85 gs^{-1}) و B (70 gs^{-1}) و غلظت SO_2 در سطح زمین را در نقطه M ($1 \times 10^{-4} \text{ gm}^{-3}$) اندازه‌گیری می‌کنید. ارتفاع مؤثر این دودکش‌ها برابر $H_A = 60 \text{ m}$ و $H_B = 72 \text{ m}$ است. همچنین شما اطلاعات زیر را در مورد دودکش کارخانه C دارید. ارتفاع 53 m، قطر داخلی 0.18 m، سرعت خروج دود 9 ms^{-1} دمای دود 300°C . شرایط جوی به صورت زیر است:

روز ابری است، $u = 6 \text{ ms}^{-1}$ ، دمای جو $= 20^\circ \text{C}$ و فشار جو $= 1/013 \text{ bar}$ و ناحیه را روستایی فرض کنید.

نرخه که در آن SO_2 از دودکش‌های کارخانه آزاد شده است را تعیین کنید.



شکل ۶-۱۵- رویهم افتادگی چندین پلوم

راه حل

از جدول ۶-۶، کلاس پایداری D است. ضرایب پراکنش را می‌توان از جدول ۶-۸ یا از اشکال ۶-۱۰ و ۶-۱۱ بدست آورد.

کارخانه A:

$$\sigma_y = 0.08 \times 500 (1 + 0.0001 \times 500)^{-0.5} = 39 \text{ m}$$

$$\sigma_z = 0.06 \times 500 (1 + 0.0015 \times 500)^{-0.5} = 22.7 \text{ m}$$

کارخانه B:

$$\sigma_y = 0.08 \times 300 (1 + 0.0001 \times 300)^{-0.5} = 23.6m$$

$$\sigma_z = 0.06 \times 300 (1 + 0.0015 \times 300)^{-0.5} = 14.9m$$

کارخانه C:

$$\sigma_y = 0.08 \times 700 (1 + 0.0001 \times 700)^{-0.5} = 54m$$

$$\sigma_z = 0.06 \times 700 (1 + 0.0015 \times 700)^{-0.5} = 29.3m$$

غلظت دی اکسید سولفور در نقطه M (سطح زمین) و ناشی از کارخانه A را می‌توان از معادله (۶-۹) محاسبه کرد.

$$c_{(500,50,0,60)} = \frac{85}{\pi \times 6 \times 39 \times 22.7} \exp\left(-\frac{50^2}{2.39^2}\right) \cdot \exp\left(-\frac{60^2}{2 \times 22.7^2}\right) = 6.86 \times 10^{-5} gm^{-3}$$

غلظت در نقطه M (سطح زمین) ناشی از کارخانه B عبارتست از:

$$c_{(300,50,0,72)} = \frac{70}{\pi \times 6 \times 23.6 \times 14.9} \exp\left(-\frac{50^2}{2 \times 23.6^2}\right) \cdot \exp\left(-\frac{72^2}{2 \times 14.9^2}\right) = 9.5 \times 10^{-9} gm^{-3}$$

بنابراین، کارخانه C می‌بایست منشأ مقدار زیر باشد:

$$1 \times 10^{-4} - (6.86 \times 10^{-5} + 9.5 \times 10^{-9}) = 3.14 \times 10^{-5} gm^{-3}$$

محاسبه ارتفاع مؤثر دودکش کارخانه C عبارتست از (معادله ۶-۵):

$$\Delta H = \frac{9 \times 0.8}{6} \left[1.5 + 2.68 \times 1.013 \times 0.8 \left(\frac{573 - 293}{573} \right) \right] = 3m$$

$$H_C = 53 + 3 = 56m$$

بنابراین نرخ رهایش So_2 از دودکش C عبارتست از:

$$c_{(700,130,0,56)} = 3.14 \times 10^{-5} = \frac{m}{\pi \times 6 \times 54.1 \times 29.3} \exp\left(-\frac{130^2}{2 \times 54.1^2}\right) \exp\left(-\frac{56^2}{2 \times 29.3^2}\right)$$

$$m = 104.5 gs^{-1}$$

۴-۲- انتشار آبی

در مورد رهایش آبی، غلظت در یک نقطه مفروض به موقعیت (X, Y, Z) ، ارتفاع مؤثر منبع (H) و زمان (t) بستگی خواهد داشت. غلظت را می‌توان با استفاده از رابطه زیر تخمین زد:

$$C_{(x,y,z,H,t)} = \frac{m}{(2\pi)^{3/2} \sigma_x \sigma_y \sigma_z} \exp\left(-\frac{(x-ut)^2}{2\sigma_x^2} - \frac{y^2}{2\sigma_y^2}\right) \left[\exp\left(\frac{-(z-H)^2}{2\sigma_z^2}\right) + a \exp\left(\frac{-(z+H)^2}{2\sigma_z^2}\right) \right]$$

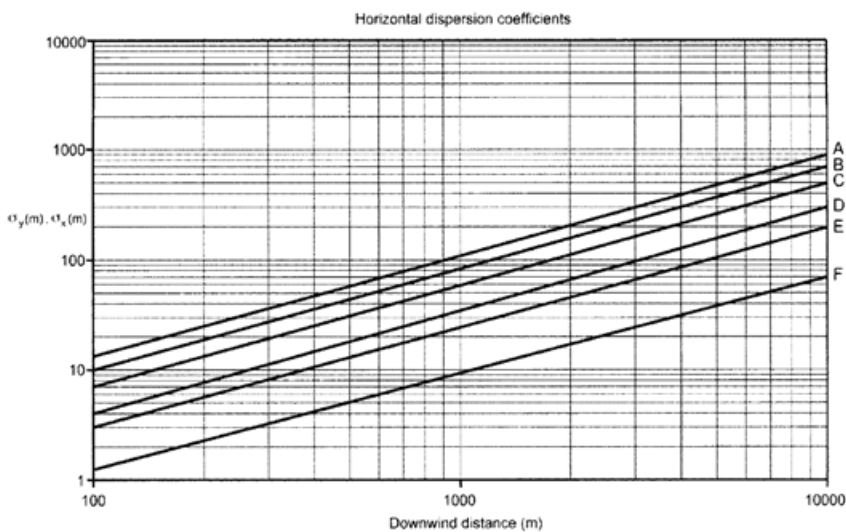
(۱۳-۶)

که m در اینجا جرم آلاینده‌ای است که به صورت آبی رهایش یافته است. مجدداً، مقدار محافظه کارانه $\alpha = 1$ را فرض قرار می‌دهیم.

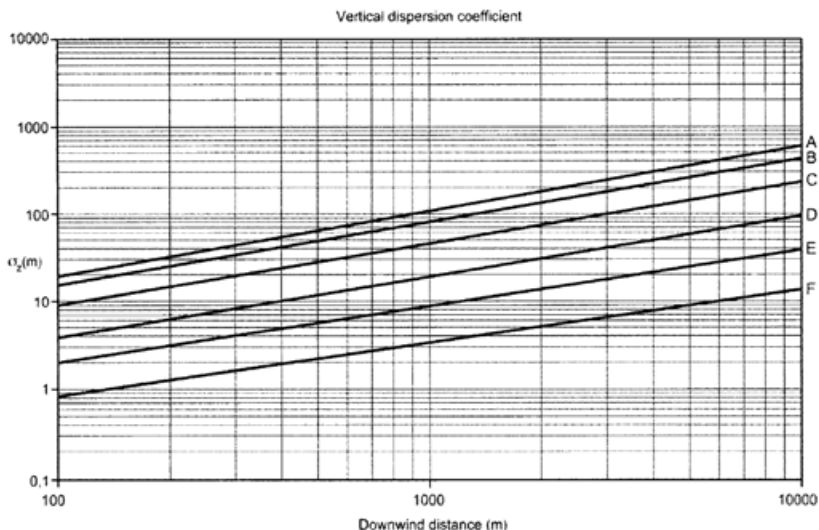
ضرایب انتشار $\sigma_x, \sigma_y, \sigma_z$ برای مورد رهایش آبی را می‌توان از اشکال ۶-۱۶ و ۶-۱۷ و یا با محاسبه عبارات نشان داده شده در جدول ۶-۹ بدست آورد [۱۰، ۱۱].

جدول ۶-۹- معادلاتی برای محاسبه ضرایب انتشار $\sigma_x, \sigma_y, \sigma_z$ برای رهایش آبی

Stability class	σ_x or σ_y (m)	σ_z (m)
A	$0.18x^{0.92}$	$0.60x^{0.75}$
B	$0.14x^{0.92}$	$0.53x^{0.73}$
C	$0.10x^{0.92}$	$0.34x^{0.71}$
D	$0.06x^{0.92}$	$0.15x^{0.7}$
E	$0.04x^{0.92}$	$0.10x^{0.65}$
F	$0.02x^{0.89}$	$0.05x^{0.61}$



شکل ۶-۱۶- ضریب پراکنش $\sigma_y (= \sigma_x)$ برای رهایش آبی



شکل ۶-۱۷- ضریب پراکنش σ_z برای رهایش آبی.

غلظت سطح زمین ($z = 0$) را می‌توان از رابطه زیر بدست آورد:

$$C_{(x,y,0,H,t)} = \frac{m}{\sqrt{2\pi^{3/2}\sigma_x\sigma_y\sigma_z}} \exp\left(-\frac{(x-ut)^2}{2\sigma_x^2} - \frac{y^2}{2\sigma_y^2}\right) \exp\left(\frac{-H^2}{2\sigma_z^2}\right) \quad (۱۴-۶)$$

و غلظت سطح زمین روی محور x ($y = 0$) را به صورت زیر فرض می‌کنیم:

$$C_{(x,0,0,H,t)} = \frac{m}{\sqrt{2\pi^{3/2}\sigma_x\sigma_y\sigma_z}} \exp\left(-\frac{(x-ut)^2}{2\sigma_x^2}\right) \exp\left(\frac{-H^2}{2\sigma_z^2}\right) \quad (۱۵-۶)$$

برای محاسبه حداکثر غلظتی که شخص در یک نقطه مفروض می‌تواند در معرض آن قرار بگیرد، معادله ۶-۱۳ را می‌توان به کار بست. از این معادله برای محاسبه غلظت در فاصله x در جهت باد، ($y = 0$)، منبعی در سطح زمین ($z = 0$) و در $t = xu^{-1}$ یعنی وقتی مرکز ابر به فرد می‌رسد استفاده می‌شود و داریم:

$$C_{(x,0,0,x/u)} = \frac{m}{\sqrt{2\pi^{3/2}\sigma_x\sigma_y\sigma_z}} \exp\left(\frac{-H^2}{2\sigma_z^2}\right) \quad (۱۶-۶)$$

زمانیکه در طی آن ابر از موقعیت مفروض عبور می‌کند را می‌توان با استفاده از عبارت زیر تخمین زد:

$$t_\lambda = \frac{2\sigma_x}{u} \sqrt{21n\left(\frac{c}{c_{lim}}\right)} \quad (۱۷-۶)$$

که C حداکثر غلظت محاسبه شده توسط معادله ۶-۱۶ و C_{lim} حد غلظتی است که تعریف کننده شروع و پایان ابر است (برای مثال یک درصد C).

مثال ۶-۴

بر اثر یک تصادف جاده‌ای، کلر از یک تانکر نشت کرده است. اگر چه نشت کاملاً متوقف شده است اما ۴ kg کلر آزاد شده است. رهایش را می‌توان به صورت آبی در نظر گرفت. در جاده چندین ماشین در فاصله ۲۰۰m در جهت باد توقف کرده‌اند.

زمان مورد نیاز برای رسیدن مرکز ابر به ماشین‌ها، حداکثر غلظتی که اشخاص درون ماشین در معرض آن هستند و زمانی که طی آن ابر (محدوده مربوط به ERPG-2) از آنها می‌گذرد را محاسبه کنید.

شرایط جوی: $u = 2ms^{-1}$ و $T = 20^{\circ}C$ شرایط ابری است.

راه حل

زمان مورد نیاز برای رسیدن ابرها به ماشین‌ها، مبتنی برفاصله از نقطه رهایش و سرعت باد است.

$$t = \frac{200}{2} = 100s$$

شرایط جوی نشان می‌دهد که کلاس پایداری را می‌بایست D در نظر گرفت (جدول ۶-۷).

مقادیر ضرایب انتشار را می‌توان از اشکال ۶-۱۶ و ۶-۱۷ و یا از عبارتهای جدول ۶-۹ بدست آورد.

$$\sigma_x = \sigma_y = 0.06 \times 200^{0.92} = 7.9m$$

$$\sigma_z = 0.15 \times 200^{0.7} = 6.1m$$

آنگاه، حداکثر غلظت در موقعیتی که ماشین‌ها هستند را می‌توان با استفاده از معادله ۶-۱۶ تخمین زد.

$$C_{(200,0,0,0,100)} = \frac{4}{\sqrt{2\pi}^{3/2} 7.9^2 6.1} = 1.33 \times 10^{-3} kgm^{-3} = 1330mgm^{-3} = 457 ppm$$

برای کلر، ERPG-2 = 3ppm. آنگاه مدت زمانی که ابر طی آن از روی ماشین‌ها می‌گذرد عبارتست از (رابطه ۵-۱۷):

$$t_{\lambda} = \frac{2 \times 7.9}{2} \sqrt{2.1n \left(\frac{457}{3} \right)} = 25s$$

۴-۳- رهائش‌های کوتاه مدت

انتشار درون اتمسفر را نه می‌توان آبی و نه مداوم دانست. برای مثال، رهائش از یک شیر اطمینان ممکن است تا عملیات اصلاحی صورت بگیرد و تخلیه اضطراری متوقف شود، ۱۰ تا ۱۵ دقیقه به طول بینجامد. معادلات خاص برای این حالت از معادله (۶-۱۳) [۱۲، ۱۳] با مد نظر قرار دادن رهائش مداوم کوتاه مدت بدست می‌آید. بعد از مقدار قابل توجهی دستکاری، عبارتهای زیر برای محاسبه حداکثر غلظت در یک فاصله معین از منبع بدست آمده‌اند:

$$c_{\max} = \frac{c_c}{2} \left[\operatorname{erf} \left(\frac{x}{\sqrt{2}\sigma_x} \right) - \operatorname{erf} \left(\frac{x - ut_r}{\sqrt{2}\sigma_x} \right) \right] \quad \text{for } x \leq \frac{ut_r}{2} \quad (18-6)$$

$$c_{\max} = c_c \left[\operatorname{erf} \left(\frac{ut_r}{2\sqrt{2}\sigma_x} \right) \right] \quad \text{for } x > \frac{ut_r}{2} \quad (19-6)$$

که c_c غلظت بدست آمده از معادله ۶-۸ برای انتشار مداوم است (ppm یا mgm^{-3})

X: فاصله در جهت باد تا گیرنده (m)

σ_x : ضریب انتشار (σ_y برای رهائش‌های کوتاه مدت) (m)

t_r : مدت زمان انتشار (s)

u: سرعت باد (ms^{-1})

erf: تابع خطاست (به ضمیمه مراجعه شود).

۵- مدل‌های انتشار برای گازهای سنگین‌تر از هوا

انتشار ماده آزاد شده در اتمسفر، به خصوص در لحظات اولیه می‌تواند به میزان زیادی تحت تأثیر چگالش باشد. بسیاری از مواد خطرناکی که در صورت وقوع نشستی امکان انتشار دارند به دلایل مختلف سنگین‌تر از هوا هستند [۲]. این دلایل عبارتند از:

- وزن مولکولی: اگر وزن مولکولی یک ماده بزرگ‌تر از هوا باشد، همانند کلر یا پروپان، گاز یا بخار سنگین‌تر از هوا خواهد بود. قانون گاز کامل نشان می‌دهد که دانسیته گاز یا بخار متناسب با وزن مولکولی خودش است. دانسیته نسبی با فرض وجود هوا با عبارت زیر داده می‌شود:

$$\rho_{rel} = \frac{M_w}{M_{w_{air}}} \quad (20-6)$$

- دما: اگر ماده آزاد شده یک گاز سرد باشد یا بر اثر تبخیر از استخر مایع سرد شده باشد، ممکن است باز هم سنگین‌تر از هوا باشد که یک نمونه آن رهائش LNG است.

- تشکیل یک ایروسول: اگر یک مایع فشرده شده دستخوش کاهش فشار شدید شود، فلش می‌شود و یک ترکیب از بخار و ایروسول رها خواهد شد که دارای متوسط دانسیته بیشتر از نوع بخار آن است. بعلاوه، تبخیر چنین قطراتی دارای یک اثر سرمایشی است و ابر را در دمای کمتر برای مدت طولانی‌تری قرار می‌دهد.
- واکنش شیمیایی: برخی مواد فعال می‌توانند دستخوش واکنش‌های شیمیایی شوند و وزن مولکولیشان طی انتشار به درون اتمسفر تغییر کند (هیدراسیون، پلیمریزاسیون و غیره).

معمول‌ترین گازهای سنگین عبارتند از کلر، فلورید هیدروژن، آمونیاک، پروپان و LNG.

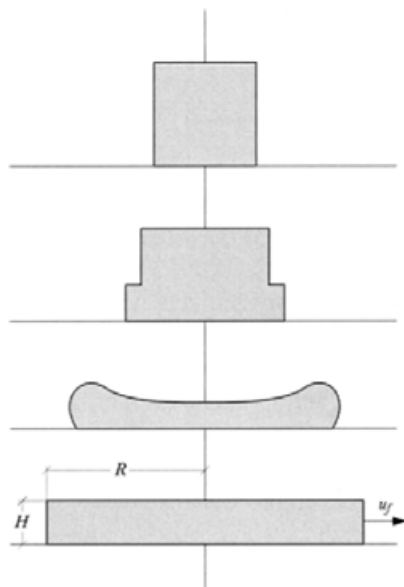
کلر هم در رهایش گازی و هم مایع، شبیه به یک گاز سنگین رفتار می‌کند. دمای معمول جوش آن 34°C است. لذا در رهایش کلر مایع شده، دانسیته آن بیشتر است. گاز کلر رهایش یافته سنگین‌تر از هوا است، چون وزن مولکولی آن ۷۱ است.

فلورید هیدروژن دارای وزن مولکولی ۲۰ و نقطه جوش نرمال 20°C است اما با این حال اغلب شبیه گاز سنگین رفتار می‌کند [۱۴]. این مسأله بر اساس این واقعیت است که این ماده تحت شرایط خاصی دستخوش یک واکنش اولیگومر شدن می‌شود که دارای فرمول $(HF)_n$ است. بنابر این، بخار اشباع شده HF دارای وزن مولکولی $78/2$ در نقطه جوش نرمال خودش است [۱۵]. علاوه بر این در هوای مرطوب معمولاً یک فاز مایع $HF - H_2O$ نیز تشکیل می‌شود و دانسیته ابر مبتنی بر رطوبت جوی است.

اگرچه عموماً مقدار دانسیته ابتدا بیشتر از دانسیته هواست و انتشار آن را کاهش می‌دهد. آمونیاک دارای وزن مولکولی ۱۷ و نقطه جوش نرمال 33°C است. رهایش آمونیاک مایع، تولید ابر گازی سنگین می‌کند. اگر هیچ گونه اسپری مایع وجود نداشته باشد، دانسیته ابر زمانیکه با هوا مخلوط می‌شود افزایش یافته و احتمال دارد به یک گاز خنثی تبدیل شود. عموماً اگر یک کسری از اسپری مایع داشته باشیم، ابر سنگین خواهد شد. پروپان دارای وزن مولکولی ۴۴ و نقطه جوش نرمال 42°C است، به طوریکه رهایش آن، خواه گاز پروپان باشد یا پروپان مایع، همیشه سنگین است. LNG تولید یک رهایش سنگین می‌کند که نه به خاطر وزن مولکولی آن (تقریباً ۱۶ است) بلکه به خاطر اثرات دمایی آن است (نقطه جوش آن 161°C است).

اگر ماده آزاد شده سنگین‌تر از هوا باشد، ابتدا به سطح زمین می‌آید و سپس سریعاً پخش می‌شود. مراحل فرآیند انتشار در مورد یک رهایش آنی کاملاً مشخص است (شکل ۶-۱۸).

- مرحله شناوری: پوف اولیه، که معمولاً استوانه‌ای فرض می‌شود، به وسیله گرانش به سمت پائین کشیده شده و به سرعت پراکنده می‌شود تا ارتفاع آن کاهش یابد. این فرآیند چند ثانیه طول می‌کشد و نسبتاً پیچیده است که ناشی از تأثیر گرانش، باد، انتقال گرما از محیط و مخلوط شدن آن با هواست.
- انتشار پایدار و لایه‌ای: ابر به وسیله باد پراکنده می‌شود. به دلیل دانسیته بالا، یک جریان لایه‌ای روی زمین وجود دارد که ورود هوا و رقیق شدن ابر را کاهش می‌دهد.
- انتشار خنثی: ابر به دانسیته‌ای مشابه با هوای محیط می‌رسد و مدل‌های گاوسی را می‌توان به کار برد. این عموماً پذیرفته شده است که انتقال از مدل‌های گازی سنگین به مدل‌های گاوسی را می‌توان در $\rho_{\text{Cloud}} - \rho_{\text{air}} < 0.1 \text{ Kgm}^{-3}$ انجام داد.



شکل ۶-۱۸- تحول اولیه ابر ماده‌های سنگین‌تر از هوا

مدلسازی ریاضی انتشار گازهای سنگین خیلی پیچیده‌تر از انواع سبک‌تر از هوا یا گازهای خنثی است و تعدادی از مؤلفان دستورالعمل‌هایی برای حل این نوع مسائل پیشنهاد داده‌اند. مدل‌های موجود را می‌توان به گروه‌های زیر تقسیم بندی کرد:

- مدل‌های مرسوم اصلاح شده: که شبیه به مدل‌های گوی فوردها پاسکال استفاده گردیده و شامل تنظیم تجربی چند ضریب و پارامتر است. پیش بینی این مدل‌ها رضایت بخش نیستند.
- مدل‌های جعبه‌ای که در آن انتشار با فرض قرار دادن یک منبع با یک هندسه اولیه ساده مشابه سازی شده است (برای مثال یک استوانه). تغییرات ابر با حل مجموعه معادلاتی که تشریح کننده اثر گرانش روی ارتفاع و قطر، ورودی هوا به درون ابر، اندازه حرکت، توازن گرمایی و جرمی و... هستند محاسبه می‌شود. این معادلات به صورت تابعی از زمان بوسیله فرآیندهای عددی جمع آوری شده است. این مدل‌ها نیازمند جمع آوری اطلاعات زیادی در مورد پدیده‌ای است که به دست آوردن آنها مشکل است و معمولاً به زمینی مسطح بدون هیچ گونه شیب یا ساختمانی محدود می‌شود.
- مدل‌های بر حسب تئوری k ، مبتنی بر حل یک مجموعه معادلات است که توصیف کننده بقای جرم، اندازه حرکت، انرژی و غیره برای یک شرایط مرزی معین می‌باشند. زمین‌های غیر مسطح و موانع را نیز می‌توان به حساب آورد. حل عددی نسبتاً پیچیده است، چرا که مجموعه‌ای از معادلات دیفرانسیل جزئی در ناحیه گذرا می‌بایست حل شوند و سیستم باید به صورت مناسبی مجزا شود.

۵-۱- مدل مک کوئید و بریتر^{۱۲}

عموماً حل یک مسأله انتشار گاز سنگین، دشوار و پیچیده است و اغلب از کدهای کامپیوتری استفاده می‌شود. با این وجود، یک مدل نسبتاً ساده به وسیله مک کوئید و بریتر پیشنهاد شده است [۴ و ۱۵] که در اینجا به صورت خلاصه به آن اشاره می‌شود.

مدل از مجموعه‌ای از روابط تجربی بر پایه آنالیز ابعادی و اطلاعات آزمایشگاهی تشکیل شده است. این اطلاعات آزمایشگاهی از تست‌های میدانی و تست‌های تونل باد به دست می‌آیند. در این روش غلظت درون ابر، تابعی از گروه‌های بدون بعد است. پایداری هوا به حساب نیامده است چرا که تأثیر آن ناچیز است. زبری زمین نیز محسوب نشده است. رهایش‌های آبی و پیوسته روی سطح زمین برای یک زمین مسطح فرض شده‌اند.

برای تعیین این که چه زمانی آثار شناوری مؤثرند و چه زمانی باید از مدل گاز سنگین استفاده کرد معیارهای زیر پیشنهاد شده‌اند:

برای رهایش‌های پیوسته

$$\left(\frac{g_o v_o}{u^3 D}\right)^{1/3} \geq 0.15 \quad (21-6)$$

برای رهایش‌های ناگهانی

$$\left(\frac{g_o v_o}{u.D}\right)^{1/2} \geq 0.20 \quad (22-6)$$

که u سرعت متوسط باد در ارتفاع ۱۰ متری و g_o شتاب ثقل اولیه است که روی شناوری منفی اولیه ابر اثر می‌گذارد.

$$g_o = \frac{g(\rho - \rho_a)}{\rho_a} \quad (23-6)$$

(ρ ، چگالی گاز رها شده است)، u_w سرعت باد در $z=10m$ و D بعد مشخصه سطح است.

برای رهایش پیوسته:

$$D = \left(\frac{v_o}{u}\right)^{1/2} \quad (24-6)$$

و برای رهایش ناگهانی:

¹² Britter and McQuaid model

$$D = V_o^{1/3} \quad (۲۵-۶)$$

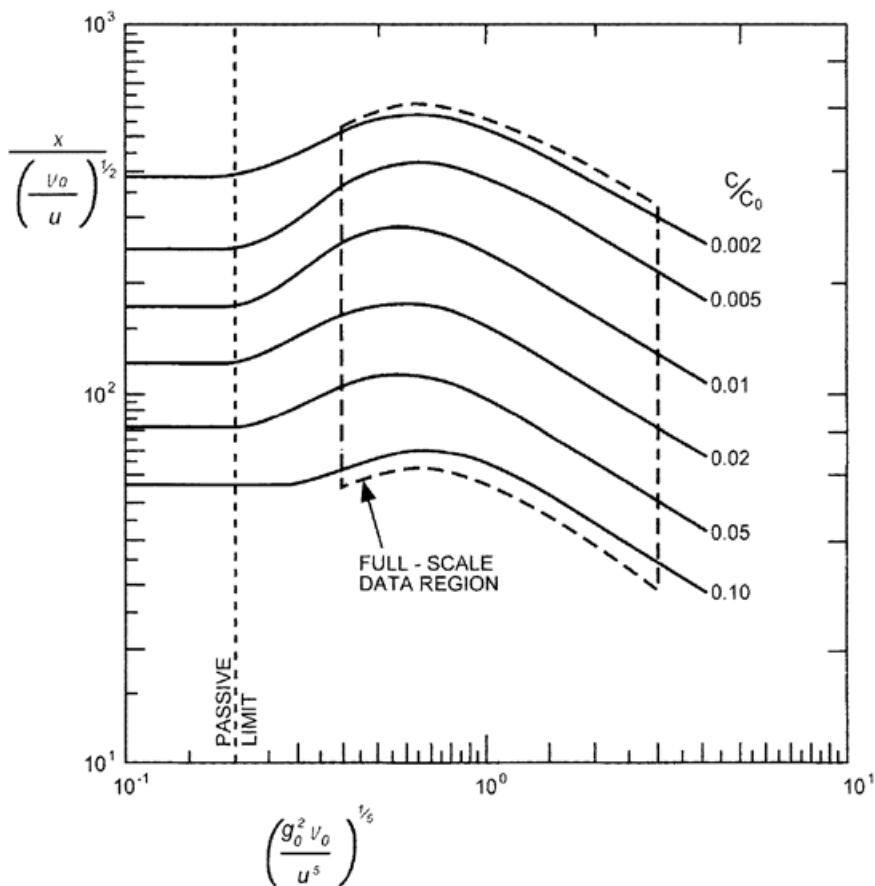
نویسندگان معیار اشاره شده در روابط (۳-۶) و (۴-۶) را جهت تشخیص آنی یا پیوسته بودن رهايش پیشنهاد می‌کنند.

۵-۱-۱- رهايش پیوسته

با استفاده از چندین تقریب جهت ساده سازی مسأله، رابطه زیر به دست می‌آید:

$$\frac{x}{(v_o/u)^{1/2}} = f\left(\frac{g_o^2 v_o}{u^5}\right)^{1/5} \quad (۲۶-۶)$$

که X فاصله‌ای است (در جهت باد) که در آن غلظت متوسط محور پلوم برابر C است. با استفاده از اطلاعات تجربی، نویسندگان نمودار شکل ۶-۱۹ را به دست آوردند که نشان دهنده رابطه ۶-۲۶ است. در این شکل ناحیه محصور شده با خط چین، ناحیه‌ای را مشخص می‌کند که در آن مدل با داده‌های آزمایشگاهی تطابق کامل دارد. خط چین عمودی سمت چپ مرز انتشار غیر فعال (مدل گاوسی) را نشان می‌دهد که در $(g_o^2 V_o u_w^{-5})^{1/5} = 0.2$ قرار دارد. مقادیر غلظت به دست آمده از این نمودار در یک بازه حدوداً ۱۰ دقیقه‌ای متوسط‌گیری شده‌اند. در زمان‌های کوتاه به دلیل نوسانات احتمالی به غلظت‌های بالاتری نیز ممکن است دست یابیم. براساس نظر بریتر و مک کوید غلظت‌ها در بازه زمانی کمتر می‌توانند تا ۱/۶ برابر C باشند.



شکل ۶-۱۹- رابطه بریتر- مک کوید برای رهایشی پیوسته گاز سنگین [۴]

ناحیه محدوده به غلظت مفروض (متوسط زمانی) را می‌توان از عبارات زیر تخمین زد (شکل ۶-۲۰).

$$L_u = 0.5.D + 2.l_b \quad (۲۷-۶)$$

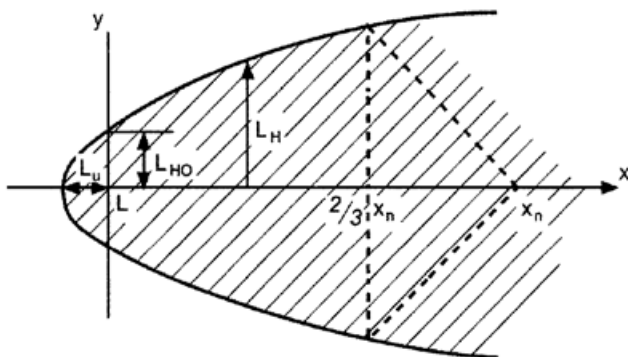
$$L_h = L_{ho} + 2.5.l_b^{1/3}.x^{2/3} \quad (۲۸-۶)$$

$$L_{ho} = D + 8.l_b \quad (۲۹-۶)$$

که $l_b = \nu_0 g_0 u^{-3}$ اگر چه این یک تخمین محافظه کارانه از مساحت است. با اتصال مرزهای ابر در $\frac{2x_n}{3}$ به x_n فاصله در جهت باد تا غلظت مربوطه) به یک تخمین واقع گرایانه‌تر و منطبق بر مشاهدات تجربی می‌رسیم.

نهایتاً ارتفاع پلوم برای یک غلظت مفروض را می‌توان از بقای جرم محاسبه کرد:

$$L_v = \frac{v_o}{uL_h} \quad (۳۰-۶)$$



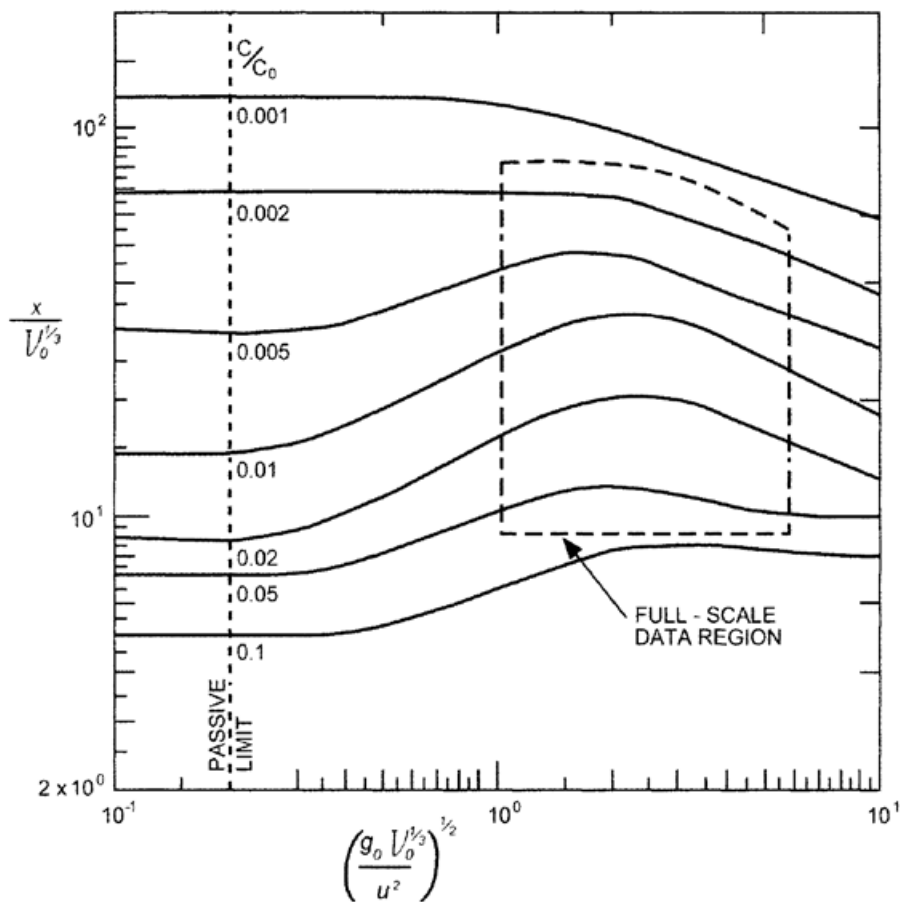
شکل ۶-۲۰- محدودده محصور به یک غلظت معین [۴]

۵-۱-۲- رهایش آنی

رابطه زیر از آنالیز ابعادی حاصل می‌شود:

$$\frac{x}{V_o^{1/3}} = f\left(\frac{g_o v_o^{1/3}}{u^2}\right)^{1/2} \quad (۳۱-۶)$$

شکل ۶-۲۱، نمایشی از رابطه ۳۱-۶ است. خطوط منحنی‌ها نمایانگر مقدار $\frac{c}{c_0}$ اند که c بیشترین غلظت امتداد مرکز ابر در جهت باد است.



شکل ۶-۲۱- رابطه بریتر-مک کوید برای رهایش ناگهانی گاز سنگین [۴].

جهت تخمین زمان رسیدن ابر (برای کانتور غلظت مفروض) به نقطه‌ای در فاصله x از منبع، سرعت افقی برابر $0.4u$ فرض می‌شود (از اطلاعات جامع آزمایشگاهی). شعاع ابر در آن نقطه عبارت است از:

$$R = \left(R_0^2 + 1.2(g_0 V_0)^{1/2} t \right)^{1/2} \quad (۳۲-۶)$$

و زمان رسیدن از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$x = 0.4ut + \left(R_0^2 + 1.2(g_0 V_0)^{1/2} t \right)^{1/2} \quad (۳۳-۶)$$

نهایتاً، زمان خروج ابر را می‌توان از عبارت زیر محاسبه کرد:

$$x = 0.4ut_d - \left(R_0^2 + 1.2(g_0 V_0)^{1/2} t_d \right)^{1/2} \quad (۳۴-۶)$$

۵-۱-۳- رهایش در زمان محدود

همانطور که در بخش ۳-۱ ذکر شد در ناحیه فی مابین رهایش آنی و پیوسته، غلظت باید برای هر دو حالت محاسبه شود و مینیمم به دست آمده به عنوان حد بالایی غلظت در نظر گرفته شود.

رهایش‌های غیر هم دما

انتقال حرارت از محیط به سیال خنک رها شده، شناوری منفی و گسترش افقی را کاهش می‌دهد. برای رهایش‌های غیر هم دما، مقدار غلظت در پلوم باید اصلاح شود [۴] تا در معادله بریتر-مک کوئید به کار رود. حجم اولیه در رهایش غیر ایزوترمال V_0 است و پس از اختلاط با هوایی به حجم V_a ، غلظت برابر است با $\frac{V_0}{V_0 + V_a}$. هر چند حجم اولیه مربوطه در رابطه ایزوترمال باید برابر $V_0(T_a/T_0)$ باشد. بنابراین غلظت مؤثری که باید در محاسبات استفاده شود عبارت است از:

$$c = \frac{c^*}{c^* + (1 - c^*) \left(\frac{T_a}{T_0} \right)} \quad (۳۵-۶)$$

مثال ۵-۶

آزمایشات جامعی روی رهایش‌های پروپان مایع صورت گرفته است [۱۴]. اطلاعات زیر مربوط به یکی از این آزمایش‌ها می‌باشد:

- دبی ریزش مایع: $0.065 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$
- مدت زمان: 270s
- سرعت باد: 5.2m
- چگالی پروپان مایع شده: 553 kgm^{-3}
- چگالی گاز پروپان در نقطه جوش (-42°C): 2.32 kgm^{-3}
- دمای هوای محیط: 20°C
- چگالی هوای محیط: 1.21 kgm^{-3}

حداکثر فاصله در جهت باد که در آن به حد پایین اشتعال پذیری می‌رسیم را محاسبه کنید (حجمی $\text{LFL} = 2.1\%$).

راه حل

دبی رهایش:

$$v_o = \frac{0.065 \text{ m}^3 \text{ S}^{-1} \times 553 \text{ kgm}^{-3}}{2.32 \text{ kgm}^{-3}} = 15.5 \text{ m}^3 \text{ S}^{-1}$$

شناوری رهایش اولیه:

$$g_o = 9.81ms^{-2} \left(\frac{2.32kgm^{-3} - 1.21kgm^{-3}}{1.21kgm^{-3}} \right) = 9ms^{-2}$$

بعد مشخصه منبع (رابطه ۶-۲۴):

$$D = \left(\frac{15.5m^3s^{-1}}{5.2ms^{-1}} \right)^{1/2} = 1.73m$$

از رابطه ۶-۲۱ استفاده می‌کنیم تا مشخص شود آیا رفتاری مشابه رفتار گاز سنگین رخ خواهد داد یا خیر:

$$\left(\frac{9ms^{-2} \times 15.5m^3s^{-1}}{(5.2ms^{-1})^3 \times 1.73m} \right)^{1/3} = 0.83 > 0.15 \Rightarrow \text{dense gas.}$$

اکنون رابطه (۶-۳) فاصله‌ای از منبع را مشخص می‌کند که تا آن فاصله رهایش ممکن است پیوسته در نظر گرفته شود:

$$\frac{5.2ms^{-1} \cdot 270s}{x} \geq 2.5$$

بنابراین، رهایش تا $x < 562m$ را می‌توان پیوسته در نظر گرفت.

غلظت پروپان در ابر باید برای شرایط غیر هم دما تصحیح شود (رابطه ۶-۳۵):

$$c = \frac{0.021}{0.021 + (1 - 0.021) \left(\frac{293}{231} \right)} = 0.017 m^3/m^3$$

اکنون گروه بدون بعد مربوط به شکل ۶-۱۹ را محاسبه می‌کنیم:

$$\left(\frac{9^2 \times 15 \cdot 5}{5.2^5} \right)^{1/5} = 0.8$$

$$\frac{x}{(15.5/5.2)^{1/2}} = \frac{x}{1.73}$$

$$c_o = 1.0, \quad C/C_o = 0.017$$

بنابراین از شکل ۶-۱۹ داریم:

$$\frac{x}{1/73} = 197 \Rightarrow x = 340m$$

۶ - محاسبه مختصات منحنی غلظت

پیش بینی طرح پلوم (برای یک غلظت خاص) حاصل از رهائش یک ماده سبک تر یا سنگین تر از هوا در پیش بینی رفتار پلوم بسیار مفید است. بدین منظور مجموعه‌ای از روابط تحلیلی ارائه شده اند [۱۶]. روند کلی بر پایه روابط Ooms می‌باشد.

۶-۱ - مدل انتگرال پلوم Ooms

بنابر تحقیقات [۱۷ و ۱۸]، اگر هندسه استوانه‌ای و حالت گاوسی فرض شوند، پروفایل‌های پارامترهای مختلفی (سرعت، چگالی و غلظت) که پلوم را روی سطح عمود بر محورش در یک نقطه خاص تعریف می‌کنند به کمک عبارات زیر قابل محاسبه‌اند:

$$u_s(r, \theta) = u \cos \theta + u_s^* \exp\left[-\frac{r^2}{b^2}\right] \quad (۳۶-۶)$$

$$\rho_s(r, \theta) = \rho_a + \rho_s^* \exp\left[-\frac{r^2}{\lambda^2 b^2}\right] \quad (۳۷-۶)$$

$$C_s(r, \theta) = C_s^* \exp\left[-\frac{r^2}{\lambda^2 b^2}\right] \quad (۳۸-۶)$$

۶-۲ - تعیین مختصات منحنی غلظت

یک نقطه واقع بر محور پلوم در فاصله s (اندازه گیری شده روی محور) از مبدا پلوم با مختصات (X, Z) (شکل ۶-۲۲) مشخص می‌شود. پس از مجموعه‌ای از ملاحظات مهندسی [۱۷]، نقاط (X_t, Z_t) و (X_b, Z_b) واقع در فاصله r روی خط عمود بر محور پلوم در نقطه (X, Z) را می‌توان تعیین کرد.

سطح هم غلظت بالایی

مقدار Z_t از عبارات زیر قابل محاسبه است:

$$z_t = z + \sqrt{\frac{\lambda^2 b^2(x, z)}{1 + tg^2 \theta} \ln \frac{c^*(x, z)}{c_{loc}}} \quad (۳۹-۶)$$

و پس از آن مقدار X_t را می‌توان از رابطه زیر محاسبه کرد:

$$\frac{z_t - z}{x_t - x} = -\cot g \theta \quad (۴۰-۶)$$

مثال ۶-۶

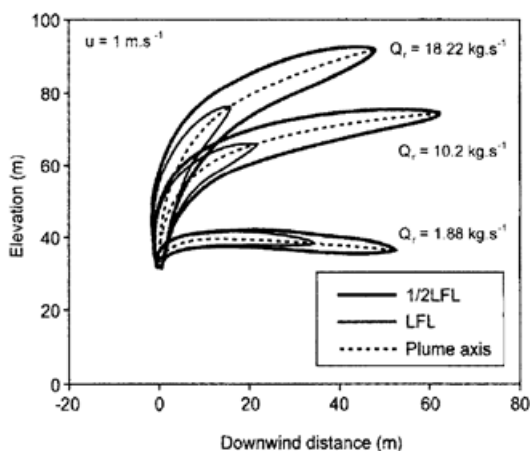
مورد تحت بررسی، رهایش از یک تانک ذخیره تحت فشار است. دو سرعت باد مختلف و سه نرخ رهایش در نظر گرفته می‌شود. اطلاعات مربوط به شرایط انتشار و موقعیت جوی به صورت زیر گردآوری شده است.

مشخصات تخلیه پروپیلین

Parameters	Values used
Meteorological conditions	
Wind velocity (ms^{-1}) at $z = 10$ m	1; 5
Surface roughness (m)	0.01
Stability class	E
Ambient temperature (K)	293
Atmospheric pressure (atm)	1
Relative humidity (%)	60
Emission conditions	
Molecular weight	42
LFL (%)	2
Temperature (K)	323
Specific heat ($\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)	1620
Release rate (kg s^{-1})	1.88; 10.2; 18.22
Release height (m)	30
Release diameter (m)	0.25

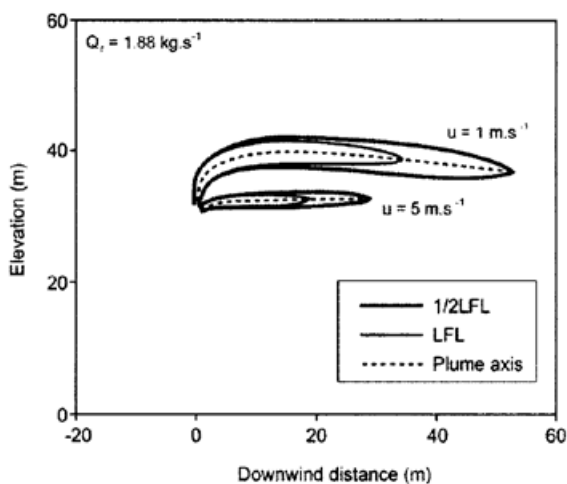
راه حل

نتایج به دست آمده در شکل‌های ۶-۲۳ و ۶-۲۴ ترسیم شده‌اند. نمودار ۶-۲۳ شکل پلوم را به صورت تابعی از دبی جرمی تخلیه نشان می‌دهد. دو سطح هم غلظت محاسبه شدند که به حد پایین اشتعال پذیری (LFL) و نصف این مقدار (0.5LFL) مربوط می‌شوند. می‌توان مشاهده کرد چگونه با کاهش نرخ رهایش، تأثیر ممنوم کاهش می‌یابد و پلوم بیشتر در جهت باد شیب پیدا می‌کند. این به ما اجازه می‌دهد تا افزایش خطر ناشی از نزدیکی تجهیزات دیگر را مطالعه کنیم.



شکل ۶-۲۳- انتشار رهایش پروپیلین برای سه دبی جرمی مختلف

شکل ۶-۲۴ تأثیر سرعت باد روی نرخ رهایش مفروض را نشان می‌دهد. سرعت پایین باد باعث می‌شود سطح هم غلظت مربوط به LFL فواصل افقی بیشتری را طی کند و کشیده‌تر شود در حالیکه سرعت‌های بالاتر باد ابر پروپیلین را سریع‌تر پراکنده می‌کند.



شکل ۶-۲۴- انتشار رهایش پروپیلین برای دو سرعت باد مختلف

مجدداً، این نتایج، جهت پیش بینی شرایط آب و هوایی که در آن یک تخلیه کنترل شده و بدون ریسک وقوع آتش ناگهانی انجام می‌شود مفید هستند.

۷- انتشار غبار

یک رهایش ممکن است حاوی ذرات گرد و غبار یا ابروسل در گاز یا بخار باشد. وقتی این ذرات در هوا منتشر شدند به صورت پلوم یا پوف حرکت می‌کنند. اگر ذرات سنگین باشند، یعنی اگر بزرگ باشند یا چگالی بالایی داشته باشند، نسبتاً سریع نشست می‌کنند و انتشار اتمسفریک محدود می‌شود. هر چند اگر ذرات کوچک و سبک باشند، آشفته‌گی هوا مانع از نشست می‌شود و پلوم مشابه پلوم گازی پراکنده می‌شود. مثال‌های متعددی از ذرات ابروسل و غبار موجود در هوا وجود دارد. از میان آنها می‌توان به موارد متعدد انتشار اتمسفریک غبار سبوس (آلرژنی زا) یا انتقال عوامل بیماری‌زا در هوا اشاره کرد.

انباشت ریز ذرات از ابر گاز موضوع مهمی است که توسط Clancey [۲۰] مورد مطالعه قرار گرفته است. سرعت حد ذرات کروی (جریان ویسکوز) را می‌توان از موازنه نیرو با استفاده از قانون استوکس محاسبه کرد:

$$u_t = \frac{d_p^2 g (\rho_p - \rho_a)}{18\mu} \quad (۴۳-۶)$$

این عبارت برای $Re < 1$ معتبر است. این رابطه در حقیقت برای ذرات کروی است و برای ذرات غیر کروی حتماً باید از یک ضریب تصحیح استفاده شود. اما در کاربردهای ما خطای حاصله قابل چشم پوشی است.

برای ذرات با قطر کمتر از $20\mu m$ یا با سرعت حد کمتر از 1cm s^{-1} ، آثار آشفته‌گی اتمسفریک در مقایسه با آشفته‌گی حاصل از گرانش همچنان قابل توجه‌تر است [۲۰]. اگر چه دیگر نویسندگان [۲] این شرایط را برای ذرات با قطری کمتر از $10\mu m$ محدود می‌کنند. بنابراین از تأثیر نشست خشک روی غلظت در پلوم در مقایسه با تأثیر روی انتشار در هوا می‌توان صرف نظر کرد.

در کنار نشست خشک، ذرات موجود در هوا ممکن است از هوا به صورت نشست مرطوب جدا شوند (به صورت قطرات بارش). اگر چه ثابت شده است [۲۱] که تنها برای ذرات کوچکتر از ابعاد میکرون (که می‌توانند توسط آشفته‌گی به لایه‌های شکل دهنده قطرات وارد شوند) نشست مرطوب بیشتر از نشست خشک است.

۸- انتشار عوامل بیماری‌زا در هوا

مقالات کمی در ارتباط با انتشار عوامل بیماری‌زا در هوا منتشر شده است. اگر چه پیامدهای احتمالی این پدیده‌ها نشان می‌دهند که آنها ممکن است از نظر اجتماعی و اقتصادی بسیار مهم باشند.

ابراهیم ویروس‌ها و در بعضی موارد ابرهای باکتری‌ها در نتیجه رویدادهای مختلف مانند رهایش از یک کارخانه صنعتی ممکن است تشکیل شوند. مثالی از این مورد شیوع بیماری (FMD) در دانمارک (۱۹۶۶) بود. این حادثه به دلیل نقص در سیستم فیلتر هوای یک کارخانه تولید واکسن بود. در سال ۱۹۷۹ در انستیتوی تحقیقاتی و نظامی در روسیه (Sverdlovsk) منجر به انتشار ابروسل (antrax) (باکتری بسیار خطرناک و عامل احتمالی در جنگ‌های میکروبی) شد و بر اثر این حادثه ۷۰-۸۰ نفر جان باختند (مثال ۶-۹ در انتهای فصل ملاحظه شود). اگر چه انتشار یک ویروس ممکن است خیلی ساده‌تر توسط افراد یا حیوانات صورت بگیرد. واضح است این مسأله در مزارع شایع است و پیامدهای شدیدی برای مزارع مجاور به دنبال دارد. تحقیق روی تعدادی از حوادث رخ داده در کشورهای مختلف نشان داده است که انتقال ویروس‌ها در هوا مکانسمی است که برخی بیماری‌ها از این طریق منتشر و

فراگیر می‌شوند. نه تنها برای خانه‌های نزدیک به هم، بلکه تا فواصل دور روی دریا و حتی بین دو کشور نیز این مکانیسم انتقالی امکان وقوع دارد.

دو تفاوت عمده بین انتشار ویروس و گاز در هوا وجود دارد. اول اینکه در مورد ویروس در یک شرایط جوی مطلوب، حتی در فواصل خیلی دور نیز دوز برای آلوده کردن حیوان یا انسان کافی است. از طرف دیگر ویروس‌ها با توجه به شرایط محیطی در طول زمان خاصیت بیماری‌زایی خود را از دست می‌دهند. به بیان کلی دو سناریوی مختلف ممکن است در نظر گرفته شود: حالت اول انتقال هوایی ویروس تا فواصل ۱۰ کیلومتری که نسبتاً متداول است و حالت دوم جا به جایی - بعضی اوقات از روی دریا - تا فواصل بسیار بیشتری (تا 10km) که کمتر روی می‌دهد. حالت اول در اینجا بررسی می‌شود.

۸-۱- منبع انتشار

با در نظر گرفتن منبع انتشار به عنوان انسان یا حیوان، ویروس می‌تواند در بازه زمانی چند روز تخلیه شود. در نتیجه انتشار می‌تواند با دبی معینی از هوا با توجه به نرخ تنفس موجود آلوده شده که حاوی غلظت معینی از ویروس است جایگزین شود. دمای اولیه این هوا برابر دمای بدن انسان (38°C) است که به سرعت تا دمای محیط خنک می‌شود. دوره انتشار معمولاً چند روز است که خیلی بیشتر از رهایش در موارد حوادث صنعتی است. در مورد رهایش از یک کارخانه صنعتی، یک جرم مفروض از هوای منتشر شده و یک غلظت مفروض از عامل بیماری‌زا را می‌بایست با توجه به نوع حادثه، نرخ جریان گاز در طی یک زمان معین و یا حتی در انتشار آبی مورد توجه قرار داد.

۸-۲- انتشار عامل‌های بیماری‌زا در هوا

عامل‌های بیماری‌زا در هوا به صورت ابروسل که توزیع دانه بندی آنها به منبع بستگی دارد، منتقل می‌شوند. برای دفع از انسان یا حیوان، وضعیت تقریباً به صورت زیر است: ۶۰٪ ذرات با قطر تقریباً $6\ \mu\text{m}$ ، ۲۵٪ در دامنه ۳ تا $6\ \mu\text{m}$ و ۱۵٪ با قطر کمتر از $3\ \mu\text{m}$. در آخرین دامنه اندازه، انتشار از گاز غیر قابل تشخیص است، اما ته نشینی نهایی این ذرات روی زمین می‌بایست مد نظر قرار بگیرد.

این ممکن است پذیرفته شده باشد که یک ویروس در هوا توسط ذراتی انتقال داده می‌شود که متوسط قطر آنها تقریباً $6\ \mu\text{m}$ است. برای این قطر، معادله (۶-۴۳) سرعت حد را برابر $1001\ \text{ms}^{-1}$ می‌دهد که متناظر با عدد رینولدز تقریبی 3.5×10^{-4} است. بنابراین، با به حساب آوردن مقدار کم سرعت حد، این فرضیه ممکن است مورد توجه قرار بگیرد که به دلیل اثر اغتشاش جو، نشست یا انتقال ویروس به زمین ناچیز است.

علاوه بر این همانطور که در بخش ۶ بیان شده است، برای ذرات به قطر $6\ \mu\text{m}$ رسوب کردن مرطوب، ناچیز است، بالاخص برای فواصل بالای ۱۰ km از منبع. اگر چه چندین مؤلف تأکید دارند که رابطه مهمی بین باران و گسترش بیماری وجود دارد، به نظر می‌رسد مسأله بر اساس این واقعیت است که در طی بارندگی، شرایط خیلی مطلوبی برای انتشار ویروس‌ها در هوا وجود دارد: رطوبت نسبی خیلی بالاست (و بنابراین فعالیت ویروس و پتانسیل آلودگی، بالا می‌رود). لایه‌های پائینی اتمسفر نسبتاً پایدار است و سرعت باد برای انتقال ذرات ویروسی کافی است. البته همه این شرایط تنها مرتبط با ذرات $6\ \mu\text{m}$ است. ذرات ویروسی احاطه شده توسط مخاط یا متصل شده به گرد و غبار ممکن است زمانیکه هوا آرام است انباشته شوند و یا به وسیله باران شسته شوند.

رطوبت جو یک پارامتر مهمی است، و دارای اثر مهمی روی بقای ویروس بعد از انتشار دارد. برای اینکه یک ویروس فعال باقی بماند، رطوبت نسبی می‌بایست بیشتر از ۶۰٪ باشد. تحت این شرایط، یک ویروس ممکن است برای ساعت‌ها فعال باقی بماند، اما در رطوبت‌های پایین‌تر به سرعت غیر فعال می‌شود. بنابراین آب و هوای خشک، باعث ایجاد محدودیت قابل توجهی برای پخش بیماری‌های واگیر دار می‌شود. علاوه بر این، در روزهای آفتابی، در اثر نور فرابنفش ویروس‌ها کشته می‌شوند.

همانند گاز، انتشار یک عامل ویروسی در جهت باد ایجاد یک پلوم با پراکنش عمودی یا افقی می‌کند. شکل و غلظت پلوم تابعی از سرعت باد و شرایط جوی و بالاخص پایداری جوی خواهد بود.

با احتساب غلظت معمولاً کم ویروس در هوای انتشار یافته از منبع (جرم بر واحد حجم) می‌توان بدون وارد کردن خطای قابل توجهی پذیرفت که انتشار به شکل انتشار یک گاز خنثی است (با دانسیته‌ای مشابه با هوا). بنابراین، ممکن است فرض شود که پلوم پیرو توزیع گاوسی و معادلات کاربردی در بخش‌های قبلی باشد. سرانجام، اصطلاح زوال نیز جهت در نظر گرفتن کشته شدن نور فرابنفش می‌باید اضافه گردد.

۸-۳- همه گیری: انتشار ویروس‌ها در هوا

یک جنبه مهم انتقال عامل‌های بیماری‌زا، انتشار ویروس‌ها در هواست که می‌تواند در انتقال بیماری‌های واگیر دار معینی بین مزارع مهم باشد. احتمال انتقال یک بیماری از طریق هوا به مقدار کل ویروس استنشام شده به وسیله هر حیوان در مزرعه هدف و به حداقل دوز مورد نیاز جهت ایجاد بیماری مرتبط است. مقدار ویروس بستگی دارد به مقدار ویروس آزاد شده از منبع، میزان بقای آن در جو و مقدار استنشام شده در دوره‌ای که طی آن مزرعه درون پلوم است. مقدار کلی ویروس استنشام شده به وسیله یک گیرنده حیوانی در واحدهای $TCID_{50}$ می‌تواند از عبارت زیر بدست آید.

$$Dose = c.V_{resp}.t_{exp} \quad (۴۴-۶)$$

که c غلظت ویروس در ID_{50} بر متر مکعب (ID_{50} به عنوان دوزی که ۵۰٪ از حیوانات مورد آزمایش را آلوده می‌کند)، V_{resp} نرخ تنفسی هر حیوان با واحد $m^3 \min^{-1}$ و t_{exp} دوره در معرض قرار گرفتن به دقیقه است.

در مورد بیماری‌های واگیر دار، دوره‌ای که طی آن منبع در حال انتشار است خیلی طولانی‌تر از حالت رهایش گاز سمی است. اگر چه جهت باد در طول روز تمایل به تغییر دارد چنانچه جهت غالب حفظ شود، پلوم ممکن است یک منطقه را برای ساعت‌ها بپوشاند و اجازه دهد تا غلظت‌های داخل ساختمان‌ها به سطوحی برسند که خیلی به غلظت‌های خارج از ساختمان نزدیک باشد.

مثال ۶-۷

بین ۶ ژوئن و ۶ فوریه ۱۹۶۷ شیوع بیماری (FMD) در ۲۹ مزرعه در Hampshire تأیید شد [۲۱]: برای مبارزه با بیماری ۲۷۷۴ گاو، ۴۱۴ گوسفند، ۴۷۰۸ خوک و ۶ بزغاله توسط مسؤولین کشته شد. بیماری ابتدا از محل کشتارگاه، جایی که خوک‌ها گوشت آلوده می‌خوردند منتشر شد. در یک آنالیز از این مورد که بوسیله *forman* ، *sellers* انجام شد چهار مزرعه انتخاب شدند (شماره‌های ۲ و ۱۱ و ۱۲) که در آنها انتقال ویروس از راه هوا احتمالاً تنها مکانیزم آلودگی است. با در نظر گرفتن تاریخ شناسایی بیماری، دوره رشد نهفته و جهت باد آنها قادر به انتخاب

روزهایی بودند که طی آنها انتقال ویروس می‌توانسته رخ داده باشد. با مورد توجه قراردادن شرایط جوی و منبع، مقادیر زیر برای دو حالت مرجع بدست آمدند:

الف) کلاس پایداری جوی D	پوشش ابری ۷۰٪
سرعت باد $5ms^{-1}$	دمای هوا $4^{\circ}C$
رطوبت نسبی ۷۰٪	زبری زمین ۳ cm، مناطق باز
نرخ جریان رهائش $0.1m^3/min$	دمای رهائش $15^{\circ}C$
غلظت رهائش $0.16ID_{50}m^{-3}$	

ب) مقادیر مشابهی مانند (الف) اما با تغییرات زیر:

کلاس پایداری جو: E	سرعت باد: $2.5ms^{-1}$	پوشش ابر: ۵۰٪
--------------------	------------------------	---------------

اطلاعات بیشتر در این مورد در جدول زیر آمده است. نرخ دفع $10^6 ID_{50} \times 5/8$ در روز از یک خوک آلوده و $10^5 ID_{50} \times 1/22$ در روز از یک گاو آلوده پیشنهاد شدند.

$10^4 ID_{50} \times 4$ در روز برای هر خوک آلوده نیز پیشنهاد شد (هر دو مقدار می‌بایست در محاسبات استفاده گردد) [۲۲،۲۳]. برای FMD، حداقل دوز مورد نیاز گزارش شده برای آلوده کردن یک حیوان، $10ID_{50}$ برای گاوها و گوسفندها و $400ID_{50}$ برای خوک‌هاست. نرخ تنفس برای یک خوک بالغ و گاو بالغ به ترتیب $0.25m^3/min$ و 0.1 می باشد.

اطلاعاتی در مورد مزارع آلوده شده

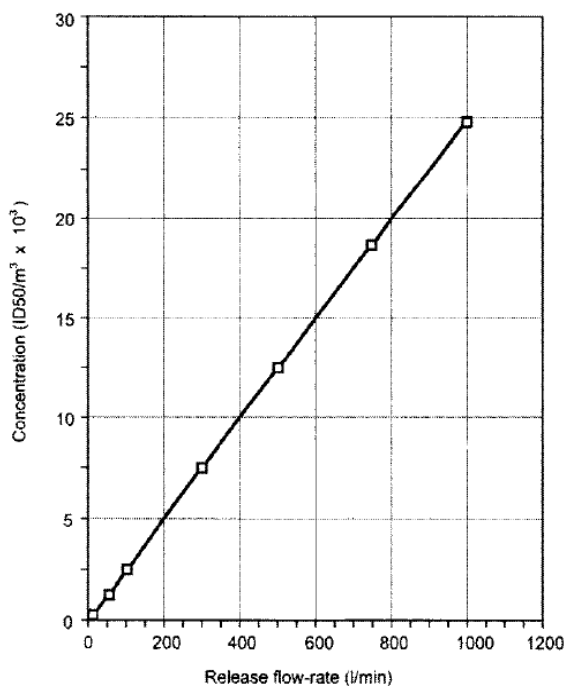
Origin	Infected farm	Distance, km	Hours of wind $>2.5ms^{-1}$	Hours of wind $>5ms^{-1}$
Abattoir	2	6	48	36
Abattoir	5	2.5	48	36
Abattoir	11	3	48	36
Abattoir	12	10	48	36

انتشار اتمسفریک را برای تأیید اینکه آیا مزارع ۲ و ۵ و ۱۱ و ۱۲ می‌توانستند بوسیله انتقال ویروس در هوا آلوده شده باشند یا خیر را بررسی کنید.

راه حل

ویروسی که عامل FMD، یکی از مهمترین بیماری‌های حیوانات، است نشان داده است در ایروسل بیشتر سیالات عادی در رطوبت نسبی بالاتر از ۵۵٪ پایدار است. اگر در نظر بگیریم فاصله بین دفع ویروس و انتشارش در مزارع کمتر از یک ساعت بوده است، هر گونه کاهش فعالیت ویروس‌ها را می‌توان در محاسبات نادیده گرفت.

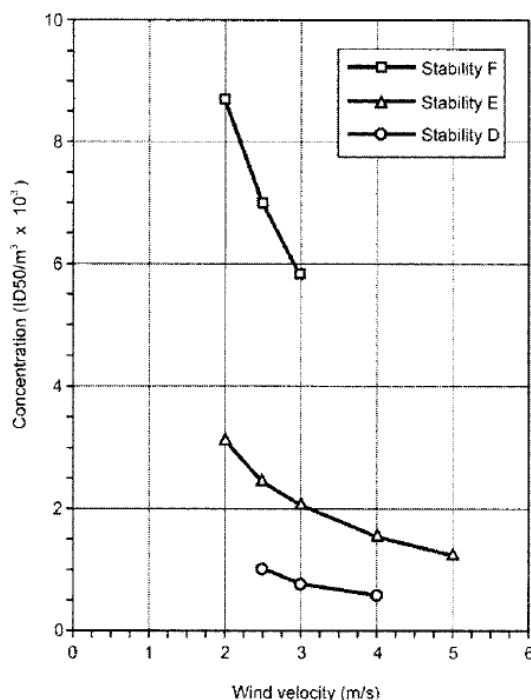
برای شبیه سازی از برنامه ALOHA استفاده گردید [۲۴،۲۵]. فاصله‌ای که در آن غلظت معینی دریافت می‌شود- برای مجموعه مشخصی از شرایط جوی- تابعی از دبی رهایش است (که البته تابعی از تعداد حیوانات آلوده شده در منبع است). کلیه متغیرهای باقی مانده ثابتند.



شکل ۶-۲۵- وابستگی غلظت پلوم در یک نقطه مشخص (روی خط مرکزی پلوم در جهت باد با فاصله ۲/۵ کیلومتر از منبع) به نرخ دبی رهایش (پایداری هوا کلاس D، سرعت باد ۵ ms⁻¹) [۲۶]

شکل ۶-۲۵ انحراف در غلظت را در نقطه‌ای فرضی در خط مرکزی پلوم در جهت باد به صورت تابعی از نرخ جریان رهایش نشان می‌دهد. همانطور که می‌توان در معادله (۶-۱۲) دید، انحراف یک روند خطی را دنبال می‌کند.

شکل ۶-۲۶ تغییرات غلظت در فاصله مشخصی از منبع را به صورت تابعی از سرعت باد نمایش می‌دهد. وقتی که سرعت زیاد می‌شود اغتشاش در اتمسفر نیز زیاد شده و انتشار بزرگ‌تر می‌شود. یعنی پلوم رقیق شده و غلظت کاهش می‌یابد. تغییرات برای سه کلاس پایداری جوی (F,E,D) در دامنه سرعت‌های بادی که این کلاس‌ها در آنها امکان وجود دارند، ترسیم شده است.



شکل ۶-۲۶- تأثیر سرعت باد روی غلظت ویروس در فاصله مفروضی در جهت باد (۲km) برای کلاس‌های مختلف پایداری جوی [۲۶].

مقادیر تخمین زده شده از شبیه سازی برای مزارع متفاوت برای دو حالت جوی مورد نظر در جدول زیر آمده است:

Estimated mean doses* (ID ₅₀) of FMD per cow for atmospheric stability classes D and E		
Farm	Atmospheric stability class D	Atmospheric stability class E
2	0.34/12.3	0.80/55.3
5	1.20/82.8	2.50/172.5
11	0.92/62.8	2.00/135.6
12	0.14/9.4	0.36/25.1

* Doses predicted by assuming virus excretion rates of $5.8 \times 10^6 / 4 \times 10^8$ per infected pig.

اگر ما بیشترین معیار دفع را در نظر بگیریم، همه مزارع می‌توانستند ID₅₀ را دریافت کنند و این برای آلوده شدن حیوانات کافی است.

۹- فرار

اگر چه اندازه ابر، غلظت و دوره زمانی حضور آن در تعیین دوز دریافت شده توسط افراد در معرض آن مهم است، در موارد واقعی دو جنبه مهم دیگر نیز می‌بایست مد نظر قرار بگیرد: فرار و حمایت احتمالی توسط ادوات حفاظتی.

تأثیر فرار را می‌توان در موارد معینی مهم دانست. مثلاً برای افراد در محیط باز و مردم ساکن در خانه‌های با سازه‌های ضعیف و نرخ خیلی بالای تجدید هوا (مانند مورد Bhopal که مردم اطراف در کلبه زندگی می‌کردند). تأثیر آن روی غلظت و زمان در معرض قرارگیری را می‌توان بدون هیچ گونه سختی محاسبه کرد. سرعت فرار معمولاً 4 ms^{-1} فرض می‌شود. این نیز می‌بایست ذکر شود که در چنین شرایطی مردم می‌بایست در جهت عمود بر باد فرار کنند (در عمل انجام این کار ساده نیست) که کوتاه‌ترین راه برای خارج شدن از ابر است. اگر مردم در جهت باد فرار کنند، در جهت ابر حرکت می‌کنند و درون ابر قرار می‌گیرند. بنابراین زمان در معرض قرارگیری و دوز دریافتی افزایش می‌یابد. این موضوع نیز می‌بایست به حساب آورده شود که مردمی که در حال فرار هستند با سرعت بیشتری تنفس می‌کنند و در نتیجه مقدار بیشتری از ماده موجود در ابر را تنفس می‌کنند. در مورد Bhopal، مردم به سمت دو بیمارستانی فرار کردند که هر دو در جهت باد بودند و در معرض ابر قرار می‌گرفتند. این واقعیت قطعاً پیامدهای حادثه را افزایش داد.

۱۰- پناه جویی و حفاظت

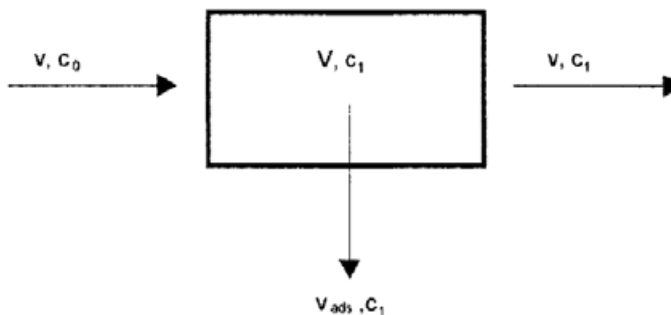
غلظت آلاینده در یک خانه با یک نرخ تهویه مفروض، با غلظت در محیط باز متفاوت خواهد بود. اگر آلاینده تنها در فضای خارجی برای یک دوره زمانی خاص حضور داشته باشد، مانند وضعیتی که در رهائش‌های تصافی داریم، غلظت درونی یک ساختمان آشکارا تابعی از غلظت بیرونی و سرعتی است که در آن هوای درون ساختمان تجدید شده است (ورود هوای تازه از طریق تهویه). غلظت‌های درونی، حداقل در یک دوره معین، کمتر از غلظت در خارج خواهد بود (بالاخص اگر تهویه کاهش یافته باشد). بنابراین، یک ساختمان سر بسته در شرایط وقوع رهائش سمی یک محافظ محسوب می‌شود. بعلاوه اگر مردم درون ساختمان اقدام به کاهش تهویه کنند (درها و پنجره‌ها را ببندند، سیستم تهویه مطبوع را متوقف کنند...)، محافظت بوسیله پناه‌دهی را می‌توان در موارد نسبتاً کم خطر، که اکثر رهائش‌ها معمولاً از این نوعند، قطعی دانست. لذا این یک ابزار ایمنی است که اغلب به کار گرفته می‌شود. در عوض، تخلیه به معنی خروج افراد از ساختمان و قرارگیری در معرض ابر سمی است.

۱۰-۱- غلظت در داخل ساختمان

روند تغییر غلظت‌های درونی را می‌توان به صورت تابعی از غلظت‌های خارجی و با به کار بردن مدل‌های نسبتاً ساده ریاضی محاسبه نمود. سه حالت باید مورد بررسی قرار گیرد که شامل انتشار مداوم، رهائش موقت و رهائش آنی است.

۱۰-۱-۱- رهائش مداوم

اگر غلظت بیرونی C_o ثابت باشد، غلظت درونی به صورت پیوسته تا یک مقدار معین افزایش خواهد یافت که ناشی از هوایی است که بوسیله تهویه وارد ساختمان می‌شود. درون یک ساختمان با حجم V و نرخ تهویه ν ، غلظت آلاینده را می‌توان با حل موازنه جرم که در شکل ۶-۲۷ بیان شده است به دست آورد. ν نرخ تهویه است. عددی که نشان می‌دهد چند بار در ساعت تمام هوای اتاق با هوای جدید جایگزین می‌شود. این نرخ تابعی از نوع ساختمان است. هوای کهنه توسط هوای تازه‌ای که از میان اتصالات و درزها وارد شده (که ناشی از باد و اختلاف دمای بین درون و بیرون ساختمان است) جایگزین می‌شود. معمولاً فرض می‌شود که درها و پنجره‌ها بسته هستند. اگر آنها باز باشند، نرخ تهویه خیلی بیشتر خواهد بود. معمولاً فرض می‌شود هیچ گونه تهویه مکانیکی وجود ندارد. اگر نرخ تهویه ناشناخته باشد، مقدار 1 h^{-1} را می‌توان فرض کرد (برای یک ساختمان با پنجره‌های کاملاً باز این مقدار بین 10 h^{-1} تا 15 h^{-1} است).



شکل ۶-۲۷- غلظت‌های درونی و بیرونی

موازنه جرم کلی را می‌توان بوسیله معادله زیر بیان کرد [۲۷]:

$$v \cdot c_0 = v \cdot c_1 + \frac{dM_{poll}}{dt_b} + v_{ads} \cdot c_1 \quad (۴۵-۶)$$

که M_{poll} ، جرم آلاینده درون ساختمان است.

با انتگرال‌گیری از معادله (۴۵-۶) با شرایط مرزی $c_i = 0$ در $t_b = 0$ ، عبارت زیر بدست می‌آید که مقادیر غلظتی درونی و بیرونی را بهم مرتبط می‌کند.

$$c_i(t_b) = c_o \cdot \frac{v}{v + v_{ads}} \cdot \left[1 - \frac{1}{\exp\left(\frac{(v + v_{ads})t_b}{V}\right)} \right] \quad (۴۶-۶)$$

در این معادله، V_{ads} برای به حساب آوردن نرخ که در آن ماده نهایتاً درون ساختمان بوسیله مکانیزم‌های متفاوتی همانند جذب روی دیواره‌ها، تنفس و ... حذف می‌شود وارد شده است. برای گازهای فعال (SO_2, NO_2)، نرخ جذب را می‌توان برابر یک مقدار تقریبی 0.5 h^{-1} فرض کرد. برای گازهای خنثی، این را صفر در نظر می‌گیریم. اگر این نرخ ناشناخته باشد یا ناچیز در نظر گرفته شود، معادله ۴۶-۶ را می‌توان اندکی ساده‌تر کرد و برای زمان‌های طولانی، غلظت‌های درونی را می‌توان معادل با غلظت‌های بیرونی (شکل ۶-۲۸ را ببینید) قرار داد که البته این حالت معمول در شرایط اضطراری در عالم واقعی نیست.

علاوه بر این، اغلب غلظت‌های بیرونی به دلیل نوسانات جهت باد (که مبتنی بر شرایط پایداری جوی است) ثابت نیستند و این مسأله موقعیت پلوم را تغییر خواهد داد. اما این تأثیر در این نوع محاسبات اصلاح نمی‌شود.

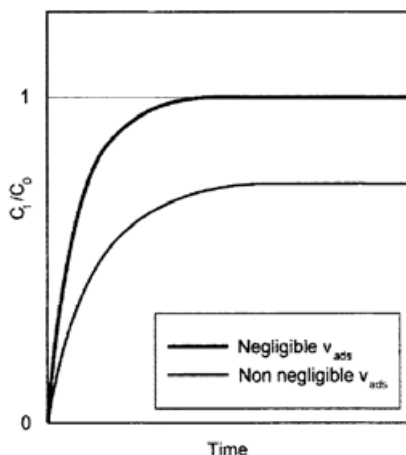
رهايش موقتي يا گذرا يك انتشار ثابت است كه يك دوره زماني کوتاه كه طولاني تر از زمان مورد نياز براي انتقال گاز به ساختمان است طول مي كشد. براي رهايش موقت، تغييرات غلظت بيروني به صورت زير است:

$$c_o = 0 \text{ قبل از رسيدن ابر به ساختمان } (t_b < 0)$$

$$c_o = c_o(x) \text{ از رسيدن ابر تا لحظه‌اي كه در آن ابر شروع به ناپديد شدن مي كند. } (0 < t_b < t_\lambda)$$

$$c_o = 0 \text{ از لحظه‌اي كه ابر شروع به ناپديد شدن مي كند. } (t_b > t_\lambda)$$

كه t_λ زماني است كه طی آن پلوم روی ساختمان حرکت می کند.



شکل ۶-۲۸- منبع پیوسته، روند تغییرات $\frac{c_i}{c_o}$ به عنوان تابعی از زمان برای دو شرط متفاوت

بنابراین دو حالت متفاوت را می‌بایست در نظر گرفت: $t_b > t_\lambda, 0 \leq t_b \leq t_\lambda$

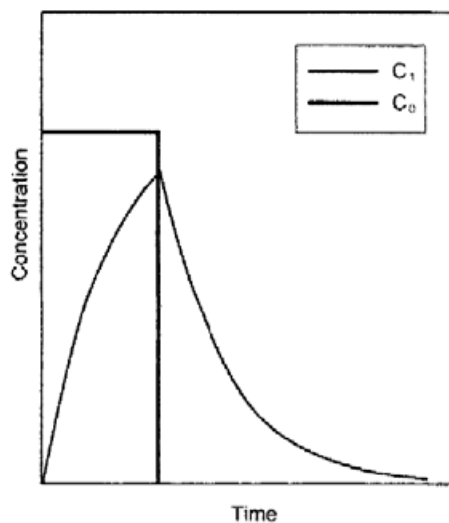
الف) $0 \leq t_b \leq t_\lambda$. در این مورد، حل موازنه جرم آلاینده مشابه حالت منبع پیوسته خارجی است. رابطه بین غلظت‌های درونی و بیرونی به وسیله معادله ۶-۴۱ داده شده است.

ب) $t_b > t_\lambda$. از لحظه $t_b = t_\lambda$ ، ابر از ساختمان عبور کرده است و غلظت درونی شروع به کاهش می‌کند. این کاهش ناشی از تهویه و ورود هوای آزاد به درون ساختمان است. انتگرال‌گیری از معادله ۶-۴۵ با شرایط مرزی $c_i(t) = c_{i\max}$ در $t_b = t_\lambda$ عبارت زیر را نتیجه می‌دهد که غلظت درونی و بیرونی را به هم مرتبط می‌کند.

$$c_i(t_b) = c_o \cdot \frac{v}{v + v_{ads}} \cdot \left[\exp\left(\frac{(v + v_{ads})t_\lambda}{V}\right) - 1 \right] \cdot \exp\left[\frac{-(v + v_{ads})t_b}{V}\right] \quad (۴۷-۶)$$

با توجه به این معادله، تغییرات C_i و C_0 به صورت تابعی از زمان را می‌توان در شکل ۶-۲۹ برای یک نمونه مفروض دید. غلظت بیرونی را می‌توان در طی زمان t_λ تقریباً ثابت در نظر گرفت و زمانیکه عبور ابر تمام شد، غلظت به سرعت کاهش می‌یابد.

با عبور ابر از روی ساختمان غلظت درونی به صورت مداوم از صفر تا یک مقدار حداکثر (در $t = t_\lambda$) افزایش می‌یابد و بعد از آن در اثر ورود هوای تازه به صورت تدریجی تا صفر کاهش می‌یابد. هر چه دوره رهایش طولانی‌تر باشد، غلظت درونی بدست آمده بالاتر خواهد شد. در این صورت باید تمهیداتی برای کاهش نرخ تهویه به منظور پایین نگه داشتن غلظت‌های درونی به کار گرفته شود (بستن درزها و اتصالات و خاموش کردن تهویه‌های مکانیکی) که این به معنی دوز کمتر برای مردم درون ساختمان است.



شکل ۶-۲۹- منبع موقت. تغییر C_i, C_0 به صورت تابعی از زمان

۱۰-۱-۳- رهایش آبی

این نمونه از نوع قبلی خیلی پیچیده‌تر است زیرا مقدار C_0 به عنوان تابعی از زمان به صورت مداوم تغییر می‌کند. ابتدا تا مقدار حداکثر افزایش یافته و سپس کاهش می‌یابد در حالیکه « پوف » آزاد شده از آلاینده‌ها از روی ساختمان عبور می‌کند. روابط زیر برای غلظت در فاصله X از منبع آبی قرار گرفته در ارتفاع H برقرار می‌باشد:

$$c_0(x, y, z, t) = mF_x(x, t_b)F_y(y, t_b)F_z(z, t_b) \quad (۴۸-۶)$$

$$F_x(x, t_b) = \frac{1}{\sqrt{2\pi\sigma_x^2}(ut)} \exp\left(-\frac{(x-ut_b)^2}{2\sigma_x^2(ut_b)}\right) \quad (۴۹-۶ الف)$$

$$F_y(y, t_b) = \frac{1}{\sqrt{2\pi\sigma_y^2(ut)}} \exp\left(-\frac{y^2}{2\sigma_y^2(ut_b)}\right) \quad (ب-۴۹-۶)$$

$$F_z(z, t_b) = \frac{1}{\sqrt{2\pi\sigma_z^2(ut)}} \left[\exp\left(\frac{-(z-H)^2}{2\sigma_z^2(ut_b)}\right) + \exp\left(\frac{-(z+H)^2}{2\sigma_z^2(ut_b)}\right) \right] \quad (پ-۴۹-۶)$$

در این عبارات، مقادیر ضریب انتشار σ تابعی از فاصله (ut_b) است و H ارتفاع منبع است. در این مورد نیز معادله دیفرانسیلی که نشان دهنده موازنه آلاینده است مشابه معادله ۶-۴۵ است که می‌بایست در شرط $C_i = 0$ در $t_b = 0$ صدق کند. این معادله را می‌توان با کمی دستکاری با استفاده از تبدیل لاپلاس انتگرال‌گیری کرد و عبارت زیر را بدست آورد:

$$c_i(t_b) = \frac{v}{V} \frac{mF_z F_y}{2u} L^{-1} \left[\frac{Q(p)}{p + \frac{v+v_{ads}}{V}} \right] \quad (۵۰-۶)$$

$$Q(p) = \exp\left(\frac{\sigma_x^2}{2u^2} \left(p - \frac{xu}{\sigma_x^2}\right)^2\right) \operatorname{erfc}\left(\frac{\sigma_x}{u\sqrt{2}} \left(p - \frac{xu}{\sigma_x^2}\right)\right) \quad (۵۱-۶)$$

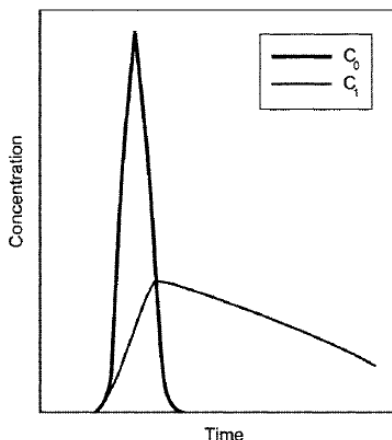
معادله نهایی برای $c_i(t_b)$ که از حل تبدیل معکوس لاپلاس محاسبه می‌شود عبارتست از:

$$c_i(t_b) = \frac{v}{V} \frac{mF_y F_z}{2u} \exp\left(\frac{K^2}{2} - \frac{x^2}{2\sigma_x^2}\right) \exp\left(-\frac{v+v_{ads}}{V}\right) \left[\operatorname{erf}\left(\frac{K}{\sqrt{2}}\right) + \operatorname{erf}\left(\frac{ut_b}{\sigma_x\sqrt{2}} - \frac{K}{\sqrt{2}}\right) \right] \quad (۵۲-۶)$$

که در آن

$$K = \frac{\left(\frac{v+v_{ads}}{V}\right)\sigma_x^2 + ux}{u\sigma_x} \quad (۵۳-۶)$$

یک انحراف نمونه از مقادیر C_i, C_o برای مورد منبع آبی را می‌توان در شکل ۶-۳۰ مشاهده کرد.



شکل ۶-۳۰- منبع آبی، تغییرات C_i, C_0 به صورت تابعی از زمان.

معمولاً اگر پنجره‌ها و درها بسته باشند نرخ تهویه طبیعی نسبتاً کوچک است و مقدار غلظت درونی خیلی کمتر از غلظت بیرونی است تا اینکه بیشتر پوف از روی ساختمان عبور کند. همچنین پیشنهاد شده است برای اتاق‌هایی که در پائین دست ساختمان قرار گرفته‌اند، نرخ تهویه $0/6$ برابر اتاق‌هایی است که در جهت باد هستند، این یعنی در اتاق‌های بالایی غلظت کمتر است و لذا ایمنی در آنها بیشتر است.

در هر دو رهایش آبی و موقتی، از یک لحظه معین به بعد، غلظت درونی بیشتر از غلظت بیرونی خواهد بود (شکل ۶-۳۰ را ببینید). لحظه‌ای که ابر عملاً عبور کرده است اما به دلیل نرخ تهویه کم، غلظت درونی به کندی کاهش می‌یابد. از این لحظه، افراد داخل می‌بایست ساختمان را ترک کنند (باید پایان یافتن شرایط بحرانی به افراد اعلام شود). درها و پنجره‌ها می‌بایست باز شوند تا هوای تازه وارد گردد. بعد از این، مقداری آلاینده می‌تواند در اتاق‌های بسته یا انباری‌ها باقی بماند.

۱۰-۱-۴- رویکرد ساده شده

Davies و Purdy [۲۸] یک روش ساده را برای توصیف روند تغییرات غلظت‌های درونی پیشنهاد کرده‌اند. در این روش توزیع غلظت ابر بیرونی به صورت استوانه‌ای فرض شده است. این مؤلفان عبارت زیر را برای محاسبه غلظت‌های درونی به عنوان تابعی از زمان معرفی کرده‌اند:

$$c_i(t) = c_o [1 - \exp(-nt_b)] \quad (۵۴-۶)$$

که n تعداد تغییرات هوا در یک ساعت (نرخ تهویه هوا) و t_b نیز به ساعت بیان شده است.

مثال ۶-۸

یک رهایش از یک حفره در لوله‌ای در سطح زمین وجود دارد. 4 kgs^{-1} از گاز آمونیاک در 20°C طی ۳۰ دقیقه خارج می‌شود. در فاصله ۳۵۰ متری در جهت باد یک خانه با نرخ تهویه $1/2 \text{ h}^{-1}$ قرار دارد. نرخ جذب را می‌توان

تقریباً $0.12 h^{-1}$ فرض کرد. دمای محیط $20^{\circ}C$ است، هوا کاملاً ابری است، سرعت باد $4/5 ms^{-1}$ و محیط روستایی است.

محاسبه کنید که آیا حداکثر غلظت درونی به مقدار IDLH برای آمونیاک ($300 ppm$) خواهد رسید؟

راه حل

ابتدا باید غلظت‌های بیرونی آمونیاک را تخمین زد. با در نظر گرفتن زمان رهایش و فاصله در رهایش از سطح زمین و برای یک نقطه روی خط مرکزی پلوم معادله (۶-۱۲) را می‌توان به کار برد:

از اشکال ۶-۱۱ و ۶-۱۲ مقادیر تقریبی ضرایب انتشار بدست خواهند آمد (کلاس پایداری D است):

$$\sigma_y = 27m \quad \text{و} \quad \sigma_z = 17m$$

$$C_{o(350,0,2,0)} = \frac{4kgs^{-1}}{\pi 4.5ms^{-1} 27m 17m} = 0.00062kg m^{-3}$$

ماکزیمم مقدار غلظت درونی متناظر با لحظه $t = t_{\lambda}$ خواهد بود. بنابراین هر دو معادله ۶-۴۶ یا ۶-۴۷ را می‌توان به کار برد. پس داریم:

$$C_i = 0.00062kg m^{-3} \cdot \frac{1.2h^{-1} \cdot Vm^{-3}h^{-1}}{(1.2 + 0.2)h^{-1} \cdot Vm^3h^{-1}} \left[1 - \frac{1}{\exp\left(\frac{(1.2 + 0.2)h^{-1} \cdot Vm^3h^{-1} \cdot 0.5}{Vm^3h^{-1}}\right)} \right] =$$

$$= 0.00026kgm^{-3} \Rightarrow 380 ppm.$$

بنابراین غلظت در داخل از مقدار IDLH بیشتر خواهد شد.

اگر معادله ۶-۵۴ به کار رود داریم:

$$C_{i(0.5h)} = 0.00062kgm^{-3} [1 - \exp(-(1.2 + 0.2)0.5)] = 0.0003kgm^{-3} \Rightarrow 440 ppm$$

(نرخ جذب در n لحاظ شده است).

۱۱- مورد نمونه

مثال ۶-۹

در ۲ آوریل ۱۹۷۹، یک رهایش تصادفی سبب شیوع سیاه زخم در کمپ شماره ۱۹ یک کارخانه نظامی میکروبیولوژی در روسیه شد. طبق آمار رسمی ۶۸ نفر در اثر این واقعه کشته شدند. اگر چه گفته شد تعداد تلفات

ممکن است تا ۸۰ نفر برسد و ۳۰۰ الی ۴۰۰ نفر نیز آلوده شدند. Meselson و همکاران [۲۹] این حادثه را به دقت مطالعه کردند و اطلاعات زیر بدست آمد. در طی حادثه، باد NNW با سرعت تقریبی 5ms^{-1} می‌وزید. به دلیل عدم وجود اطلاعات کافی ارتفاع رهايش ۱۰m فرض شد.

کلاس پایداری جوی: D

انتشار در زمین باز صورت گرفت.

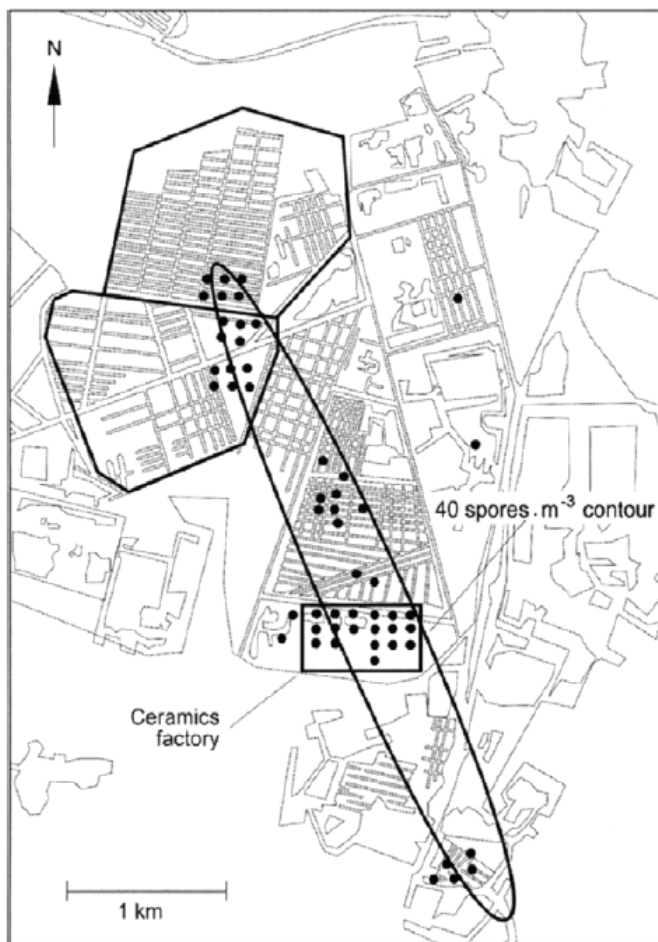
نرخ اضمحلال آلودگی و سرعت نشست را می‌توان ناچیز فرض کرد ($d < 5\mu\text{m}$)، تولید شده توسط گرد و غبار ساز آزمایشگاه

دبی رهايش (نامعلوم): Q هاگ (تخم) بر ثانیه (رهايش پیوسته) یا Q' هاگ (رهايش آنی).

زمان رهايش: نامعلوم

برای قدرت منبع (نامعلوم)، محققان [۲۹،۳۰] یک نرخ حمله ۲٪ را در یک کارخانه سرامیک (شکل ۶-۳۱) به صورت تقریبی بدست آوردند. دو تیم مستقل دیگر از محققان، یک رابطه پاسخ متناسب با مقدار را برای استنشاق سیاه زخم توسط پستانداران بدست آوردند. اگر چه برای استفاده از این رابطه روی جمعیت واقعی با یک عدم قطعیت مواجه می‌شویم. با استفاده از این مقدار و مقدار تقریبی صاحبان کارخانه، دوز مولد ۲٪ مرگ و میر، بین ۴ هاگ و ۱۳۰۰ تخم است. اگر این تخمین‌ها در حدود مقدار واقعی باشند وزن هاگ‌های آزاد شده به عنوان یک ترکیب معلق در هوا ممکن است در دامنه‌ای بین چند میلی گرم و یک گرم باشد (تعداد هاگ‌ها بر میلی گرم، 10^9 عدد در نظر گرفته می‌شود).

پروفایل غلظت پلوم را تخمین بزنید.



شکل ۶-۳۱- موقعیت احتمالی ۶۲ بیمار هنگامیکه در معرض آلودگی بوده اند و موقعیت پلوم [۲۹]

راه حل

شکل (۶-۳۱) محل ۶۲ بیمار (اغلب آنها مرده‌اند) را نشان می‌دهد که موقعیتشان برای محققان قابل تشخیص بوده است. واضح است که این توزیع، با توزیع ناحیه پوشیده شده تحت رهايش از کمپ ۱۹ با باد NNW مطابقت دارد. به دلیل فقدان اطلاعات در مورد منبع، دو وضعیت را می‌توان در نظر گرفت: یک انتشار پیوسته (و البته کوتاه) و یک انتشار آنی.

الف) انتشار پیوسته

از شکل (۶-۳۱) می‌توان فهمید همه ۶۲ نفری که آلوده شدند در یک فاصله ۴۵۰۰ متری از منبع (که محل دقیق آن در کمپ ۱۹ معلوم نیست) بودند. در چنین فاصله‌ای اگر زمان رهايش تقریباً ۳۷ دقیقه باشد، با قاطعیت می‌توان

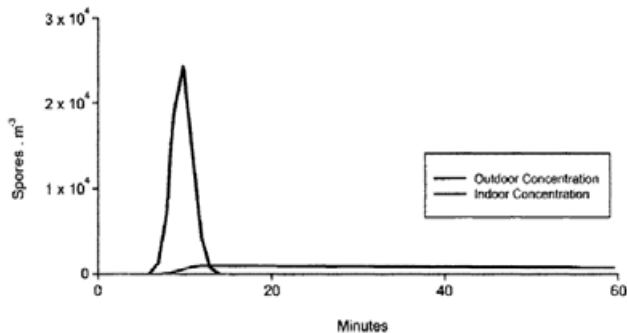
گفت رهایش با توجه به معیارهای تعیین شده در معادله (۳-۶) مداوم است. هر چند با در نظر گرفتن توصیفات حادثه به صورت انفجار، به نظر می‌رسد در این مورد باید زمان رهایش را اندکی کوتاه‌تر در نظر گرفت.

بنابراین، فرضیه $t_r = 8 \text{ min}$ در نظر گرفته می‌شود. می‌توان از معادله ۶-۸ استفاده کرد و σ_y , σ_z را از عبارات متناظر در جدول ۶-۸ بدست آورد (شرایط روستایی، کلاس پایداری (D). در اینجا از نرم افزار ALOHA [۲۳] استفاده شده است.

اگر رهایش 10 mg سیاه زخم فرض شود (یعنی $1/25 \text{ mg/min}$)، پلوم می‌تواند برای یک سطح هم غلظت فرضی ترسیم شود ($C=40$ هاگ بر متر مکعب) (شکل ۶-۲۲). حداکثر غلظت در خط مرکزی پلوم در کارخانه سرامیک، ۹۰ هاگ است. حداکثر دوز در کارخانه سرامیک (که در $x=2/8 \text{ km}$ و $y=0$ قرار گرفته) ۷۲۱ هاگ دقیقه بر متر مکعب است. اگر فرض کنیم که نرخ تنفس $0/03 \text{ m}^3/\text{min}$ است، مثل حالتی که شخص کار سبکی انجام می‌دهد، تعداد هاگ‌های تنفس شده بوسیله شخص بیرونی برابر است با:

$$\text{هاگ} = 721 \times 0/03 = 22$$

برای شخصی که درون ساختمان قرار گرفته است، تعداد هاگ‌های تنفس شده ۱۰ واحد خواهد بود. اگر رهایش ۱g سیاه زخم فرض شود، پلوم (برای سطح هم غلظت ۴۰ هاگ بر متر مکعب)، ناحیه بزرگتری را پوشش می‌دهد. در این حالت حداکثر دوز در کارخانه سرامیک 721×10^4 هاگ و تعداد هاگ‌های تنفس شده توسط شخص بیرونی ۲۱۶۰ هاگ است (داخل ساختمان: ۱۱۴۶).



شکل ۶-۳۲- تغییرات غلظت سیاه زخم (هاگ بر متر مکعب) به صورت تابعی از زمان در کارخانه سرامیک (رهایش ناگهانی ۱g).

(ب) انتشار ناگهانی (آنی)

محاسبات مجدداً با ALOHA انجام شد [۲۲]. ALOHA رهایش آنی را به مدت یک دقیقه در نظر می‌گیرد. بنابراین، برای یک رهایش یک گرمی، حداکثر غلظت در کارخانه سرامیک ۲۴۳۰۰ هاگ بر متر مکعب است. یک نفر در این وضعیت ۲۱۶۰ هاگ را تنفس می‌کند (همان مقدار که در رهایش پیوسته به طول ۸ دقیقه تنفس می‌شود).

در شکل ۶-۳۲، تغییرات غلظت در کارخانه سرامیک به صورت تابعی از زمان هم برای غلظت بیرونی و هم غلظت درونی (داخل ساختمان) ترسیم شده است.

مقادیر به دست آمده از مرتبه بزرگی یکسانی با مقادیر پیشنهادی meselson و همکارانش برخوردار است [۲۹،۳۰]. هرچند، باید مجدداً تأکید کنیم این‌ها تنها تخمین‌هایی هستند که با توجه به مجموعه فرضیات برای قدرت منبع، رابطه‌های پاسخ متناسب با مقدار برای ذرات بیماری زای معلق در هوا و جمعیت انسانی در معرض آن بدست آمده است.

فهرست علائم و اختصارات

b	عرض مشخصه پلوم (m)
c	غلظت (ppm یا mgm^{-3})، در شکل‌های ۶-۱۹ و ۶-۲۱ غلظت روی سطح زمین محور پلوم (حجم/حجم)
c^*	غلظت مؤثر اصلاح شده برای رهایش غیر ایزوترمال (ppm)
c_c	غلظت برای یک انتشار مداوم (ppm یا mgm^{-3})
c_i	غلظت درونی (ppm یا mgm^{-3})
c_{lim}	غلظت حد که تعریف کننده شروع و پایان ابر است (ppm یا mgm^{-3})
c_{loc}	غلظت آلاینده در یک سطح هم غلظت (kgm^{-3})
c_o	غلظت بیرونی (ppm یا mgm^{-3})، در شکل‌های ۶-۱۹ و ۶-۲۱ غلظت اولیه رهایش (حجم/حجم)
c_s	غلظت آلاینده در یک نقطه مفروض از پلوم (kg/m^3)
c_s^*	غلظت آلاینده در نقطه محور پلوم (kg/m^3)
D	مشخصه ابعادی منبع (m)
d	قطر درونی دودکش (m)
erf	تابع خطا
$erfc$	تابع خطا تکمیلی
g	شتاب گرانشی (ms^{-2})
g_0	گرانش اولیه اصلاح شده (ms^{-2})
H	ارتفاع مؤثر رهایش (m)
H_{ph}	ارتفاع منبع از سطح زمین (m)
ΔH	صعود پلوم (m)
h	ارتفاع موانع اصلی (m)
K_i	نفوذپذیری ادی‌ها در جهت X, Y یا Z (سطح بر زمان)
l_b	مقیاس طولی شناوری (m)
L_h	نیم پهنای پلوم
L_{ho}	نیم پهنای پلوم در منبع (m)

L_u	گسترش پلوم در جهت باد
m	دبی جرمی انتشار (kg/s یا g/s)، مقدار آلاینده که به صورت اُنی رهایش یافته (kg)
M_{poll}	جرم آلاینده درون ساختمان (kg)
M_w	وزن مولکولی ($kg\ kmol^{-1}$)
n	تعداد تغییرات هوا بر ساعت (h^{-1})
P	فشار جوی (بار یا اتمسفر)
r	فاصله از سطح هم غلظت تا محور پلوم روی یک صفحه عمود بر محور (m)
Re	عدد رینولدز
T	دما (K)
t	زمان سپری شده از شروع انتشار (s)
T_a	دمای هوا (K)
t_b	زمان سپری شده از لحظه‌ای که پلوم به ساختمان می‌رسد (s or h)
t_d	زمان ترک پلوم با یک کانتور غلظتی مفروض (s)
t_{exp}	مدت زمان در معرض قرار گیری (s)
T_0	دمای منبع برای رهایش غیر ایزوترمال (K)
T_s	دمای دودکش گازی (K)
t_r	مدت زمان انتشار (s)
t_λ	زمانی که طی آن پلوم از روی ساختمان می‌گذرد (s)
u	سرعت باد (ms^{-1})
u_s	سرعت خروج توده گازی (ms^{-1})، در رابطه (۶-۳۶) سرعت پلوم نسبت به سیستم مختصات در یک نقطه معین از پلوم (ms^{-1})
u_s^*	سرعت دود نسبت به اتمسفر محیطی در یک نقطه روی محور دود (ms^{-1})
u_t	سرعت نهایی یک ذره (ms^{-1})
V	حجم ساختمان (m^3)
v	نرخ تهویه (m^3s^{-1})
v_a	حجم هوای مخلوط شده با ماده رها شده در پلوم (m^3)
v_{ads}	نرخ که آلودگی در داخل ساختمان به مصرف می‌رسد (m^3s^{-1})
V_0	حجم اولیه گاز سنگین رهایی یافته به صورت ناگهانی (m^3)
v_0	دبی اولیه جریان پلوم (m^3s^{-1})
V_{resp}	نرخ تنفسی حیوان یا انسان (m^3min^{-1})
x	محور کارتیزین (m)، فاصله در جهت باد از منبع (m)
x_b	محور افقی سطح هم غلظت پائینی (m)
x_t	محور افقی سطح هم غلظت بالایی (m)
y	محور کارتیزین (m)
z	ارتفاع بالای سطح زمین (m)، محور کارتیزین (m)

z_b	مختصات عمودی سطح هم غلظت پائینی (m)
z_0	طول زبری سطح (m)
z_t	محور عمودی سطح هم غلظت بالایی (m)
α	ضریب در معادله (۱-۶)، ضریب انعکاس در معادله ۶-۸ و ۶-۱۳
θ	زاویه بین محور پلوم و افق (rad)
λ	عدد اغتشاش اشمیت ($\approx \sqrt{1.35}$)
μ	ویسکوزیته گاز ($\text{kgm}^{-1}\text{s}^{-1}$)
ρ	دانسیته گاز (kgm^3)
ρ_a	دانسیته هوا (kgm^3)
ρ_s	دانسیته ذره (kgm^3)
ρ_s^*	دانسیته گاز در محور پلوم منهای دانسیته جو احاطه کننده پلوم (kgm^3)
ρ_r	دانسیته نسبی با توجه به هوا
σ	ضریب انتشار در جهات x, y یا z (m)

ضمیمه ۱-۶

تابع خطا به صورت زیر تعریف می شود:

$$\text{erf}(x) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^x e^{-t^2} dt \quad \text{for } x \geq 0$$

برای ارزیابی عددی تابع erf(x) می توان از رابطه زیر استفاده کرد:

$$\text{erf}(x) = 1 - be^{-x^2} \quad \text{for } x \geq 0$$

$$b = 0.254829592a - 0.284496736a^2 + 1.421413741a^3 - 1.4531a^4 + 1.061405429a^5$$

$$a = (1 + 0.3275911x)^{-1}$$

برای مقادیر منفی x:

$$\text{erf}(-x) = -\text{erf}(x)$$

تمام مقادیر تابع erf(x) بین ۰ و ۱ و تمام مقادیر تابع erf(-x) بین ۰ و -۱ قرار می گیرد.

مراجع

[1] H. S. Peavy, D. R. Rowe and G. Tchobanoglous, Environmental Engineering. McGraw-Hill International Editions. New York, 1985.

- [2] TNO. Committee for the Prevention of Disasters. Methods for the calculation of physical effects (Yellow Book). Directorate General of Labour. The Hague, 1997.
- [3] M.L. Davies and D. A. Cornwell, Introduction to Environmental Engineering. McGraw-Hill, Inc. New York, 1991.
- [4] R. E. Britter and J. McQuaid. Workbook on the dispersion of dense gases. Health and Safety Executive. Sheffield, 1988.
- [5] Committee for the Prevention of Disasters. Methods for the determination of possible damage (Green Book). The Hague, 1992.
- [6] S. B. Turner, Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates. Lewis Publishers. Boca Raton, 1994.
- [7] J. Z. Holland. A meteorological survey of the Oak Ridge area: final report covering the period 1858-1952. Weather Bureau, 554-559. Atomic Energy Comm., Report ORO-99. Washington DC, 1953.
- [8] F. Pasquill. Meteorol. Mag., 90 (1961) 33
- [9] F.A. Gifford. Nuclear Safety, 2 (1961) 47.
- [10] R. F. Griffiths. Atmosph. Env., 28 (1994) 2861.
- [11] G. A. Briggs. Diffusion Estimation for Small Emissions. Report ATDL-106. Environmental Research Laboratories. Washington, DC, 1974.
- [12] E. Palazzi, M. Defaveri and G. Fumarola. Atmosph. Env., 16 (1982) 2785.
- [13] M. R. Beychok. Fundamentals of Stack Gas Dispersion. M. R. Beychok, Irvine, CA, 1994.
- [14] J. S. Puttock, K. Macfarlane, A. Prothero, F. J. Rees, P. T. Roberts, H. W. Witlox and D. N. Blewitt. J. Loss Prev. Proc. Ind., 4 (1991) 16.
- [15] F. P. Lees. Loss Prevention in the Process Industries. Butterworth Heinemann, Oxford, 1996.
- [16] J. A. Vflchez, E. Planas-Cuchi, J. Casal and J. Arnaldos. J. Loss Prev. Proc. Ind., 15 (2002) 507.
- [17] G. Ooms. Atmosph. Env., 6 (1972) 899.
- [18] G. Ooms, A. P. Mahieu, F. Zelis. In First International Symposium on Loss Prevention and Safety Promotion in the Process Industries (211-219). Elsevier. Amsterdam, 1974.
- [19] Environmental Protection Agency. Complete DEGADIS, 1990. Executable and source FORTRAN Code (933KB, ZIP). Available online at <http://www.epa.gov/ttn/scram/>.
- [20] V. J. Clancey. Chem. Proc. Haz., 6 (1977) 121.
- [21] R. F. Sellers and A. J. Forman. J. Hygiene, Cambr., 71 (1973) 15.

- [22] A. I. Donaldson, N. P. Ferris, J. Gloster. *Res. Veter. Sci.* 33 (1982) 384.
- [23] A. I. Donaldson, C. F. Gibson, R. Oliver, C. Hamblin and R. P. Kitching. *Res. Veter. Sci.*, 43 (1987) 339.
- [24] National Oceanic and Atmospheric Administration. ALOHA, Version 5.5. NOAA, Seattle, WA 98115, 1992.
- [25] J. Casal, M. Moreso, E. Planas-Cuchi and J. Casal. *Veter. Rec.*, June (1997) 672.
- [26] J. Casal, E. Planas-Cuchi, J. M. Moreso and J. Casal. *J. Hazard. Mater.*, 43 (1995) 229.
- [27] J. Casal, E. Planas-Cuchi and J. Casal. *J. Hazard. Mater.*, A68 (1999) 179.
- [28] P. C. Davies and G. Purdy. *Toxic risk assessment: the effect of being indoors*. IChE North Western Branch Papers, 1986, 1, 1.1.
- [29] M. Meselson, J. Guillemin, M. Hugh-Jones, A. Langmuir, I. Popova, A. Shelokov and O. Yampolskaya. *Science*, 266 (1994) 1202.
- [30] M. Meselson. *The ASA Newsletter*, 01-6, No. 87 (2001) (<http://www.asanltr.com/>).

فصل ہفتم

آسیب پذیری



۱- مقدمه

در صورت بروز اثرات یک حادثه - تابش حرارتی، افزایش فشار، اثرات ناشی از غلظت زیاد مواد سمی - پیامدهای آن نیز باید مشخص شوند. مثلاً اثرات یک حادثه بر روی افراد، ساختمان‌ها، تجهیزات و محیط زیست باید تخمین زده شوند.

این تخمین‌ها را می‌توان به کمک داده‌های موجود در جداول یا گراف‌ها و یا بوسیله مدل‌های تحلیلی انجام داد. نتایج بدست آمده از تخمین‌های اولیه مجدداً به عنوان حدس اولیه بکار گرفته خواهند شد. صحت تخمین‌ها به استفاده مناسب از مدل‌ها و نیز همانطور که در سایر زمینه‌های مهندسی رایج است به معیارهای بکارگرفته شده و تجربیات فرد تحلیل‌گر بستگی دارد. در این فصل روش‌های مختلفی که برای تخمین پیامدهای یک حادثه بکار می‌رود طی مثال‌هایی بررسی می‌گردند.

۲- واکنش جمعیت به یک حادثه

افراد مختلف در یک جمعیت در صورتیکه در برابر تبعات یک حادثه قرار گیرند، واکنش‌های یکسانی نسبت به اثرات آن حادثه (مثل تابش حرارتی، دوز سمیت، افزایش فشار ناشی از انفجار) نشان نمی‌دهند. وقتیکه افراد مختلف در یک گروه تحت تأثیر شدت یا دوز یکسانی قرار می‌گیرند، برخی افراد فقط بطور جزئی آسیب می‌بینند، در صورتیکه برخی افراد دیگر ممکن است صدمات شدیدی دیده باشند و در عین حال بیشتر افراد دچار آسیب دیدگی متوسطی شده باشند.

در چنین مواردی واکنش عمومی یک جمعیت را می‌توان بوسیله تابع توزیع نرمال (شکل ۷-۱) و مطابق رابطه زیر بیان کرد:

$$f(X) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \cdot \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{x-\mu}{\sigma}\right)^2\right] \quad (1-7)$$

که در آن:

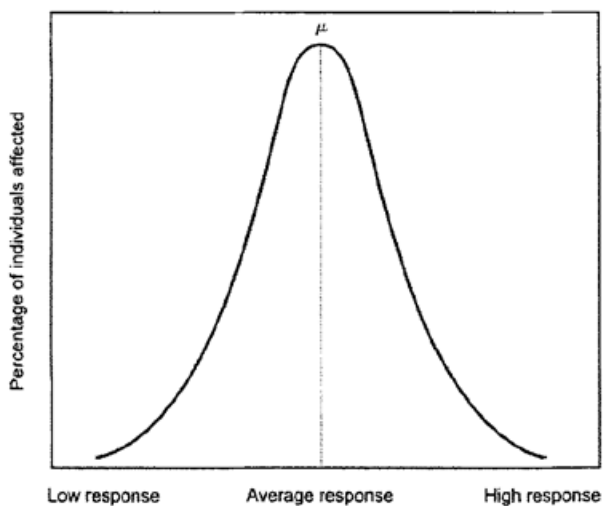
$f(x)$ - درصد افرادیست که تحت تأثیر آثار یک حادثه قرار گرفته‌اند.

x - واکنش (پاسخ)

σ - انحراف معیار

μ - میانگین

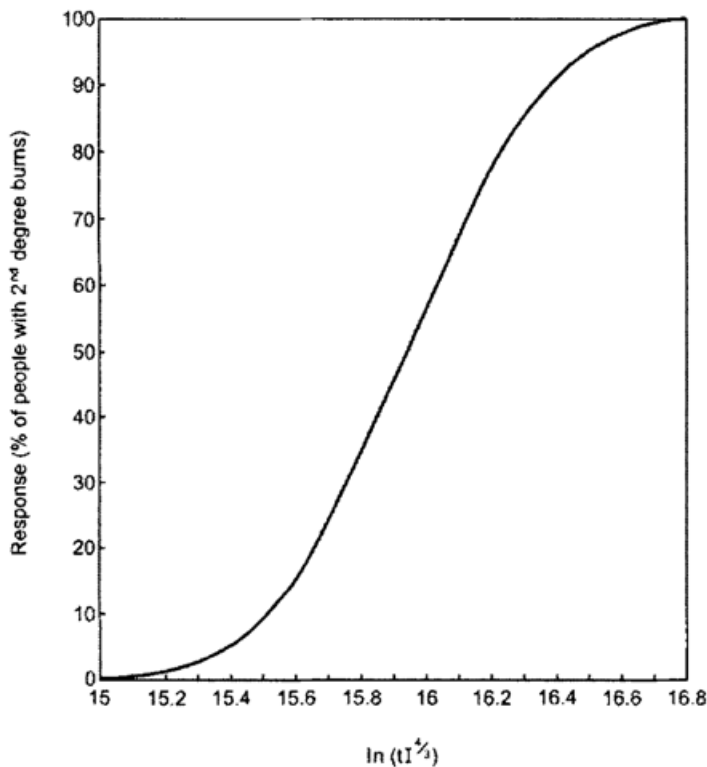
اگر داده‌های رسم شده در شکل ۷-۱ برای مقادیر دوزهای مختلف موجود باشند، واکنش متوسط بعنوان تابعی از دوز قابل رسم است. برای سادگی، لگاریتم دوز در شکل ۷-۲ (برای حالت سوختگی درجه دو) رسم شده است، در چنین حالتی چون در وسط منحنی یک خط مستقیم بوجود می‌آید، استفاده از نمودار آسان‌تر خواهد بود.



شکل ۷-۱- نمودار توزیع نرمال: واکنش جمعیت مورد مطالعه به یک حادثه عمده

این نمودار را می‌توان برای حالت‌های مختلفی از قبیل قرار گرفتن در معرض تابش حرارتی، افزایش فشار و غیره بدست آورد. هرچند در عمل بهتر است از روابط تحلیلی که از نقطه نظر محاسباتی کاربردی‌تر هستند استفاده گردد. به همین دلیل معمولاً از معادلات ارزش احتمال^۱ استفاده می‌گردد.

¹ Probit



شکل ۷-۲- واکنش افراد (% افرادی که دچار سوختگی درجه ۲ شده‌اند) بعنوان تابعی از لگاریتم دوز (زمان برحسب ثانیه؛ I شدت تابش برحسب W/m^2) برای یک حالت خاص (قرار گرفتن در معرض تابش حرارتی)

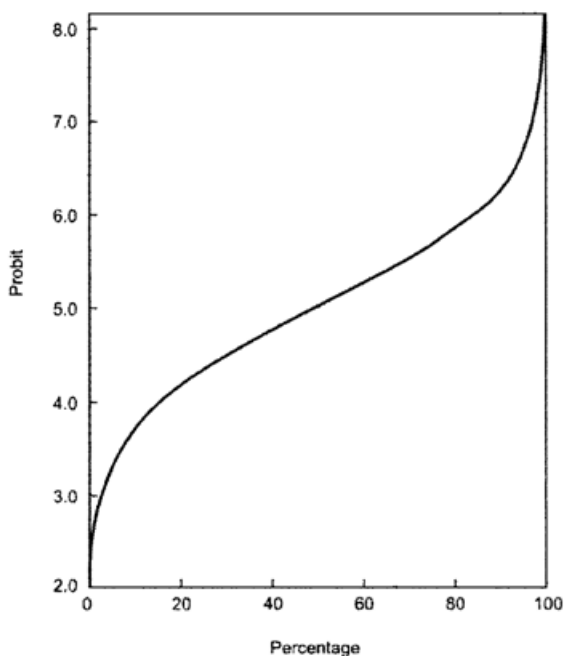
۳- آنالیز ارزش احتمال

برای اینکه بتوان بزرگی یک رویداد را - مثل تابش حرارتی ناشی از آتش- به درجه خسارت ایجاد شده ناشی از آن ارتباط داد، مثلاً برای بدست آوردن رابطه بین دوز دریافتی و واکنش ایجاد شده، به تابعی نیاز است که پیامدهای یک حادثه را تخمین بزند. متداول‌ترین روش برای این کار، روش آنالیز ارزش احتمال است که متغیر ارزش احتمال (probit) (با واحد احتمال) را به مقدار احتمال ربط می‌دهد.

متغیر ارزش احتمال Y ، درصدی از جمعیت هدف را نشان می‌دهد که تحت تأثیر شدت معینی (V) از اثرات که باعث ایجاد صدمات می‌گردد قرار می‌گیرند. این متغیر از یک توزیع نرمال تبعیت می‌کند و مقدار متوسط آن برابر ۵ و انحراف معیار آن برابر ۱ می‌باشد. رابطه بین متغیر ارزش احتمال (Y) و احتمال (P) به این صورت تعریف می‌گردد [۱]:

$$P = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{Y-5} \exp\left[-\left(\frac{V^2}{2}\right)\right] dv \quad (۷-۲)$$

در عمل، مقدار عددی احتمال (بین ۰ تا ۱) با مقدار درصد (بین ۰ تا ۱۰۰) جایگزین می‌شود، که برای آنالیز ریسک کاربردی‌تر است. شکل ۳-۷، رابطه ۲-۷ را به صورت نمودار نشان می‌دهد. این رابطه مقدار احتمال را (که برحسب درصد بیان می‌شود) به متغیر ارزش احتمال، و داده‌های مربوطه که در جدول ۱-۷ آورده شده است مرتبط می‌کند. رابطه ۲-۷ منحنی S مربوط به رابطه واکنش-دوز (مثلاً درصد مرگ و میر-افزایش فشار) را به فرم خط راست (شکل ۴-۷) برای حالت داده شده تبدیل می‌کند تا بتوان برای معادله ارزش احتمال از مقیاس خطی استفاده نمود.

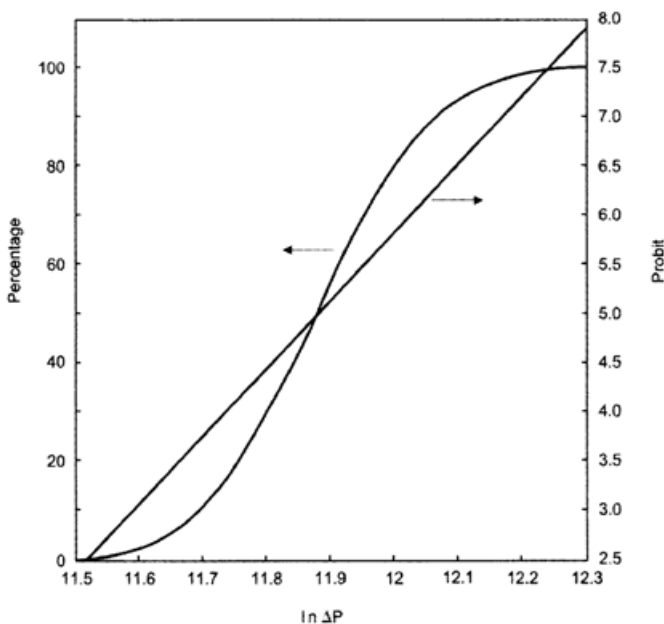


شکل ۳-۷- رابطه بین ارزش احتمال و درصد [۱]

اگر درصد جمعیتی که یک واکنش معین را تجربه می‌کنند برحسب شدت واقعه رسم نشده و برحسب لگاریتم آن رسم شود، منحنی بدست آمده بسیار به توزیع نرمال نزدیکتر خواهد بود. بنابراین، رابطه بین متغیر ارزش احتمال و V به این صورت بیان خواهد شد:

$$Y = 5 + \frac{\ln V - \mu}{\sigma} \quad (3-7)$$

که در این رابطه μ و σ به ترتیب مقدار متوسط و مقدار انحراف معیار، نسبت به توزیع نرمال خواهند بود.



شکل ۷-۴ - رابطه بین دوز-واکنش برای مرگ ناشی از خونریزی ریه (انفجار) ($\Delta P, N/m^2$)

معادله ۷-۳ را می‌توان به فرم زیر اصلاح کرد که معمولاً برای محاسبه مقدار ارزش احتمال، متغیر Y بکار می‌رود:

$$Y = a + b \cdot \ln V \quad (۴-۷)$$

a و b مقادیر ثابتی هستند که بطور تجربی و با استفاده از اطلاعات بدست آمده از حوادث قبلی و یا آزمایشات انجام شده بر روی حیوانات تعیین می‌شوند. V عبارتست از دوز اثرات آسیب زنده، که ممکن است تنها یک پارامتر (مثلاً افزایش فشار ناشی از انفجار) و یا ترکیبی از پارامترهای مختلف (مثلاً ترکیبی از غلظت و زمان در حالت انتشار گاز سمی، و یا تابش حرارتی و زمان در حالت بروز آتش) باشد.

پس از تعیین Y ، برای تخمین پیامدهای واقعی حادثه بر روی جمعیت مورد مطالعه، متغیر ارزش احتمال باید تبدیل به درصد افراد تحت تأثیر گردد (مثلاً تعداد افراد مجروح یا کشته شده). به این منظور می‌توان از داده‌های موجود در جدول ۷-۱ استفاده کرد.

روش دیگری که برای بیان درصد افراد تحت تأثیر یک حادثه با توجه به ارزش احتمال مربوطه بکار می‌رود و برای برخی محاسبات خاص ممکن است مناسب‌تر باشد به این صورت است:

$$\text{percentage} = 50 \left[1 + \frac{Y-5}{|Y-5|} \cdot \text{erf} \left(\frac{|Y-5|}{\sqrt{2}} \right) \right] \quad (۵-۷)$$

جدول ۷-۱- رابطه بین متغیر ارزش احتمال و درصد را نشان می‌دهد [۱]

%	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0		2.67	2.95	3.12	3.25	3.36	3.45	3.52	3.59	3.66
10	3.72	3.77	3.82	3.87	3.92	3.96	4.01	4.05	4.08	4.12
20	4.16	4.19	4.23	4.26	4.29	4.33	4.36	4.39	4.42	4.45
30	4.48	4.50	4.53	4.56	4.59	4.61	4.64	4.67	4.69	4.72
40	4.75	4.77	4.80	4.82	4.85	4.87	4.90	4.92	4.95	4.97
50	5.00	5.03	5.05	5.08	5.10	5.13	5.15	5.18	5.20	5.23
60	5.25	5.28	5.31	5.33	5.36	5.39	5.41	5.44	5.47	5.50
70	5.52	5.55	5.58	5.61	5.64	5.67	5.71	5.74	5.77	5.81
80	5.84	5.88	5.92	5.95	5.99	6.04	6.08	6.13	6.18	6.23
90	6.28	6.34	6.41	6.48	6.55	6.64	6.75	6.88	7.05	7.33
-	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
99	7.33	7.37	7.41	7.46	7.51	7.58	7.65	7.75	7.88	8.09

Vilchez و همکاران [۲] مجموعه‌ای از روش‌های تحلیلی را برای تبدیل متغیرهای ارزش احتمال به درصد و بالعکس پیشنهاد کرده‌اند که برای اجرای محاسبات با کدهای کامپیوتری بسیار مفید است. نتایج حاصله حتی در نواحی مجانب^۲ تابع ارزش احتمال، تطابق بسیار خوبی با مقادیر موجود در شکل‌ها و جداول معمول دارد (به پیوست ۷-۱ مراجعه شود).

در حال حاضر، روش ارزش احتمال بطور گسترده‌ای برای تخمین پیامدهای حوادث بزرگ و مشخص روی افراد بکار گرفته می‌شود.

مثال ۷-۱

داده‌های مندرج در جدول ۷-۲ درصد افرادی را که در اثر خونریزی ریه در حوادث واقعی انفجار کشته شده‌اند نشان می‌دهد. با استفاده از این داده‌ها باید معادلات ارزش احتمال برای مرگ ناشی از خونریزی ریه را بدست آورد. حداکثر افزایش فشار ΔP به عنوان شدت اثرات در نظر گرفته شود.

جدول ۷-۲

درصد مرگ و میر	حداکثر افزایش فشار، $N m^{-2}$
۱	$1/0.3 \times 10^5$
۱۰	$1/2.0 \times 10^5$
۴۰	$1/3.9 \times 10^5$
۶۰	$1/5.0 \times 10^5$
۹۰	$1/7.4 \times 10^5$
۹۹	$2/0.2 \times 10^5$

² asymptotic

راه حل

برای پیدا کردن یک رابطه از نوع معادله (۴-۷)، مقادیر لگاریتم حداکثر افزایش فشار و مقدار تابع ارزش احتمال متناظر با درصد‌های مندرج در جدول ۱-۷ باید مشخص گردند.

این داده‌ها از جدول ۱-۷ قابل محاسبه‌اند و نتایج بدست آمده در جدول ۳-۷ نشان داده شده‌اند.

جدول ۳-۷

Y	Ln ΔP	درصد مرگ و میر	حداکثر افزایش فشار، $N m^{-2}$
۲/۶۷	۱۱/۵۴۴	۱	$۱/۰۳ \times ۱۰^۵$
۳/۷۲	۱۱/۶۹۶	۱۰	$۱/۲۰ \times ۱۰^۵$
۴/۷۵	۱۱/۸۴۵	۴۰	$۱/۳۹ \times ۱۰^۵$
۵/۲۵	۱۱/۹۱۷	۶۰	$۱/۵۰ \times ۱۰^۵$
۶/۲۸	۱۲/۰۶۷	۹۰	$۱/۷۴ \times ۱۰^۵$
۷/۳۳	۱۲/۲۱۸	۹۹	$۲/۰۲ \times ۱۰^۵$

مقدار Y برحسب $\ln \Delta P$ در شکل ۴-۷ رسم شده است. نتیجه به شکل یک خط راست بدست آمده که معادله آن به شکل زیر می‌باشد:

$$Y = -77.1 + 6.91 \ln \Delta P$$

معادله فوق معادله ارزش احتمال برای پیش بینی درصد افرادیست که دچار مرگ ناشی از خونریزی ریه می‌شوند (به بخش ۵ مراجعه شود).

همواره باید در نظر داشت، در صورتیکه برای تخمین پیامدهای گوناگون یک حادثه (مثلاً سوختگی درجه یک، سوختگی درجه دو یا مرگ و میر) روی یک جمعیت خاص، از معادلات مختلف ارزش احتمال استفاده شود، دسته‌های مختلف با یکدیگر همپوشانی خواهند داشت. بنابراین، همه افرادی که دچار سوختگی درجه دو شده‌اند، در نتایج مربوط به سوختگی درجه یک نیز نشان داده خواهند شد، و همه کسانی که در اثر تابش حرارتی کشته شده‌اند، دچار سوختگی درجه دو نیز شده‌اند (به مثال ۲-۷ مراجعه شود).

۴- آسیب پذیری در برابر تابش حرارتی

۴-۱- آسیب به افراد

مهمترین اثر شار حرارتی (تابش) بر افراد سوختگی پوست است که شدت آن به شدت تابش حرارتی (kW/m^2) و دوز دریافتی بستگی دارد. سوختگی‌ها به سه دسته زیر تقسیم می‌شوند:

- سوختگی درجه یک، جراحات‌های سطحی ایجاد کرده، پوست قرمز و دردناک می‌گردد.
- سوختگی درجه دو، جراحات‌های عمیق‌تر ($0.1mm$) ایجاد کرده، پوست قرمز شده و تاول می‌زند.

• سوختگی درجه سه، جراحت کاملاً عمیق (1-2 mm) ایجاد کرده، صدمه دیدگان همه حواس خود را در محل‌هایی که دچار سوختگی شده از دست خواهند داد و پوست کاملاً از بین رفته و به رنگ زرد یا سیاه در می‌آید.

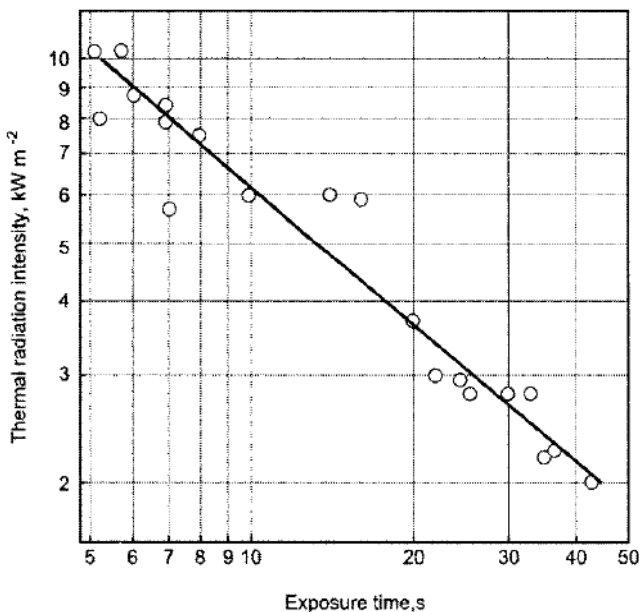
در سوختگی‌های درجه دو و سه احتمال مرگ و میر وجود دارد. گستردگی این سوختگی در ناحیه‌ای وسیع از بدن، که منجر به از بین رفتن پوست - پوشش محافظ بدن در برابر محیط - می‌شود سبب از دست رفتن مایعات و افزایش شدید احتمال عفونت و مرگ و میر می‌گردد. احتمال نجات فرد آسیب دیده در این حالت تابعی از درصد سطح آسیب دیده بدن و سن فرد می‌باشد (جدول ۷-۴ ملاحظه شود) [۳]. بعلاوه در صورتیکه بیش از ۳۰٪ سطح بیرونی بدن سوخته باشد، فرد دچار شوک شده و خواهد مرد [۴].

"محدوده قابل تحمل" برای افراد - معیاری که صحت آن منحصر به حالت خاصی نمی‌باشد- در حدود 5 kW/m^2 در نظر گرفته می‌شود.

بعنوان مرجعی که می‌توان همیشه آن را به خاطر آورد، می‌توان به تابش خورشید در روزهای آفتابی اشاره کرد که تقریباً معادل 1 kW/m^2 می‌باشد.

جدول ۷-۴ - رابطه بین درصد سطح سوخته بدن، سن و مرگ و میر

Area Burned %	Age (Year)																
	5-4	5-9	10-14	15-19	20-24	25-29	30-34	35-39	40-44	45-49	50-54	55-59	60-64	65-69	70-74	75-79	80
≥93	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
88-92	.9	.9	.9	.9	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
83-87	.9	.9	.9	.9	.9	.9	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
78-82	.8	.8	.8	.8	.9	.9	.9	.9	1	1	1	1	1	1	1	1	1
73-77	.7	.7	.8	.8	.8	.8	.9	.9	.9	1	1	1	1	1	1	1	1
68-72	.6	.6	.7	.7	.7	.8	.8	.8	.9	.9	.9	1	1	1	1	1	1
63-67	.5	.5	.6	.6	.6	.7	.7	.8	.8	.9	.9	.9	1	1	1	1	1
58-62	.4	.4	.4	.5	.5	.6	.6	.7	.7	.8	.9	.9	1	1	1	1	1
53-67	.3	.3	.3	.4	.4	.5	.5	.6	.7	.7	.8	.9	.9	1	1	1	1
48-52	.2	.2	.3	.3	.3	.3	.4	.5	.6	.6	.7	.8	.9	1	1	1	1
43-47	.2	.2	.2	.2	.2	.3	.3	.4	.4	.5	.6	.7	.8	1	1	1	1
38-42	.1	.1	.1	.1	.2	.2	.2	.3	.3	.4	.5	.6	.8	.9	1	1	1
33-37	.1	.1	.1	.1	.1	.1	.2	.2	.3	.3	.4	.5	.7	.8	.9	1	1
28-32	0	0	0	0	.1	.1	.1	.1	.2	.2	.3	.4	.6	.7	.9	1	1
23-27	0	0	0	0	0	0	.1	.1	.1	.2	.2	.3	.4	.6	.7	.9	1
18-22	0	0	0	0	0	0	0	.1	.1	.1	.1	.2	.3	.4	.6	.8	.9
13-17	0	0	0	0	0	0	0	0	0	.1	.1	.1	.2	.3	.5	.6	.7
8-12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	.1	.1	.1	.2	.3	.5	.5
3-7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	.1	.1	.2	.3	.4
0-2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	.1	.1	.2	.2



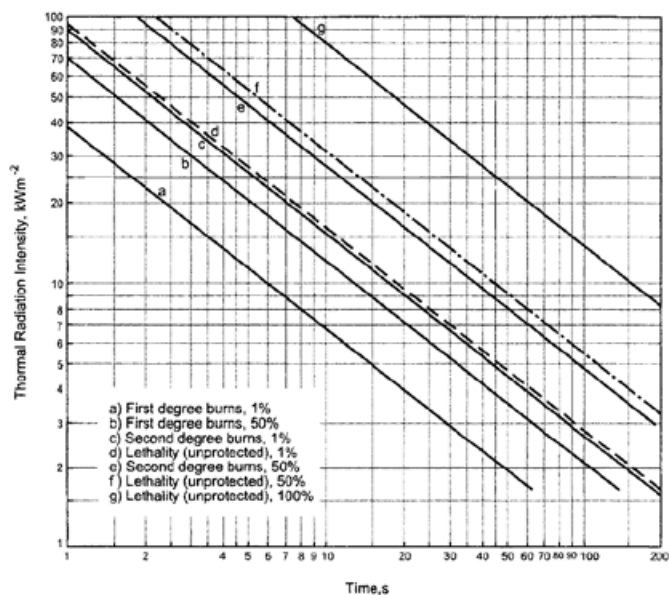
شکل ۷-۵- مدت زمانیکه پس از آن فرد در اثر تابش حرارتی احساس درد کند (براساس مرجع [۷] اصلاح شده)

برخی از مؤلفان مدت زمان سپری شده قبل از احساس درد را بعنوان تابعی از شار حرارتی مطالعه کرده‌اند. داده‌هایی که به طریق تجربی از داوطلبین بدست آمده است نشان می‌دهد که فرد زمانی احساس درد می‌کند که درجه حرارت پوست در عمق ۰/۱ میلی‌متری به ۴۵ درجه سانتیگراد برسد. این مفهوم را به شکل زیر می‌توان نشان داد:

$$t_d = (35/I)^{4/3} \quad (۶-۷)$$

t_d زمان سپری شده قبل از احساس درد، برحسب ثانیه، و I شار حرارتی بر حسب kW/m^2 می‌باشد.

در شکل ۷-۵ رابطه بین شدت تابش حرارتی و زمان سپری شده قبل از احساس درد را در حالتیکه پوست بدون محافظ در برابر تابش حرارتی قرار گیرد نشان می‌دهد. داده‌ها توسط Buettner [۷] بدست آمده‌اند و خط بدست آمده با معادله (۶-۷) تطابق دارد.



شکل ۷-۶- پیامدهای تابش حرارتی به عنوان تابعی از شدت و زمان در معرض بودن [۸]

در شدت تابش حرارتی 5 kW/m^2 ، زمان سپری شده قبل از احساس درد (با فرض اینکه پوست بدون پوشش است) در حدود ۱۳ ثانیه است و پس از ۲۰ ثانیه تحت این شار حرارتی سوختگی درجه دو پیش می‌آید. معمولاً فرض بر این است که شار حرارتی کمتر $1/5 \text{ kW/m}^2$ ، مستقل از زمان تابش، سبب درد نمی‌شود (گرچه درد و سوختگی ممکن است در زمان‌های طولانی اتفاق بیفتد ولی معمولاً ناشی از سناریوهای حوادث نمی‌باشد). وقتی دمای پوست به ۵۵ درجه سانتیگراد برسد، پوست تاول می‌زند.

جدول ۷-۵ سطوح مختلف صدمات را برای شارهای حرارتی مختلف به طور تقریبی نشان می‌دهد. شکل ۷-۶ تغییرات پیامدها را به صورت تابعی از زمان و شدت تابش حرارتی نشان می‌دهد.

جدول ۷-۵- سطوح تقریبی صدمات برای شارهای حرارتی مختلف

اثرات	شار حرارتی، kW/m^2
برای افراد بدون پوشش محافظ مخصوص، بی ضرر است.	۱/۴
در دراز مدت سبب ناراحتی نمی‌شود.	۱/۶
حداقل مقداری که سبب درد می‌شود.	۱/۷
حداقل مقداری که پس از یک دقیقه سبب درد می‌شود.	۲/۱
بعد از ۲۰ ثانیه سبب درد شده، احتمال تاول زدگی وجود دارد، احتمال مرگ و میر ۰٪ است.	۴/۰
در مدت ۱۵ تا ۲۰ ثانیه ایجاد درد کرده و پس از ۳۰ ثانیه ایجاد سوختگی می‌کند.	۴/۷
حداکثر میزان قابل تحمل برای آتش‌نشانی که کاملاً محافظت شده‌اند (بوسیله لباس‌های	۷/۰

محافظ کلاسیک)	
فولادهای نازک، که قسمت‌های کمی از آنها عایق شده است ممکن است مقاومت مکانیکی خود را از دست بدهند.	۱۱/۷
عایق پلاستیکی سیم‌های الکتریکی ذوب شده، لوله‌های پلاستیکی ذوب شده، احتمال مرگ و میر ۱۰۰٪ است.	۱۲/۵
شدت تابش بحرانی* برای چوب (بدون تماس شعله با سطح، چوب مشتعل می‌شود)	۱۵/۰
فولادهای نازک عایق شده ممکن است مقاومت مکانیکی خود را از دست دهند.	۲۵/۰
شدت تابش بحرانی برای چوب و منسوجات (بدون شعله) - حد آستانه اشتعال ساختمان‌ها	۳۵/۰
خسارت به تجهیزات فرآیندی، تخریب سازه‌ها	۳۷/۵

* شدت تابش بحرانی: حداقل تابشی که در آن اشتعال می‌تواند رخ دهد.

۴-۱-۱- معادلات ارزش احتمال

معادلات مختلفی برای تخمین اثرات تابش حرارتی بر انسان وجود دارد. دوز دریافتی در این حالت معمولاً به صورت $(t.I^{4/3})$ بیان می‌شود. بعضی از پرکاربردترین معادلات در این رابطه [۹] که بوسیله تطابق دادن معادلات انفجارهای هسته‌ای با آتش هیدروکربنی، توسط Eisenberg و همکاران بدست آمده است، در ذیل آورده شده است:

سوختگی‌های درجه اول:

$$Y = -39.83 + 3.0186 \ln(t.I^{4/3}) \quad (۷-۷)$$

سوختگی‌های درجه دوم:

$$Y = -43.14 + 3.0186 \ln(t.I^{4/3}) \quad (۸-۷)$$

مرگ و میر:

$$Y = -36.38 + 2.56 \ln(t.I^{4/3}) \quad (۹-۷)$$

که در آن t زمان (مؤثر) در معرض بودن برحسب ثانیه و I شدت تابش حرارتی برحسب W/m^2 است.

مدت زمان مجاورت در برابر تابش حرارتی برای آتش‌های کوتاه مدت نظیر آتش کروی قابل اندازه‌گیری است. این زمان را برای آتش‌های طولانی‌تر در محیط‌های شهری می‌توان در حدود ۳۰ تا ۴۰ ثانیه فرض کرد [۱۰]. در حالت‌های دیگر، اگر هیچ اطلاعات خاصی در دسترس نباشد، زمان مجاورت را می‌توان معادل زمانی فرض کرد که لازم است تا شدت تابش حرارتی به $1 kW/m^2$ کاهش یابد.

۴-۱-۲- پوشش و لباس

این موضوع شامل هر نوع لباسی نمی‌شود بلکه پوشش و لباس در صورتیکه آتش‌نگیر اثر محافظتی خواهد داشت، و اگر محترق شود سبب سوختگی‌های شدید منجر به مرگ خواهد شد. حد آستانه تابش حرارتی برای احتراق لباس $(t=20s)$ در حدود $35 kW/m^2$ می‌باشد.

اگر لباس آتش نگیرد، انتظار می‌رود که حداقل ۸۰٪ پوست محافظت شود، صورت و گردن (۷٪)، زیر بغل (armpit) (۸٪) و دست‌ها (۵٪) بدون محافظ باقی می‌مانند. به هر حال، حتی با وجود چنین پوشش محافظی، و با داشتن توزیع سن عمومی در جمعیت مورد مطالعه و میزان مرگ و میر متغیر با توجه به سطح سوخته شده، با شدت سوختگی حدود ۲۰٪ سطح بدن، تقریباً ۱۴٪ افراد کشته خواهند شد [۱۱].

با در نظر گرفتن اثرات محافظتی لباس، مرگ آوری می‌تواند با استفاده از رابطه زیر تخمین زده شود [۱۲]:

$$Y = -37.23 + 2.56 \ln(t \cdot I^{4/3}) \quad (10-7)$$

معادلات (۷-۷)، (۸-۷)، (۹-۷) و (۱۰-۷) در شکل ۷-۷ رسم شده‌اند.

۴-۱-۱- فرار

معمولاً فرض بر این است، که ۵ ثانیه طول می‌کشد تا افراد واکنش نشان داده [۱۲] و بتوانند با سرعتی حدود ۴-۶ m/s به عنوان یک سرعت معمول، فرار کنند [۱۱].

به عنوان یک ملاک عمومی، زمان در معرض بودن عبارتست از زمان واکنش افراد بعلاوه زمان لازم برای رسیدن به جان‌پناه یا محلی که شدت تابش حرارتی در آن کمتر از 1 kW/m^2 باشد ($I \leq 1 \text{ kW/m}^2$). بنابراین دوز دریافتی برای فردی که در یک محیط باز در حال فرار است، عبارتست از [۱۱]:

$$Dose = I_0^{4/3} \cdot t_{eff} = I_0^{4/3} \cdot t_r + \int_{t_r}^t (I(t))^{4/3} \cdot dt = I_0^{4/3} \left[t_r + \frac{3}{5} \frac{d_0}{u} \left\{ 1 - \left(1 + \frac{u}{d_0} (t_{exp} - t_r) \right)^{-5/3} \right\} \right] \quad (11-7)$$

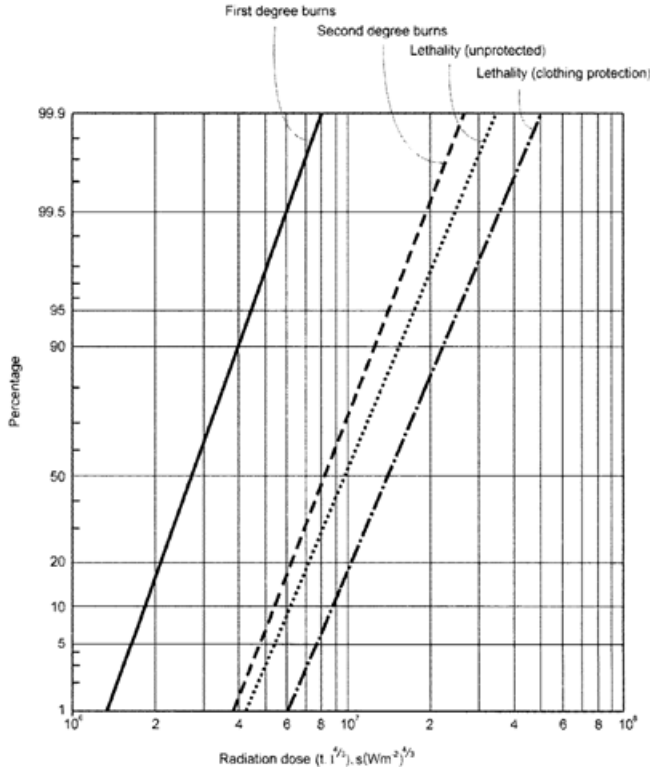
که در آن I_0 مقدار I دریافت شده در موقیت فرد در زمان شروع آتش، برحسب kW/m^2 ، d_0 فاصله بین سطح شعله تا موقیت فرد در زمان شروع آتش، برحسب متر، t_{eff} مدت زمان مؤثر در معرض بودن (زمان معادل برای شدت تابش حرارتی متوسط I_0)، t_{exp} کل زمان مجاورت برحسب ثانیه (اگر مدت زمان آتش کمتر از زمان t_{exp} باشد، $t_{exp} = t$ در نظر گرفته شود)، t_r زمان واکنش فرد برحسب ثانیه و u سرعت فرار برحسب m/s است.

در محیط‌های شهری (با تراکم بالای ساختمان‌ها)، فاصله با نزدیکترین جان‌پناه حدود ۲۰ متر فرض می‌شود، و بنابراین $t_{exp} = t_r + t_{esc} = 10 \text{ s}$. شدت تابش حرارتی در چنین حالتی ثابت و معادل I_0 فرض می‌شود. در محیطی با تراکم متوسط ساختمان‌ها، فاصله تا نزدیکترین جان‌پناه را می‌توان ۵۰ متر فرض کرد، و معادله (۷-۱۱) باید بکار گرفته شود. آستانه اشتعال برای یک ساختمان حدود 35 kW/m^2 در نظر گرفته می‌شود، گرچه این مقدار به نوع ساختمان‌ها نیز بستگی دارد. در مطالعات ریسک معمولاً فرض بر این است که اگر $I \geq 35 \text{ kW/m}^2$ باشد همه افراد مستقر در ساختمان کشته خواهند شد، و اگر $I \leq 35 \text{ kW/m}^2$ باشد نجات پیدا خواهند کرد.

یک حالت خاص در این مورد آتش ناگهانی^۳ است. دو احتمال برای این امر وجود دارد:

³ Flash Fire

- افرادی که خارج از محدوده آتش قرار گرفته‌اند، تحت تأثیر تابش حرارتی قرار می‌گیرند ولی بدلیل اینکه زمان مجاورت خیلی کوتاه است، آسیب کمی می‌بینند. به هر حال این فرض باید با احتیاط بکار گرفته شود زیرا در حالت‌های بسیاری افرادی که خارج از ابر گاز بوده‌اند دچار سوختگی‌های جدی شده‌اند (بطور مثال، در آتش ناگهانی در Lynchburg در سال ۱۹۷۲).
- افرادی که داخل محدوده آتش و در تماس مستقیم با شعله هستند، دچار سوختگی شدید شده و لباس‌های آنها آتش می‌گیرد. در این حالت فرض بر این است که همه افراد کشته خواهند شد. اگر یک ساختمان آتش بگیرد، به این معنی است که آتش ثانویه (که حالت معمول است) اتفاق افتاده است، و فرض بر این است که افراد داخل ساختمان کشته خواهند شد. اگر ساختمان آتش نگیرد افراد محافظت خواهند شد.



شکل ۷-۷- ارزش احتمال برای تابش حرارتی (t بر حسب ثانیه و I بر حسب W/m²)

مثال ۷-۲

یک آتش کروی، شامل ۱۹۰۵۰ kg LNG را در نظر بگیرید (حالتی که در مثال ۶-۷ در فصل ۶ توصیف شده است). اثرات تابش حرارتی را بر یک گروه ۴۰ نفری، که - در زمان شروع آتش کروی- در فاصله ۱۸۰ متری هستند، تخمین بزنید.

راه حل

با استفاده از محاسبات توصیف شده در فصل ۳، شدت تابش حرارتی روی سطوح عمودی در فاصله ۱۸۰ متری به این شکل بدست می‌آید:

$$I_{vertical} = 24kWm^{-2}$$

فاصله بین سطح شعله و نقطه هدف ۱۳۷ متر است ($d=137m$)

فاصله در محلی که $I_{vertical}=1 kW/m^2$ را نیز می‌توان محاسبه کرد:

$$x_{1kWm^{-2}} = 900m$$

اگر افراد با سرعت $4m/s$ فرار کنند، برای رسیدن به فاصله مورد نظر به زمان زیر نیاز خواهند داشت:

$$t_{escape} = \frac{900-180}{4} = 180s$$

سپس

$$t_{exp} = 5 + 180 = 185s \quad (\text{مثال ۶-۷ فصل ۶})$$

$$t_{fireball} = 10.6s$$

از آنجا که $t_{fireball} < t_{exp}$ ، فرض می‌شود $t_{fireball} = t_{exp}$. بنابراین زمان مؤثر مجاورت عبارتست از:

$$t_{eff} = t_r + \frac{3}{5} \frac{d_o}{u} \left\{ 1 - \left(1 + \frac{u}{d_o} (t_{exp} - t_r) \right)^{-5/3} \right\} = 5 + \frac{3}{5} \frac{137}{4} \left\{ 1 - \left(1 + \frac{4}{137} (10.6 - 5) \right)^{-5/3} \right\} = 9.6s$$

و بنابراین دوز دریافتی عبارتست از:

$$dose = 24000^{4/3} \times 9.6 = 6,645,885 (Wm^{-2})^{4/3} s$$

با اعمال کردن رابطه ارزش احتمال برای تابش حرارتی، درصد جمعیتی که تحت تأثیر تابش حرارتی قرار می‌گیرند به این روش محاسبه می‌گردد:

سوختگی‌های درجه اول:

$$probit = -39.83 + 3.0186 \cdot \ln 6645885 = 7.59 \Rightarrow 99.5\%$$

سوختگی‌های درجه دوم:

$$probit = -43.14 + 3.0186 \cdot \ln 6645885 = 4.28 \Rightarrow 24\%$$

مرگ و میر:

$$probit = -36.38 + 2.56 \cdot \ln 6645885 = 3.84 \Rightarrow 12\%$$

بنابراین، تقریباً ۹۹٪ افرادی که در معرض آتش قرار می‌گیرند، دچار سوختگی درجه یک شده، ۲۴٪ دچار سوختگی درجه ۲ می‌شوند و ۱۲٪ خواهند مرد. به دلیل همپوشانی تأثیرات فوق، (تقریباً) ۵ نفر کشته شده، ۵ نفر دچار سوختگی درجه دو و ۳۰ نفر دچار سوختگی درجه یک خواهند شد.

۴-۱-۴- اثرات هوای داغ

تابش حرارتی سبب گرم شدن قابل توجه هوای اطراف شده، و این مسأله بر افراد حاضر در محیط اثر می‌گذارد. در جدول ۶-۷ اثرات فیزیولوژیکی افزایش دمای هوا بر انسان نشان داده شده است [۱۴].

جدول ۶-۷- پیامدهای افزایش دمای هوا روی افراد

واکنش فیزیولوژیکی	دما، °C
مشکلات عمده برای تنفس	۱۲۵
قابل تحمل به مدت ۵ دقیقه	۱۴۰
حد دمای فرار	۱۵۰
درد سریع و غیر قابل تحمل (اگر پوست خشک باشد)	۱۶۰
جراحت غیر قابل جبران در مدت ۳۰ ثانیه	۱۸۰
زمان تحمل برای سیستم تنفس: کمتر از ۴ دقیقه (اگر پوست مرطوب باشد)	۲۰۵

۴-۲- صدمه به مواد

شار حرارتی ممکن است سبب صدمات مختلفی به مواد شود: بی رنگ شدن یا از بین رفتن سطوح یا پوشش رنگی، تغییر شکل اجزای سازه، آتش گرفتن مواد قابل احتراق، شکستگی (مثلاً درهای شیشه‌ای)، فروریختن اجزای سازه-ای، و نظیر آن. صدمات وارد شده به خواص مواد و مشخصه‌های فیزیکی اشیاء (شکل، ضخامت و غیره) بستگی به شار حرارتی دارد. تعیین قوانین عمومی برای پیش‌بینی صدمات -بجز در موارد معدود- غیر ممکن است و آنالیزهای خاصی با توجه به پدیده‌های انتقال حرارت باید انجام پذیرد. با این وجود، چند معیار ساده شده برای تخمین مقادیر قطعی وجود دارد و می‌تواند بکار گرفته شود.

اشتعال جامدات بستگی به درجه حرارت سطحی آنها دارد. سرعت افزایش دمای جسم جامد بستگی به شار حرارتی و ظرفیت گرمایی ویژه (capacity to store energy) آن دارد. وقتی دمای سطح جامد به دمای اشتعال (T_{ig}) برسد، جسم مشتعل می‌شود. یک میزان حداقل برای شار حرارتی وجود دارد (معمولاً شار حرارتی بحرانی نامیده می‌شود) تا دما به T_{ig} برسد. اگر شار حرارتی مساوی یا بیشتر از شار حرارتی بحرانی باشد، اشتعال در زمان t_{ig} رخ می‌دهد. دو وضعیت معمولاً قابل تمایز است: مواد نازک و مواد ضخیم.

در علم انتقال حرارت، مواد نازک به موادی گفته می‌شود که طی فرآیند گرمایش دما در نقاط مختلف آن یکنواخت باشد، ضخامت فیزیکی این مواد معمولاً در حدود ۱ تا ۲ میلی‌متر است. زمان اشتعال در این مواد از رابطه زیر قابل تخمین است:

$$t_{ig} = \rho c_p l \frac{T_{ig} - T_0}{I} \quad (۱۲-۷)$$

که در آن:

t_{ig} : زمان اشتعال (s)

c_p : ظرفیت گرمایی ویژه در فشار ثابت ($\text{kJkg}^{-1}\text{K}^{-1}$)

l : ضخامت ماده (m)

T_0 : دمای اولیه ماده (K)

T_{ig} : دمای اشتعال (K)

I : شار حرارتی (kWm^{-2})

ρ : دانسیته ماده (kgm^{-3})

مواد ضخیم موادی هستند که ضخامت آنها بیشتر از ۲ میلی‌متر باشد ($l > 2\text{mm}$). زمان برای این مواد عبارتست از:

$$t_{ig} = \frac{2}{3} k \rho c_p \left[\frac{T_{ig} - T_0}{I} \right] \quad (۱۳-۷)$$

که در این رابطه k ضریب هدایت حرارتی در دمای متوسط برحسب $\text{kWm}^{-1}\text{K}^{-1}$ می‌باشد.

جدول ۷-۷- زمان اشتعال عمومی برای جامدات ضخیم [۱۵]

ماده	زمان، s	فشار حرارتی، $kW.m^{-2}$
پلکسی گلاس، فوم پلی اورتان، فرش اکریلیک	۳۰۰	۱۰
فرش پشم	۷۰	۲۰
کاغذ روی دیوار گچی	۱۵۰	
نئوپان چوب	۲۵۰	
فوم پلی ایزوسیاناترات	۵	۳۰
فرش پشم/ نایلون	۷۰	
فیبر	۱۵۰	

نتایج بدست آمده از معادله [۷-۱۲] و [۷-۱۴] تقریبی هستند و در صورت بکارگیری در وضعیت‌های متفاوت ممکن است خطای بارزی نشان دهند. روش‌های صحیح‌تر برای حالت‌های مختلفی که در عمل احتمال وقوع بیشتری دارد، در مرجع [۱۶] آورده شده است.

جدول ۷-۸ زمان‌های اشتعال عمومی برای جامدات ضخیم و جدول ۷-۸ مقادیر T_{ig} و شار حرارتی بحرانی برای مواد با ضخامت‌های مختلف را نشان می‌دهد.

جدول ۷-۸- خواص اشتعالی مواد ساختمانی

$T_{ig}, ^\circ C$	$q_{critical}, kW.m^{-2}$	$k\rho c_p, (kWm^{-2}K)^2s$	ماده
390	16	0.46	تخته چندلایی (0.63cm)
412	18	0.93	نئوپان (1.27 cm)
298	10	1.87	فیبر (6.35mm)
355	14	0.46	تخته عایق فیبر
445	21	0.02	پلی ایزوسیاناترات (5.08cm)
435	20	0.03	فوم، جامد (2.54cm)
390	16	0.32	فوم، انعطاف پذیر (2.54cm)
630	46	0.38	پلی استایرن (5cm)
528	30	1.16	پلی کربنات (1.52mm)
378	15	1.02	PMMA، نوع G (1.27cm)
278	9	0.73	PMMA، نوع پلی کست (1.59cm)
435	20	0.25	فرش (پشم، ناخالص)
510	28	0.40	تخته گچی، FR (1.27cm)
378	15	0.70	پوشش آسفالت
445	21	0.50	پوشش فایبرگلاس
390	16	0.32	پلی استر مسلح به الیاف شیشه (2.24 mm)
400	17	0.72	پلی استر مسلح به الیاف شیشه (1.14 mm)
505	28	0.24	پانل هواپیما، اپوکسی الیاف دار

مثال ۷-۳

زمان اشتعال را برای یک قطعه چوب نئوپان با ضخامت ۱/۲۷ cm که تحت شار حرارتی تابشی معادل 25 kWm^{-2} قرار دارد محاسبه کنید.

راه حل

مقدار گرمای درونی برای نئوپان $(k\rho C_p)$ از جدول ۷-۷ معادل $0.93 \text{ (kWm}^{-2}\text{K}^{-1}\text{)s}$ است با اعمال معادله (۷-۱۳):

$$t_{ig} = \frac{2}{3} k\rho c_p \left[\frac{T_{ig} - T_0}{I} \right]^2 = \frac{2}{3} \times 0.93 \times \left[\frac{412 - 20}{25} \right]^2 = 152s \quad (13-7)$$

این نتایج تطابق خوبی با داده‌های تجربی که بوسیله Quintiere بدست آمده دارد [۱۵].

۵- آسیب پذیری نسبت به انفجار

۵-۱- صدمه به افراد مجاور

صدمات وارده به انسان در اثر انفجار به دو گروه تقسیم می‌شوند:

- پیامدهای مستقیم ناشی از افزایش فشار
- پیامدهای غیرمستقیم ناشی از ترکش‌ها (اولیه و ثانویه)، جابجایی، یا بدلیل فروریختن ساختمانها.

معیارهای تقریبی برای سناریوهای منجر به جراحت در اثر انفجار در جدول ۷-۹ آمده است.

جدول ۷-۹- پیامدهای افزایش فشار بر افراد

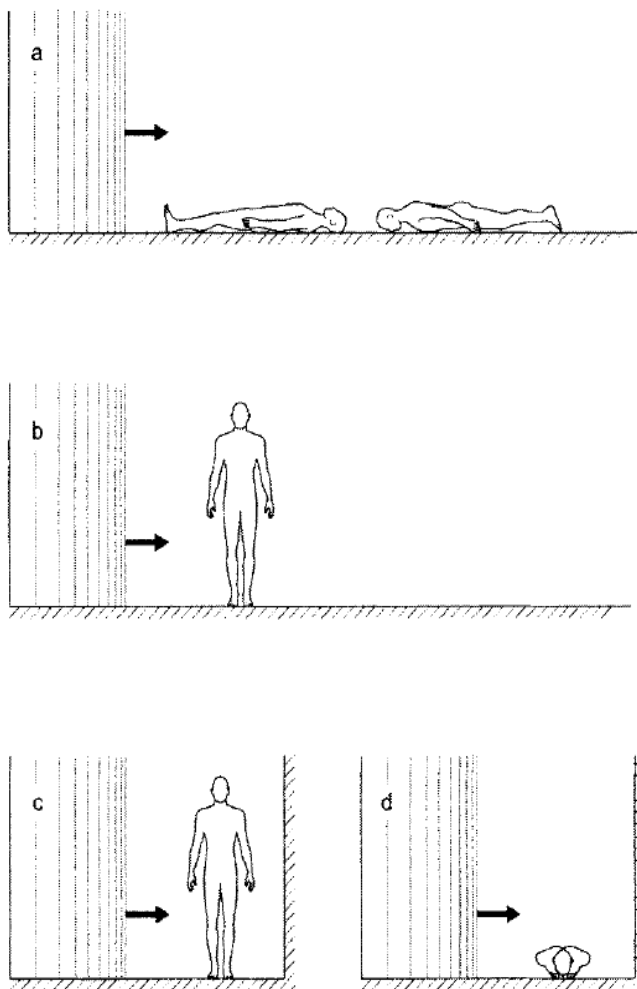
پیامدها	افزایش فشار، bar
افرادیکه درون ساختمانی یا سازه بتن مسلح و دور از پنجره‌ها باشند و افرادیکه در محیط باز باشند در صورتیکه روی زمین دراز بکشند سالم خواهند ماند.	< ۱
جراحات یا مرگ و میر در اثر برخورد پرتابه‌ها یا برخورد افراد به اشیاء وجود دارد.	۰/۱۴-۰/۰۷
افزایش بار فشار دینامیک در حدی است که احتمال دارد فرد را به زمین پرتاب کند.	> ۰/۲۱
پارگی پرده گوش	۰/۳۴
صدمه به ریه	۱

۵-۱-۱- پیامدهای مستقیم

اثرات مستقیم انفجار بر افراد به دلیل افزایش فشار ناگهانی است که به صورت عبور موج انفجار بروز می‌کند. مقاومت بدن انسان نسبت به افزایش فشار نسبتاً خوب است. زیرا قسمت اعظم بدن انسان از آب تشکیل شده که

سیالی غیرقابل تراکم است. بنابراین، صدمه مستقیم عمدتاً به قسمت‌هایی از بدن که محتوی هواست - مثل گوش‌ها و ریه‌ها- وارد می‌شود و به همین دلیل آسیب می‌بیند.

افزایش فشار بستگی به وضعیت قرارگیری فرد و بازتاب نهایی موج فشار دارد. شکل ۷-۸ [۱۹] وضعیت‌های اصلی را که احتمال وقوع بیشتری دارد به اختصار نشان می‌دهد. اگر بدن فرد مانعی در برابر موج فشار ایجاد نکند، P معادل افزایش فشار ماکزیمم موج فشار ΔP 'a' در شکل ۸-۷) خواهد بود. اگر بدن در وضعیتی باشد که کاملاً توسط موج فشار در برگرفته شود (شکل ۸-۷) و بنابراین شکل موج را تغییر دهد (ایستادن خطرناکترین حالت بدن است)، افزایش فشار وارد شده به قفسه سینه عبارتست از افزایش فشار ماکزیمم بعلاوه فشار P_w ناشی از باد انفجار بر بدن.



شکل ۷-۸- حالت‌های مختلف بدن انسان نسبت به موج فشار (برگرفته از مرجع [۱۹])

بنابراین:

$$P = \Delta P + P_w = \Delta P + \frac{5\Delta P^2}{2\Delta P + 14 \times 10^5} \quad (۱۴-۷)$$

اگر موج افزایش فشار از روی یک دیوار نزدیک به فرد منعکس شود (حالت 'c' و 'd' در شکل ۷-۸)، فشار موج منعکس شده P_r بر بدن اعمال می‌شود:

$$P = P_r = \frac{8\Delta P^2 + 14\Delta P \times 10^5}{\Delta P + 7 \times 10^5} \quad (۱۵-۷)$$

در صورتیکه موج فشار بسیار شدید باشد رابطه دیگری باید بکار رود [۱۱].

مرگ و میر در اثر خونریزی ریه را می‌توان با رابطه ارزش احتمالی که توسط Eisenberg و همکاران ارائه شده است، تخمین زد [۲۰]:

$$Y = -77.1 + 6.91 \times \ln P \quad (۱۶-۷)$$

برای تعیین درصد صدمه به پرده گوش، عبارت زیر را می‌توان استفاده کرد [۱۲]:

$$Y = -12.6 + 1.524 \times \ln P \quad (۱۷-۷)$$

در معادله ۷-۱۴ تا ۷-۱۷، P برحسب Nm^{-2} می‌باشد.

۵-۱-۲- پیامدهای غیر مستقیم

اثرات غیر مستقیم شامل اثرات نوع دوم (برخورد قطعات جسم منفجر شده یا اشیای دیگری که در اثر موج انفجار پرتاب می‌شوند) و اثرات نوع سوم (اساساً، جابجایی و پرت شدگی بدن فرد در اثر موج انفجار و برخورد با زمین یا موانع مقابل) می‌باشد.

۵-۱-۲-۱- جابجایی بدن فرد

به دلیل باد ناشی از انفجار که به دنبال موج فشار ایجاد می‌شود، بدن فرد ممکن است به میزان مشخصی جابجا شود. علاوه بر صدمات ناشی از برخورد بدن به زمین، اگر بدن با مانع محکمی برخورد کند احتمال مرگ بسیار زیاد است. این احتمال بستگی به سرعت پرت شدن بدن، شکل مانع و محل وارد شدن ضربه به بدن دارد. در صورت وارد شدن ضربه به جمجمه احتمال مرگ خیلی زیاد است. احتمال شکستگی جمجمه بستگی به سرعت وارد شدن ضربه دارد. جدول ۷-۱۰ چند مقدار آستانه‌ای را برای این امر نشان می‌دهد [۲۱].

جدول ۷-۱۰- معیارهایی برای شکستگی استخوان مجمله در اثر ضربه

معیار	سرعت ضربه، $m.s^{-1}$
ایمن	۳/۰
حد آستانه	۴/۰
٪۵۰	۵/۵
٪۱۰۰ ≈	۷/۰

با توجه به وضعیت‌های مختلفی که در صورت برخورد کل بدن با مانع ممکن است بوجود آید، مقادیر زیر پیشنهاد شده است (جدول ۷-۱۱) [۲۱]:

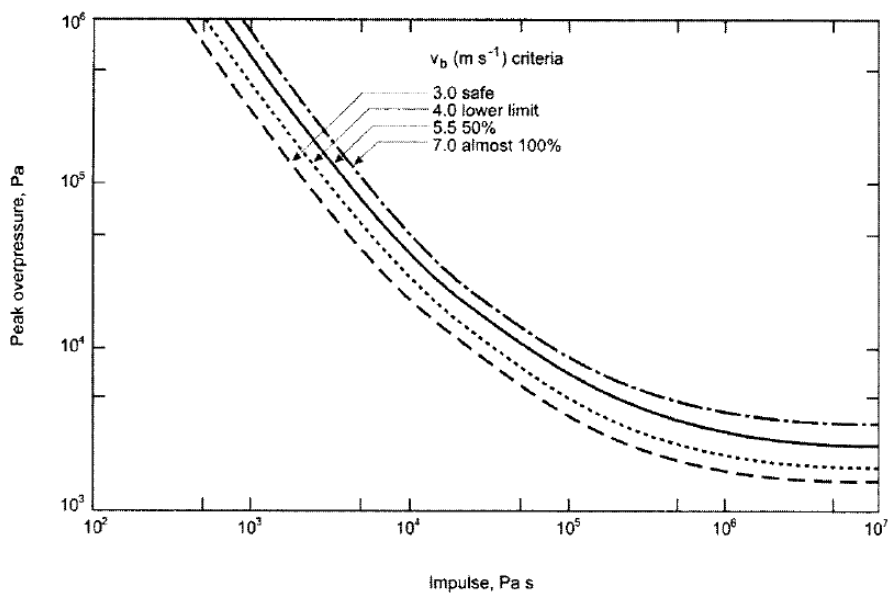
جدول ۷-۱۱- احتمال مرگ و میر در اثر برخورد کل بدن با مانع

معیار	سرعت ضربه، $m.s^{-1}$
ایمن	۳/۰
حد آستانه	۶/۵
٪۵۰	۱۶/۵
٪۱۰۰ ≈	۴۲/۰

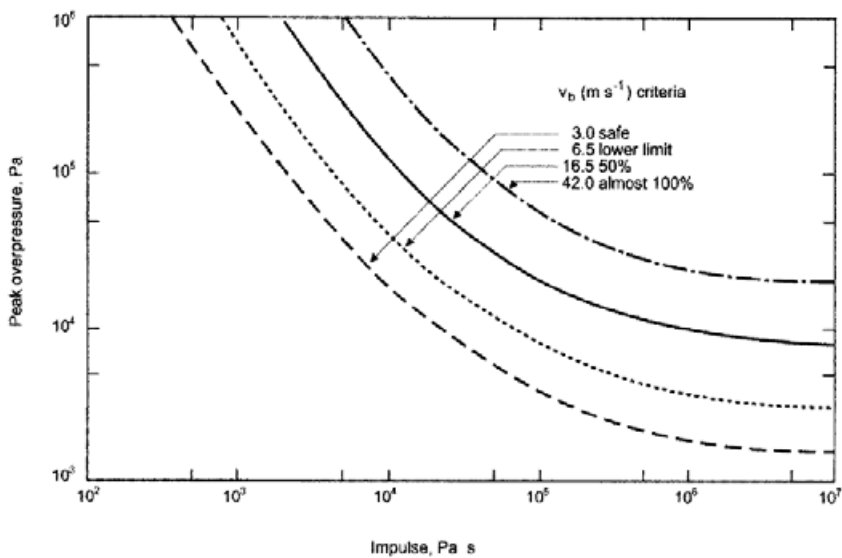
سرعت بدن را می‌توان از شکل‌های ۷-۹ و ۷-۱۰ بدست آورد [۲۲]. این شکل‌ها برای فردی با وزن ۷۰ کیلوگرم ارائه شده‌اند.

معادلات زیر ارزش احتمال را برای درصدی از افراد که در اثر ضربه به سر نجات یافته‌اند نشان می‌دهد:

$$y = 5.0 - 8.49 \ln S \quad (7-18)$$



شکل ۷-۹- رابطه بین سرعت بدن، افزایش فشار ماکزیمم و تغییر فشار (impulse) برای شکستگی استخوان
 جمجمه



شکل ۷-۱۰- رابطه بین سرعت بدن، افزایش فشار ماکزیمم و تغییر فشار (impulse) برای ضربه به کل بدن

$$S = \frac{2.43 \times 10^3}{\Delta P} + \frac{4 \times 10^8}{\Delta P \times i} \quad (19-7)$$

که در آن:

i ضربه موج افزایش فشار ($N.m^{-2}.s$) و ΔP افزایش فشار ماکزیمم ($N.m^{-2}$)

درصد افرادی که بعد از ضربه به کل بدن نجات پیدا می کنند را می توان از رابطه زیر تخمین زد:

$$y = 5.0 - 2.44 \ln S \quad (20-7)$$

$$S = \frac{7.38 \times 10^3}{\Delta P} + \frac{1.3 \times 10^9}{\Delta P \times i} \quad (21-7)$$

۵-۲-۲- قطعات

اساساً دو نوع از قطعات مدنظر است: قطعات شکسته و قطعات غیر شکسته. قطعات شکسته - عموماً شامل شیشه شکسته- در پوست نفوذ می کنند. قطعات غیر شکسته - مثل یک آجر- سبب ایجاد تنش فشاری شدید بر بدن می شوند. اطلاعات در مورد اثر ضربات ناشی از قطعات نسبتاً کم است. جدول ۷-۱۲ [۱۹] و جدول ۷-۱۳ چند معیار برای قطعات غیر قابل نفوذی را که جرم آنها معادل ۴/۵ کیلوگرم باشد با دقت ۱۰ گرم ارائه داده اند.

جدول ۷-۱۲- سرعت بحرانی وارد شدن ضربه به مجسمه توسط یک قطعه سنگ به وزن ۴/۵ کیلوگرم

معیار	سرعت ضربه، $m.s^{-1}$	رخداد
ایمن	۳/۰	ضربه مغزی
حد آستانه	۴/۶	
ایمن	۳/۰	شکستگی مجسمه
حد آستانه	۴/۶	
تقریباً ۱۰۰٪	۷/۰	

جدول ۷-۱۳- سرعت بحرانی وارد شدن ضربه توسط یک قطعه شیشه به وزن ۱۰ گرم

معیار	سرعت ضربه، $m.s^{-1}$
حد آستانه ای آسیب جراحات های سطحی	۱۵
حد آستانه ای برای جراحات های شدید	۳۰
جراحات شدید (۵۰٪)	۵۵
جراحات شدید (۱۰۰٪)	۹۰

احتمال نجات افراد را می توان توسط رابطه زیر تخمین زد [۱۱]:

برای قطعاتی که وزن آن ها بیش از ۴/۵ کیلوگرم است:

$$y = -13.19 + 10.54 \ln v \quad (۲۲-۷)$$

که در آن v سرعت حرکت قطعه است (ms^{-1}).

برای قطعاتی که وزن آنها بین ۰/۱ تا ۴/۵ کیلوگرم است:

$$y = -17.56 + 5.30 \ln k \quad (۲۳-۷)$$

$$k = \frac{1}{2} W_m v^2 \quad (۲۴-۷)$$

که W_m جرم قطعه است (kg).

برای قطعاتی که وزن آنها بین ۰/۰۰۱ تا ۰/۱ کیلوگرم است:

$$y = -29.15 + 2.10 \ln S \quad (۲۵-۷)$$

$$S = W_m \cdot v^{5.115} \quad (۲۶-۷)$$

مثال ۷-۴

انفجار یک ابر بخار، در فاصله ۲۰۰ متری، موج فشاری معادل ۴۰ kPa ایجاد می‌کند. در این فاصله ۲۲ نفر در مقابل یک دیوار، در برابر موج فشار قرار دارند. پیامدهای ناشی از انفجار را بر این افراد تخمین بزنید.

راه حل

از آنجا که موج فشار از روی دیوار منعکس می‌شود، فشار منعکس شده از رابطه ۷-۱۵ بدست می‌آید:

$$P = P_r = \frac{8\Delta P^2 + 14\Delta P \times 10^5}{\Delta P + 7 \times 10^5} = \frac{8 \times 40,000^2 + 14 \times 40,000 \times 10^5}{40,000 + 7 \times 10^5} = 92,970 \text{ Nm}^{-2}$$

پارگی پرده گوش

$$probit = -12.6 + 1.524 \ln 92,970 = 4.83 \Rightarrow 43\%$$

مرگ و میر

$$probit = -77.1 + 6.91 \ln 92,970 = 1.95 \Rightarrow 0\%$$

بنابراین تقریباً ۷ نفر (۴۳٪) دچار عارضه پارگی پرده گوش خواهند شد و هیچ کس کشته نخواهد شد.

۵-۱-۳- فرو ریختن ساختمان‌ها

وقتی یک ساختمان در اثر زلزله یا انفجار تخریب می‌شود هر دو پدیده را از لحاظ پیامدهای آن بر انسان می‌توان مشابه فرض کرد. برخی از افراد درون ساختمان کشته خواهند شد. وقتی یک ساختمان فرو می‌ریزد معمولاً احتمال نجات کودکان و سالمندان کمتر است. با توجه به داده‌های موجود، به نظر می‌رسد که در همه گروه‌های سنی، زنان بیشتر از مردان دچار صدمات جدی یا صدمات منجر به مرگ می‌شوند.

حتی اگر عملاً کل ساختمان فرو ریزد، باز هم ممکن است برخی افراد در فضاهای باقی مانده سالم بمانند. اگر چه پیامدهای ایجاد شده به ابعاد، عمر و نوع ساختمان بستگی دارند (در ساختمان‌های قدیمی‌تر و بزرگ‌تر صدمات جدی یا منجر به مرگ بیشتر است)، می‌توان چنین فرض کرد که ویرانی یک ساختمان سبب ایجاد تلفات ۱۰ درصدی در افراد می‌شود: ۲۰٪ تا ۵۰٪ افراد کشته شده و ۸۰٪ تا ۵۰٪ صدمه خواهند دید.

جدول ۷-۱۴- چند معیار که معمولاً در آنالیز ریسک برای تخمین اثرات انفجار بر انسان به کار می‌روند

افزایش فشار ماکزیمم	کشته شدگان در داخل ساختمان	کشته شدگان در خارج از ساختمان
$\Delta P > 0.3 \text{ bar}$	٪۱۰۰	٪۱۰۰
$0.1 < \Delta P < 0.3 \text{ bar}$	٪۲/۵	٪۰
$\Delta P < 0.1 \text{ bar}$	٪۰	٪۰

جدول ۷-۱۴ معیارهایی را که معمولاً در آنالیز ریسک برای تخمین اثرات انفجار بر انسان بکار می‌روند بطور خلاصه آورده است.

۵-۲- پیامدهای انفجار بر ساختمان‌ها و سازه‌ها

خسارات وارد شده بوسیله موج افزایش فشار بر ساختمان‌ها یا تأسیسات صنعتی بستگی به افزایش فشار ماکزیمم و مدت زمان افزایش فشار (impulse) و همچنین چگونگی شرایط مثل: انعکاس احتمالی ناشی از محبوس شدن جزئی، مقاومت تأسیسات و سایر موارد می‌باشد. داده‌های بدست آمده از حالت‌های واقعی بعنوان معیارهایی برای پیش‌بینی اثرات افزایش فشار بر ساختمان‌ها و سازه‌ها جمع آوری شده‌اند که معمولاً به صورت تابعی از افزایش فشار بیان می‌شوند. جدول ۷-۱۵ (اصلاح شده از مرجع [۲۳]) اطلاعات جزئی تری را نشان می‌دهد.

معادلات ارزش احتمال نیز برای محاسبه اثرات انفجار بر ساختمان‌ها بدست آمده‌اند. برای تحلیل کامل‌تر به مرجع [۱۱] مراجعه کنید. به عنوان مثال دو رابطه مختلف از مرجع [۱۲] که برای ساختمان‌های آپارتمانی به کار می‌روند در اینجا آورده شده است.

خسارت عمده به ساختمان‌ها:

$$Y = 5 - 0.26 \ln V \quad (27-7)$$

که در آن:

$$V = \left(\frac{17500}{\Delta P} \right)^{8.4} \left(\frac{290}{i} \right)^{9.3} \quad (28-7)$$

تخریب:

$$y = 5 - 0.26 \ln V \quad (29-7)$$

که در آن:

$$V = \left(\frac{40000}{\Delta P} \right)^{7.4} + \left(\frac{460}{i} \right)^{11.3} \quad (30-7)$$

که در آن:

ΔP - افزایش فشار ماکزیمم است ($N m^{-2}$)

i - افزایش فشار در زمان ($N m^{-2} s$).

معادله (۲۹-۷) و (۳۰-۷) را می‌توان برای ساختمان‌های حداکثر تا ۴ طبقه به کار برد. برای ساختمان‌های بلندتر به مرجع [۱۲] مراجعه کنید.

جدول ۷-۱۵- خسارت به ساختمان‌ها و سازه‌ها (انفجار)

افزایش فشار ماکزیمم bar	خسارت	افزایش فشار ماکزیمم kPa
۰/۰۰۱۵	صدای آزار دهنده	۰/۱۵
۰/۰۰۲	عدم خسارت به سازه‌ها، در برخی مواقع شکستن شیشه پنجره‌های بزرگ که قبلاً تحت تنش کششی بوده‌اند	۰/۲
۰/۰۰۳	صدای بلند شبیه شکستن دیوار صوتی، در برخی مواقع شکستن شیشه‌ها	۰/۳
۰/۰۰۷	شکستن پنجره‌های کوچک تحت تنش کششی	۰/۷
۰/۰۱	حد آستانه عمومی برای شکستن پنجره‌ها	۱
۰/۰۲	به احتمال ۰/۹۵ خسارت جدی در این محدوده وجود ندارد، ۵۰٪ شیشه پنجره‌ها شکسته می‌شود	۲
۰/۰۳	خسارت جزئی و محدود به سازه‌ها	۳
۰/۰۷-۰/۰۳۵	پنجره‌ها عموماً شکسته می‌شوند، در برخی مواقع صدمه به قاب پنجره‌ها	۷-۳/۵
۰/۰۵	خسارت جزئی به سازه خانه‌ها	۵
۰/۰۷	انهدام سقف تانک‌ها	۷
۰/۰۸	تخریب قسمتی از خانه‌ها، غیر قابل سکونت شدن آنها	۸
۰/۱۵-۰/۰۷	آزبست‌های موج دار شکسته می‌شوند. بست پانل‌های فولادی یا	۱۵-۷

افزایش فشار	خسارت	افزایش فشار
ماکزیمم bar		ماکزیمم kPa
	آلومینیومی موج دار تخریب شده و خم خواهد شد، بست پانل‌های چوبی تخریب شده و پانل‌ها فرو می‌ریزد	
۰/۱	تخریب جزئی قاب فلزی ساختمان‌های ناماسازی شده	۱۰
۰/۱۵	تخریب قسمتی از دیوارها و سقف خانه‌ها	۱۵
۰/۲-۰/۱۵	تخریب بتن غیر مسلح یا دیوارهای ساخته شده با بلوک‌های سیمانی	۲۰-۱۵
۰/۱۸	حد پایین خسارت جدی به ساختمان‌ها، ۵۰٪ تخریب قسمت‌های آجری خانه‌ها	۱۸
۰/۲	ماشین آلات سنگین در ساختمان‌های صنعتی خسارت جزئی می‌بینند، قاب‌های فولادی ساختمان‌ها تخریب شده و از محل فونداسیون بیرون کشیده می‌شوند.	۲۰
۰/۲۸-۰/۲	ساختمان‌های دارای پانل فولادی قاب‌دار یا بدون قاب ویران می‌شوند، شکست مخازن ذخیره نفت	۲۸-۲۰
۰/۴-۰/۲	درخت‌های بزرگ سقوط می‌کنند	۴۰-۲۰
۰/۳	روکش فلزی ساختمان‌های صنعتی سبک پاره می‌شود. پانل‌های چوبی تخریب می‌شود.	۳۰
۰/۳۵	شکست تیرهای چوبی برق و تلفن، تخریب بیشتر ساختمان‌ها، بجز ساختمان‌های با دیوارهای بتن مسلح، بدنه اتومبیل‌ها و کامیون‌ها به سمت داخل فرو می‌روند	۳۵
۰/۴-۰/۳۵	جابجایی پل‌های لوله‌ها، شکستگی لوله کشی‌ها	۴۰-۳۵
۰/۵-۰/۳۵	تخریب تقریباً کامل خانه‌ها	۵۰-۳۵
۰/۵۵-۰/۴	فروریختن پل‌های لوله‌ها	۵۵-۴۰
۰/۵	ماشین‌های تانکر دار پرشده/ واگن‌های قطار واژگون می‌شوند، دیوارهای آجری به ضخامت ۲۰-۳۰ سانتیمتر ویران می‌شوند	۵۰
۰/۵۵-۰/۵	پانل‌های آجری غیر مسلح، دیوارهای آجری به ضخامت ۲۵-۳۵ سانتیمتر تخریب شده یا خم می‌شوند.	۵۵-۵۰
۰/۶	قطارهای بارگیری شده کاملاً تخریب می‌شوند	۶۰
۰/۷	احتمال تخریب کلی ساختمان‌ها وجود دارد، ابزار آلات ماشینی سنگین جابجا شده و به شدت صدمه می‌بینند	۷۰

۶- آسیب پذیری نسبت به مواد سمی

مواد سمی از راه‌های مختلفی ممکن است وارد اندام موجود زنده شود: بلعیدن (دهان، معده)، تنفس (بینی یا دهان، ریه)، تزریق (بریدگی پوست) و جذب پوستی (غشای پوستی). از نقطه نظر آنالیز ریسک و حوادث عمده، معمولترین راه برای اثرگذاری مواد سمی در بدن انسان تنفس است و این بخش بطور کلی اختصاص به این موضوع دارد.

مواد سمی از طریق تنفس و سیستم تنفسی وارد بدن انسان می‌شوند: بینی، دهان، حلق، حنجره، نای و ریه‌ها. اولین قسمت سیستم تنفسی (از بینی تا نای) در اثر تماس با مواد سمی محلول در آب آسیب می‌بینند و این محلول در مخاط سیستم تنفس تشکیل اسید یا باز می‌دهد. ریه‌ها به وسیله موادی که انتقال گازها را محدود کرده و یا با دیواره‌های کیسه‌های هوایی واکنش می‌دهند تحت تأثیر قرار می‌گیرند.

آسیب پذیری افراد نسبت به مواد سمی تنفس شده، ارتباط مستقیم با نوع ماده و دوز دریافتی دارد. یعنی آسیب پذیری فرد بستگی به این دارد که غلظت ماده سمی در هوا چقدر است و چه مدتی تنفس می‌شود. این متغیرها برای تعیین حد آستانه در شرایط مختلف (مثلاً محیط‌های کاری و شرایط اضطراری) به کار می‌رود. تعاریف برای چند مقدار مختلف در جدول ۷-۱۶ و ۷-۱۷ آورده شده است، جهت مطالعه جامع در این مورد به پیوست پنجم مراجعه کنید.

جدول ۷-۱۶ - تعاریف برای مقادیر حدی آستانه برای حوادث شغلی

مقادیر حد آستانه	تعاریف
TLV-TWA	مقدار حد آستانه - متوسط وزنی زمانی: غلظت متوسط وزنی زمانی برای یک روز کاری عادی ۸ ساعته و هفته کاری عادی ۴۰ ساعته که تقریباً همه کارگران ممکن است بطور مکرر در معرض مواد سمی قرار گیرند، بدون اینکه تحت تأثیر اثرات مضر آن قرار گیرند. مجاورت در مقادیر بیشتر در صورتی مجاز است که به وسیله مجاورت‌های کمتر جبران شود.
TLV-STEL	مقدار حد آستانه - حد مجاورت کوتاه مدت: حداکثر غلظتی که کارگران می‌توانند به طور مداوم و به مدت ۱۵ دقیقه بدون تحمل عوارض زیر در معرض آن قرار گیرند: الف) سوزش و اشک آوری غیر قابل تحمل ب) تغییرات پوستی مزمن و غیرقابل بازگشت پ) بی حالی در حدی که احتمال حادثه افزایش یابد، توانایی نجات فرد توسط خودش کاهش یابد یا راندمان کاری کاهش اساسی یابد. باید ترتیبی داده شود که بیش از ۴ دوره در روز در معرض این غلظت نبوده و بین هر دو دوره حداقل ۶۰ دقیقه فاصله زمانی باشد به طوری که در طی روز از TLV-TWA تجاوز نکند.
TLV-C	مقدار حد آستانه - حد بالا: غلظتی که نباید از آن تجاوز شود حتی بطور لحظه‌ای.

سطوح IDLH^۴ به وسیله NIOSH [۲۴] برای کارگران سالم در محیطی طراحی شده است که قرار گیری در معرض مواد سمی سبب مرگ، عوارض دائمی آنی یا با تأخیر و یا سلب توانایی فرار از محیط آلوده گردد. مقادیر IDLH سال‌های زیادی است که بطور رضایت بخشی در مواقع اضطراری بکار رفته و هنوز نیز مورد استفاده قرار می‌گیرند.

سطوح معیار مجاورت حد، یا AEGLs^۵، به وسیله کمیته سم شناسی انجمن تحقیقات ملی^۶ [۲۷] ایجاد شده است. این کمیته معیارهای مفصلی برای تهیه استانداردهای یکسان و معنی دار واکنش اضطراری برای محیط‌های عمومی تهیه کرده است. معیارهای مندرج در این راهنما، افراد حساس را مورد توجه قرار می‌دهد و هدف آن محافظت از همه افراد یک جمعیت می‌باشد. هر یک از سه سطح AEGL برای هر یک از پنج پریود زمانی مجاورت تعریف شده است: ۱۰ دقیقه، ۳۰ دقیقه، یک ساعت، ۴ ساعت و ۸ ساعت.

AEGLها بدین منظور تهیه شده‌اند که ریسک وارد شده بر افرادی را که فقط یک بار در مدت عمرشان و یا به ندرت در معرض هوای آلوده به مواد شیمیایی قرار می‌گیرند، توصیف کنند. این معیارها به نحوی تهیه شده‌اند که در قوانین ملی و منطقه‌ای، به همان اندازه شرکت‌های خصوصی کاربرد داشته و در شرایط اضطراری شامل خروج

⁴ Immediately Dangerous to Life and Health

⁵ Acute Exposure Guidelines Levels

⁶ National Research Council's Committee on Toxicology

مواد سمی یا دیگر مجاورت‌های فاجعه آمیز به کار روند (مجاورت‌های حاد فقط یکبار اتفاق می‌افتند و در مدت حداکثر ۸ ساعت تکرار پذیر نیستند).

جدول ۷-۱۷- تعاریف حدود آستانه‌ای برای شرایط اضطراری

حد آستانه	تعریف
	خطر آنی برای سلامتی و زندگی
IDLH	حداکثر غلظتی از ماده در هواست که یک کارگر مرد سالم می‌تواند به مدت حداکثر ۳۰ دقیقه در معرض آن قرار گیرد و هنوز قادر به فرار از محیط باشد بدون اینکه زندگی او تهدید شده یا صدمه غیرقابل بازگشت به اندام بدن او وارد شود.
	سطوح معیار مجاورت حاد
AEGL	<p>AEGL-1 غلظتی از ماده در هواست که در مقادیر بالاتر از آن عموم افراد یک جمعیت، حتی افراد حساس، دچار احساس ناراحتی، سوزش، یا اثرات غیرحسی بدون علامت شوند. به صورتیکه این اثرات ایجاد ناتوانی نکرده و گذرا باشند و در صورت قطع مجاورت، برگشت پذیر خواهند بود.</p> <p>AEGL-2 غلظتی از ماده در هواست که در مقادیر بالاتر از آن عموم افراد یک جمعیت، حتی افراد حساس، دچار اثرات برگشت ناپذیر، جدی و دائمی مضر شده و یا توانایی فرار کردن را از دست بدهند.</p> <p>AEGL-3 غلظتی از ماده در هواست که در مقادیر بالاتر از آن زندگی عموم افراد یک جمعیت، حتی افراد حساس، تهدید شده و یا کشته شوند.</p>
	معیارهای طرح واکنش اضطراری
ERPG ^۷	<p>ERPG-1 حداکثر غلظتی از ماده شیمیایی در هواست که همه افراد می‌توانند به مدت یک ساعت در معرض آن قرار بگیرند، بدون آنکه مزاحمتی برای آنها ایجاد کند یا بوی ناخوشایندی داشته باشد.</p> <p>ERPG-2 حداکثر غلظتی از ماده شیمیایی در هواست که همه افراد می‌توانند به مدت یک ساعت در معرض آن قرار بگیرند، بدون آنکه آسیب جدی یا غیر قابل جبران ببینند یا نتوانند اقدامات ایمنی را انجام دهند.</p> <p>ERPG-3 حداکثر غلظتی از ماده شیمیایی در هواست که همه افراد می‌توانند به مدت یک ساعت در معرض آن قرار بگیرند، بدون آنکه زندگی آنها تهدید شود.</p>
	حدود مجاورت اضطراری موقتی
TEEL ^۸	<p>TEEL-0 آستانه غلظتی است که در مقادیر کمتر از آن بر بیشتر افراد هیچ ریسک قابل توجهی وارد نشود.</p> <p>TEEL-1 همان ERPG-1 است.</p>

⁷ Emergency Response Planning Guideline

⁸ Temporary Emergency Exposure Limits

TEEL-2 همان ERPG-2 است.

TEEL-3 همان ERPG-3 است.

فهرستی از این حدود در ضمیمه پنجم آورده شده است.

ERPG به وسیله انجمن بهداشت صنعتی آمریکا [۲۵] به عنوان محدوده غلظتی تعریف شده است که در آن اثرات مضر بر سلامتی مشاهده شود. معیارهای ERPG برای محافظت همه افراد تعریف نشده است. افراد فوق العاده حساس حتی در غلظت‌های بسیار پایین‌تر از مقادیر مذکور در راهنماها نیز، صدماتی خواهند دید. علاوه بر این ERPG ها نیز مانند سایر معیارها بیشتر بر مبنای آزمایش روی حیوانات به دست آمده‌اند. بنابراین کاربرد آن در مورد انسان همواره با تردید مواجه خواهد بود. همه معیارها روی یک دوره زمانی توافق دارند: ۱ ساعت. کمیته ERPG موقداً توصیه می‌کند که مقادیر ERPG برای دوره‌های زمانی طولانی‌تر برون‌یابی نشود.

اما TEEL ها LOC^۹ های موقتی هستند که به وسیله دپارتمان انرژی ایالات متحده [۲۶] برای مواقعی که ERPG ها در دسترس نیستند تعریف شده‌اند. TEEL ها نیز مثل ERPG ها فاکتورهای ایمنی نیستند. بلکه بدین منظور تعریف شده‌اند تا واکنش‌های قابل پیش‌بینی اعضای یک جامعه عمومی را نسبت به غلظت‌های مختلف یک ماده شیمیایی در طول یک واقعه بیان کنند.

۶-۱- معادلات دوز و ارزش احتمال

دوزهای تنفس شده از یک ماده سمی معمولاً به صورت ترم‌هایی از غلظت در واحد زمان مجاورت که به توان رسیده است ضرب در زمان مجاورت (Cⁿt) تعریف می‌شود. در بیشتر حوادثی که یک ماده سمی در هوا آزاد می‌شود، غلظت در یک نقطه خاص بصورت تابعی از زمان تغییر می‌کند. بعلاوه موقعیت فرد نیز ممکن است تغییر کند (مثلاً فرار کند) خصوصاً اگر در محیط باز باشد. بنابراین دوز ماده سمی باید بصورت زیر بیان شود:

$$D = \int_0^t [c(t)]^n dt \quad (۳۱-۷)$$

معادله ارزش احتمال برای احتمال مرگ و میر ناشی از تنفس ماده سمی، به صورت زیر بیان می‌شود:

$$Y = a + b \cdot \ln \int_0^t [c(t)]^n dt \quad (۳۲-۷)$$

برای کاربردهای عملی عبارت بالا معمولاً با عبارت زیر جایگزین می‌گردد:

$$Y = a + b \cdot \ln \sum_i (c_i^n \Delta t_i) \quad (۳۳-۷)$$

که در آن c_i غلظت متوسط در زمان Δt_i می‌باشد، و معمولاً بر حسب ppm=ml.m⁻³ و t زمان مجاورت بر حسب دقیقه می‌باشد.

^۹ Level of Concern

برای هر ماده‌ای a ، b و n مقادیر ثابتی هستند، و n پارامتر خاصی برای هر ماده شیمیایی و بزرگتر از صفر است. ممکن است برای یک ماده خاص چند مقدار مختلف n در شرایطی که با اهداف گوناگون بکار روند، وجود داشته باشد. مثلاً، n برای سوزش و ناراحتی ناشی از آمونیاک برابر $4/6$ است در حالیکه n برای مرگ آوری ناشی از آمونیاک برابر 2 است. جدول ۷-۱۸ مقادیر a ، b و n را برای برخی از مواد آورده است [۲۳]. برای بیشتر مواد رایج، معادلات ارزش احتمال گوناگونی به وسیله مؤلفان مختلف ارائه شده است. توجه شود که مدل‌های پخش گاز در جو معمولاً غلظت را بر حسب $mg.m^{-3}$ محاسبه می‌کنند. برای تبدیل این واحدها به ppm (یا برعکس)، عبارت زیر را می‌توان بکار برد:

$$C_{ppm} = \frac{22.4}{M} \times \frac{T}{273} \times \frac{1.013}{P} \times C_{mg/m^3} \quad (34-7)$$

که در آن:

M - وزن مولکولی ($kgkmol^{-1}$)

T - دمای محیط (K)

P - فشار محیط (bar) می‌باشند.

مقادیر a ، b و n فقط برای تعداد محدودی از مواد موجود است. اگر این مقادیر برای یک ماده ناشناخته باشند، می‌توان بطور تقریبی از مقادیر تجربی که برای حیوانات بدست آمده‌اند استفاده کرد. برای توضیحات دقیق‌تر در این مورد به مرجع [۱۱] مراجعه کنید.

معادله (۳۳-۷) را می‌توان برای محاسبه غلظت‌هایی که منجر به درصد خاصی از مرگ و میر در یک مدت زمان مجاورت خاص می‌گردند بکار برد. برای مثال، مقدار ارزش احتمال در صورتیکه احتمال مرگ و میر ۱٪ باشد برابر $Y=2/67$ است. بنابراین:

$$2.67 = a + b \ln(c^n t) \quad (35-7)$$

که در آن $c=LC01$ غلظتی که منجر به مرگ آوری ۱٪ افراد جمعیت در معرض می‌باشد (mlm^{-3})، و t زمان مجاورت (min) می‌باشد. لذا:

$$LC01 = \left[\frac{e^{\frac{2.67-a}{b}}}{t} \right]^{1/n} \quad (36-7)$$

معیاری که در شرایط اضطراری کاربرد گسترده‌ای دارد این است که فرض شود زمان مجاورت با جو محتوی گاز سمی معادل ۱۰ دقیقه است.

جدول ۷-۱۸ - مقادیر ثابت برای سمیت منجر به مرگ در معادله ارزش احتمال

n	b	a	نوع ماده
۱	۲/۰۴۹	-۹/۹۳۱	آکرولین
۱/۴۳	۳/۰۰۸	-۲۹/۴۲	آکریلونیتریل
۲	۱/۸۵	-۳۵/۹	آمونیاک
۲	۵/۳	-۱۰۹/۷۸	بنزن
۲	۰/۹۲	-۹/۰۶	برم
۱	۳/۷	-۳۷/۹۸	کربن مونوکسید
۲/۵	۰/۴۰۸	-۶/۲۹	کربن تتراکلرید
۲	۰/۹۲	-۸/۲۹	کلر
۲	۱/۳	-۱۲/۲۴	فرمالدئید
۱	۲/۰	-۱۶/۸۵	هیدروژن کلرید
۱/۴۳	۳/۰۰۸	-۲۹/۴۲	هیدروژن سیانید
۱	۳/۳۵۴	-۲۵/۸۷	هیدروژن فلوراید *
۱/۴۳	۳/۰۰۸	-۳۱/۴۲	هیدروژن سولفید
۱	۵/۲۷	-۵۶/۸۱	متیل برماید
۰/۶۵۳	۱/۶۳۷	-۵/۶۴۲	متیل ایزوسیانات
۲	۱/۴	-۱۳/۷۹	نیتروژن دی اکسید
۱	۳/۶۸۶	-۱۹/۲۷	فسژن
۲	۰/۵۰۹	-۷/۴۱۵	پروپیلن اکسید
۱	۲/۱	-۱۵/۶۷	سولفور دی اکسید
۲/۵	۰/۴۰۸	-۶/۷۹۴	تولوئن

* برای ثابت‌های بکار رفته در معادله ارزش احتمال از ppm بعنوان ترم غلظت و از دقیقه بعنوان ترم زمان استفاده می‌شود. برای هیدروژن فلوراید، غلظت را به جای ppm برحسب mg/m^3 بکار برید.

مطالعات انجام شده بر روی پیامدهای حاصل از مجاورت انسان یا حیوانات آزمایشگاهی با مواد سمی معمولاً برای دوره‌های زمانی متفاوت با دوره‌های زمانی مورد نظر در سناریوهای حوادث صورت گرفته‌اند. به منظور وفق دادن زمان‌های مجاورت با مقادیر داده شده، معمولاً از قانون هابر برای برون یابی زمانی استفاده می‌شود.

قانون هابر چنین بیان می‌کند که حاصل اثر غلظت و زمان مجاورت تیکه منجر به یک اثر فیزیولوژیک خاص می‌گردد، معادل یک سطح یا شدت ثابت عکس العمل می‌باشد.

بنابراین، وقتی که زمان مجاورت تجربی با زمان مجاورت در حالت حاد متفاوت باشد، از رابطه زیر می‌توان برای تخمین غلظتی که منجر به همان پیامد می‌گردد استفاده کرد:

$$Dose = c_1^n \cdot t_1 = c_2^n \cdot t_2 \quad (۳۷-۷)$$

وقتی که مقدار n در دسترس نیست، یک مقدار پیش فرض می‌توان بکار برد. بیشترین مقادیر منتشر شده برای n بین ۰/۸ تا ۴/۶ است. مقدار متوسط این محدوده ۲/۲ است، در حالیکه در محدوده بین یک چهارم اول و یک چهارم آخر (۰/۲۵-۰/۷۵) جایی که بیشتر مقادیر n در آن واقع‌اند مقدار متوسط بین ۱ تا ۲/۲ می‌باشد. [۲۸] OEHA

برای درون یابی از یک دوره زمانی مجاورت بیش از ۱ ساعت به ۱ ساعت مقدار $n=2$ را پیشنهاد کرده است، و در صورتیکه از یک دوره زمانی کمتر از ۱ ساعت به ۱ ساعت برون یابی شود از مقدار $n=1$ باید استفاده شود.

مثال ۷-۵

مقدار LC01 را برای فرمالدئید، در زمان مجاورت ۱۰ دقیقه محاسبه کنید.

راه حل

برای فرمالدئید، $a = -12/24$ ، $b = 1/3$ و $n=2$:

با بکارگیری معادله (۷-۳۶):

$$LC01 = \left[\frac{e^{\frac{2.67+12.24}{1.3}}}{10} \right]^{1/2} = 98 \text{ ppm}$$

همانطور که در فصل مربوط به پخش گاز در هوا تحلیل شد در یک ساختمان بسته با نرخ تهویه مشخص، غلظت‌های ماده آلوده کننده در داخل و خارج ساختمان متفاوت خواهد بود. غلظت در داخل ساختمان تابعی از تغییرات غلظت در خارج از ساختمان و نرخ تهویه است (اگر نرخ تهویه مشخص نباشد معادل 1 h^{-1} در نظر گرفته می‌شود). بنابراین، حداقل در مرحله ابتدایی حادثه، غلظت در داخل ساختمان مشخصاً از غلظت در خارج ساختمان کمتر خواهد بود. از همین رو در مطالعات آنالیز ریسک، به عنوان یک معیار کلی درصد کشته شدگان در داخل ساختمان معادل ۱۰٪ کشته شدگان در خارج از ساختمان در نظر گرفته می‌شود.

۶-۲- مواد منتشر شده از آتش

مواد سمی ممکن است از یک آتش ناشی از تجزیه شیمیایی در اثر حرارت یا احتراق و غیره منتشر شوند. برای مثال، اگر پشم بسوزد، ماده بسیار سمی H_2N آزاد می‌شود. دود نیز می‌تواند سبب مسمومیت شدید و حتی مرگ شود. جدول ۷-۱۹ [۲۹] خلاصه‌ای از مهم‌ترین مواد سمی موجود در دود را آورده است.

جدول ۷-۲۰ (اصلاح شده از مرجع [۲۶]) اثرات کربن مونوکسید را در غلظت‌های مختلف نشان می‌دهد. اثرات کربن دی‌اکسید نیز در جدول ۷-۲۱ خلاصه شده‌اند [۳۱ و ۳۲]. وجود CO_2 با غلظت‌های پایین در هوا، سرعت تنفس را بالا می‌برد و بنابراین احتمال استنشاق سایر گازهای سمی را افزایش می‌دهد.

برای اینکه بیشتر مواد قابل احتراق به سوختن ادامه دهند باید غلظت اکسیژن در هوای اطراف آنها حداقل ۱۵٪ باشد. بنابراین در یک فضای بسته، برای مهار آتش، می‌توان غلظت اکسیژن را کاهش داد که سبب افزایش شانس عملیات نجات خواهد شد. همواره باید در نظر داشت که اثرات ترکیب شدن محصولات احتراق (مثل CO و CO_2) ممکن است پیامد مرگ و میر به همراه داشته باشد.

جدول ۷-۱۹- منابع مواد سمی اصلی که ممکن است در گازهای ناشی از احتراق ظاهر شوند

منابع	ماده سمی
	همه مواد کربن دار CO,CO ₂
پشم، ابریشم، پلی اکریلو نیتریل، نایلون، پلی اورتان و غیره	HCN
به مقدار کم از پارچه ها و به مقدار زیاد از نیترات سلولز، سلولزیید و غیره آزاد می شود	NO _x
پشم، ابریشم، نایلون، و ملامین. غلظت ها معمولاً در آتش سوزی های عادی ساختمان ها کم است	NH ₃
مواد شامل کلر، مثل PVC و بعضی مواد بازدارنده آتش	HCl
مواد شامل سولفور (مثل لاستیک)	SO ₂
رزین های فلوئوردار	HF
مواد بازدارنده آتش حاوی برم	HBr
تجزیه شیمیایی پلی الفین ها و سلولزها در اثر حرارت در دمای پایین (C° ۴۰۰ ≈) (چربی ها و روغن ها)	Acrolein

جدول ۷-۲۰- اثرات کربن مونوکسید بر انسان

پیامدها	غلظت CO، ppm
حد مجاز مجاورت برای ۸ ساعت	۵۰
حد مجاز مجاورت برای چند ساعت	۱۰۰
بدون اثرات محسوس بعد از ۱ ساعت	۴۰۰-۵۰۰
اثرات اندک بعد از ۱ ساعت	۶۰۰-۷۰۰
ناخوشایند بعد از یک ساعت	۱۰۰۰-۱۲۰۰
خطرناک، در صورت تنفس به مدت ۱ ساعت	۱۵۰۰-۲۰۰۰
مرگ، اگر کمتر از یک ساعت تنفس شود	۴۰۰۰
مرگ، اگر برای یک دقیقه تنفس شود.	۱۰۰۰۰

مثال ۷-۶

در یک حادثه نشت گاز کلر که سبب تولید ابر گاز سمی می شود، یک گروه ۱۲ نفری از مردم تحت غلظت های مذکور در جدول زیر در معرض این ابر گاز قرار می گیرند.

الف- پیامدها را تخمین بزنید.

ب- غلظت متوسط را به نحوی محاسبه کنید که به مدت ۱۰ دقیقه، همان مرگ و میر را در پی داشته باشد.

غلظت، ppm	زمان، min.
۲۰۰	۱
۵۰۰	۲
۹۰۰	۳
۱۱۰۰	۲
۵۰۰	۱
۲۰۰	۱

راه حل

الف- معادله ارزش احتمال برای کلر (مرگ آوری) بدین صورت است (جدول ۷-۱۸ را ببینید):

$$probit = -8.29 + 0.92 \times \ln \sum (c^2 \Delta t)$$

دوز دریافتی توسط گروه افراد عبارتست از:

$$\sum (c^2 \Delta t) =$$

$$200^2 \times 1 + 500^2 \times 2 + 900^2 \times 3 + 1,100^2 \times 2 + 500^2 \times 1 + 200^2 \times 1 = 5,680,000 \text{ ppm}^2 \text{ min}$$

مقدار معادله ارزش احتمال عبارتست از:

$$probit = -8.29 + 0.92 \times \ln 5,680,000 = 6.02$$

این رابطه دلالت بر مرگ و میر ۸۵ درصدی دارد. یعنی ۱۰ نفر خواهند مرد (جدول ۷-۱۰ را ببینید).

ب- $Y = 6/0.2$ ، با اعمال معادله (۷-۳۶):

$$LC01 = \left[\frac{Y - a}{e \cdot b} \right]^{1/n} = \left[\frac{6.02 + 8.29}{e \cdot 0.92} \right]^{1/2} = 755 \text{ ppm}$$

جدول ۷-۲۱- اثرات دی اکسید کربن بر مردم

پیامدها	غلظت CO ₂ ، %
افزایش سرعت تنفس تا ۵۰٪	۲
دو برابر شدن سرعت تنفس	۳
تنفس برای برخی از افراد ممکن است مشکل شود	۵
حد بیهوشی در ۳۰ دقیقه اتفاق می افتد	۱۰
حد بیهوشی در ۵ دقیقه اتفاق می افتد	۱۲
حد مجاورت: ۱ دقیقه	۱۵
حد بیهوشی در کمتر از ۱ دقیقه	۲۰

۷- گازهای خنثی

در رابطه با گازهای سمی، این واقعیت که افراد معمولاً نسبت به خطر آنها آگاهی دارند کمک مهمی در اقدامات پیشگیرانه و حفاظتی در شرایط خطرناک می‌باشد. هرچند این هشیاری در مورد گازهای خنثی که معمولاً خطری همراه ندارند وجود ندارد. با این وجود نشت گازهای خنثی مثل نیتروژن و هوایی که مملو از این گاز باشد می‌تواند شدیداً خطرناک باشد. چون این گازها در صورت تنفس قابل تشخیص نیستند (بی بو هستند و سوزش آور نیستند). خطر ناشی از گازهای خنثی به این دلیل است که باعث کاهش غلظت اکسیژن می‌شود.

وقتی فردی در هوایی که غلظت اکسیژن در آن کم است تنفس می‌کند، یعنی غلظت اکسیژن آن کمتر از حد نرمال است، ریسک خفگی وجود دارد. این ریسک با کاهش غلظت اکسیژن و با افزایش زمان مجاورت بیشتر خواهد شد. وقتی نیتروژن خالص یا گاز دیگری مثل متان و دی اکسید کربن تنفس شود، اکسیژن درون ریه مستهلک شده و با گاز جدید جایگزین می‌شود. بنابراین خون درون ریه‌ها اکسیژن کافی دریافت نکرده و مغز با سرعت دچار کمبود اکسیژن می‌شود. تنها چند ثانیه تنفس گاز عاری از اکسیژن سبب نارسایی مغزی می‌شود. معمولاً هیچ نشانه یا هشدار وجود ندارد. در محیط کار غلظت اکسیژن باید حداقل ۱۹/۵٪ باشد و کمتر از این مقدار باید خطرناک فرض شود. سایر گازها، مثل مونوکسید کربن و سولفید هیدروژن خفه کننده‌های شیمیایی هستند و اثرات خفه کننده‌ی مضاعفی دارند.

جدول ۷-۲۲- پیامدهای مجاورت با جو کم اکسیژن

پیامدها	غلظت O ₂ ، %
کاهش توان کارکردن، ممکن است در فردیکه مبتلا به بیماری‌های عروقی، ریوی و مشکلات گردش خون است علائم زودرس بروز دهد	۱۶-۱۹
وضعیت خطرناک	۱۶
توان فیزیکی و ذهنی کاهش می‌یابد	۱۱-۱۴
در مدت نسبتاً کوتاهی ممکن است سبب بیهوشی شود	۸-۱۱
۸ دقیقه: ۱۰۰٪ کشته، ۶ دقیقه: ۵۰٪ کشته، ۴-۵ دقیقه: احیا با روش‌های درمانی، صدمه به مغز و احتمال مرگ	۸-۱۰
بیهوشی در عرض چند ثانیه، مرگ در ۸ دقیقه	۶-۸
بیهوشی آنی	>۶

پیامدهای کمبود اکسیژن ممکن است بطرز محسوسی از یک فرد به فرد دیگر تغییر کند. جدول ۷-۲۲ برخی اطلاعات مربوط به پیامدهای مجاورت با جو کم اکسیژن را نشان می‌دهد.

باید توجه داشت که گازهای خنثی هیچ علامت هشدار دهنده‌ای ندارند: اغلب آنها بی رنگ، بی بو و بی مزه هستند. حوادث معمولاً در محیط‌های بسته یا نیمه بسته که تهویه هوا در آنها ضعیف است و ورود هوای تازه به آنها کم است اتفاق می‌افتد، مثل تونل‌های زیرزمینی، تانک‌ها و چاه‌ها. تشکیل چنین فضای کم اکسیژنی ممکن است به دلایل مختلف زیر اتفاق بیفتد: گاز خنثی ممکن است در اثر یک فرایند خنثی سازی بوجود آمده باشد، گازها ممکن است در نتیجه تخمیر یک ماده آلی بوجود آمده باشند، اکسیژن ممکن است بدلیل خوردگی مصرف شده باشد، و غیره.

یک حالت خاص خطر ناشی از عملیات تبرید است که در آن از نیتروژن مایع استفاده می‌شود: در طی تبخیر، حجم گاز تا ۷۰۰ برابر افزایش یافته و گاز بسیار سرد تمایل دارد تا در فضاهای خالی پایین تر جمع شود.

مثال ۷-۷

در یک واحد شیمیایی، یک تانک مدفون (به قطر ۵ متر و ارتفاع ۵ متر) با تزریق 157 m^3 نیتروژن خنثی شده است (در دمای اتاق و فشار اتمسفریک). به دلیل یک سری تغییرات (کارخانه به یک مالک جدید فروخته شده است)، این بخش از تأسیسات بسته شده است. سه سال بعد، یک فرآیند جدید شروع به کار می‌کند. یک کارگر به منظور تمیز کردن تانک (که درب آن در تمام این مدت بسته بوده است) وارد آن می‌شود. چند لحظه بعد همراه وی متوجه می‌شود که او بیهوش دراز کشیده است. همراه او برای کمک وارد تانک می‌شود و او نیز بیهوش می‌شود. مدتی بعد آتش نشان‌ها هر دو نفر را در حالیکه مرده بودند بیرون آوردند.

این واقعه را توضیح دهید. از این فرض ساده شونده استفاده کنید که ورود نیتروژن به تانک سبب خروج همان حجم از هوا به بیرون از تانک می‌گردد.

راه حل

بدیهی است که ورود نیتروژن به تانک سبب کاهش غلظت اکسیژن در تانک می‌گردد.

غلظت نیتروژن در تانک (به حجم 314.2 m^3)

$$157 + (314.2 - 157) \times 0.78 = 314.2 \times c_{N_2}$$

$$C_{N_2} = 0.89 \quad (89\% \text{ volume})$$

غلظت اکسیژن

$$\frac{(314.2 - 157) \times 0.21}{314.2} = 0.105 \quad (10.5\% \text{ volume})$$

داده‌های مندرج در جدول ۷-۲۲ نشان می‌دهد که در این غلظت اکسیژن، فرد احتمالاً در مدت کوتاهی بیهوش می‌شود. در این حالت این فرد در همان فضا باقی مانده و پس از مدت معینی خواهد مرد.

۸- تأثیر جان‌پناه

پیامدهای یک حادثه بر افراد در صورتیکه در یک محیط باز یا یک محیط بسته قرار گرفته باشند یکسان نخواهد بود. محیط یک خانه می‌تواند محافظی در برابر برخی سناریوهای حوادث فراهم کند (در حقیقت، حتی یک اتومبیل نیز می‌تواند تا حدودی سبب حفاظت در برابر تابش حرارتی باشد). بنابراین، توزیع جمعیت درون یا بیرون از ساختمان - که در زمان‌های مختلف و با توجه به نوع کار متغیر است - نیز باید در هنگام تخمین پیامد حوادث در نظر گرفته شود.

جزئی از جمعیت که در طول روز در محیط حاضر هستند برای محیط‌های صنعتی ۱/۰ و برای محیط‌های مسکونی ۰/۷ در نظر گرفته می‌شود. این مقدار در شب، برای محیط‌های مسکونی ۱/۰ و برای محیط‌های صنعتی صفر (اگر کار در شیفت شب انجام شود ۰/۲) فرض می‌شود. جزئی از جمعیت که در محیط بسته هستند نیز در طول روز ۰/۹۳ و برای شب ۰/۹۹ فرض می‌شود، که این مقدار برای نواحی گرمسیر مثل کشورهای مدیترانه‌ای کمتر است. همینطور برای نواحی خاص (مثل مکان‌های اقامت توریستی) نیز چنین است.

۸-۱- تابش حرارتی

در صورت بروز آتش، در داخل محدوده شعله (برای آتش ناگهانی در محدوده LFL) به دلیل شار حرارتی بالا و آتش گرفتن لباس‌ها، نرخ مرگ و میر افرادی که در محیط باز هستند ۱۰۰٪ فرض می‌شود. در آتش ناگهانی افرادی که درون ساختمان هستند در تماس مستقیم با شعله قرار نمی‌گیرند، مگر اینکه آتش ناگهانی سبب یک آتش ثانویه شود که در نتیجه نجات افراد بستگی به چگونگی وقوع رویداد دارد: با یک رویکرد محافظه کارانه در این حالت، مرگ و میر در داخل ساختمان‌ها معمولاً ۱۰۰٪ فرض می‌شود.

در خارج از محدوده شعله، پیامدها به نوع آتش بستگی دارد. برای یک آتش ناگهانی - که یک پدیده بسیار سریع است - نرخ مرگ و میر در خارج از شعله اغلب صفر فرض می‌شود، هرچند در برخی از این گونه حوادث نیز (مثل حادثه‌ای که در لینچ پرگ^{۱۰} در سال ۱۹۷۲ اتفاق افتاد [۳۳]) افرادی که خارج از ابر گاز قابل اشتعال بودند دچار سوختگی‌های شدیدی شدند. برای آتش استخری، آتش فورانی و آتش کروی پیامدهای وارده بر افرادی که در محیط باز هستند تابعی از شدت تابش حرارتی و زمان مجاورت (حداکثر زمان مجاورت ۲۰ ثانیه) می‌باشد. افراد مستقر در داخل ساختمان آسیبی نمی‌بینند مگر اینکه خود ساختمان آتش بگیرد. در این حالت، احتمالاً همه افراد داخل ساختمان خواهند مرد. حد آستانه برای اشتعال ساختمان معادل 35 kWm^{-2} فرض می‌شود (این مقدار با توجه به نوع مواد بکار رفته متغیر خواهد بود).

۸-۲- افزایش فشار

در صورت بروز انفجار، محیط بیرون از ساختمان امن‌تر از درون آن خواهد بود. زیرا اگر ساختمان فرو ریزد یا دچار تخریب شدید شود افراد درون ساختمان کشته یا مصدوم خواهند شد (جدول ۷-۱۴ و بخش ۵-۱-۳ را ببینید). این

¹⁰ Lynchburg

فرض کاملاً مورد قبول است که ۱۰٪ خانه‌هایی که تحت کانتور ۰/۱ barg قرار گیرند شدیداً خسارت دیده و یک هشتم افراد درون آن کشته خواهند شد.

۸-۳- مجاورت با مواد سمی

در صورتیکه افراد درون ساختمان باقی بمانند دوز مواد سمی دریافت شده کاهش می‌یابد. زیرا در هنگام عبور ابر گاز غلظت ماده سمی در خارج از ساختمان بیشتر از داخل آن است. پس از عبور ابر گاز از منطقه، آلودگی در محیط بیرون وجود ندارد ولی هنوز هوای درون ساختمان آلوده است، بنابراین افراد باید سریعاً ساختمان را ترک کرده و ساختمان باید تهویه شود.

ارتباط بین غلظت‌ها- در داخل و خارج از ساختمان- تابعی از نرخ تهویه هواست. می‌توان از یک مدل ریاضی برای بیان این رابطه استفاده کرد (به فصل ۶ مراجعه شود). نرخ تهویه هوا بستگی به نوع ساختمان دارد و در صورتیکه مشخص نباشد معادل 1 h^{-1} فرض می‌شود. اگر غلظت در داخل ساختمان قابل محاسبه نباشد، یک فرض کلی برای نرخ مرگ و میر افراد در داخل ساختمان معادل ۱۰٪ نرخ مرگ و میر در خارج از ساختمان است.

۹- ارتباط بین تعداد کشته‌شدگان و تعداد افراد صدمه دیده در حوادث عمده

همانطور که پیش‌تر ذکر شد در ارزیابی کمی ریسک سناریوهای حوادث، اغلب از فرضیاتی تقریبی برای تخمین بزرگی پیامدها استفاده می‌شود. این فرضیات غالباً برای رسم منحنی‌هایی که ریسک یکسان دارند اساسی هستند. چون به کمک آنها می‌توان اثرات فیزیکی و محاسبات آسیب‌پذیری را تکمیل کرد. به طور مثال همانطور که در قسمت‌های قبلی این فصل ذکر شد داده‌های مندرج در جدول ۷-۱۴ به عنوان یک معیار عمومی برای اثر افزایش فشار به خوبی قابل پذیرش است. برای نرخ مرگ و میر ناشی از مجاورت با مواد سمی نیز مقادیر پیشنهاد شده‌ای وجود دارد. این فرضیات که اغلب قواعدی تخمینی و تجربی هستند، لزوماً با داده‌های واقعی تطابق ندارند، گرچه معمولاً درجه بزرگی یکسانی دارند. بعلاوه این‌ها تا حدود زیادی از حجم فعالیت‌های مربوط به محاسبات کمی ریسک و زمان مورد نیاز می‌کاهد.

در آنالیز ریسک، خصوصاً وقتی سناریوهای حوادث عمده مد نظر باشند همه افراد تحت تأثیر، از قبیل کشته شدگان، مجروحین، و تخلیه شدگان احتمالی تخمین زده و پیش‌بینی می‌شوند. یک ارزیابی ریسک کمی استاندارد، عمدتاً به محاسبه تعداد قربانیان و محاسبه فاصله و منطقه‌ای که باید تخلیه شود می‌پردازد. تعداد مجروحین به ندرت برآورد می‌شود، زیرا این امر نیاز به تلاش بسیار زیاد دارد و در اغلب موارد اطلاعات موجود بسیار ناقص هستند. این تخمین‌ها براساس محاسبه اثرات یک حادثه بوده و از یکدیگر مستقل هستند. هریک از تخمین‌ها به معیار آسیب‌پذیری خاصی بر می‌گردد و ممکن است بعضی از میانبرهای ذکر شده در بالا را نیز در برگیرد.

در مرجع [۳۴] یک رابطه آماری برای ارتباط برقرار کردن بین تعداد کشته شدگان (N_K) در یک حادثه ناشی از مواد خطرناک و تعداد مجروحین (N_I) پیشنهاد شده است. چنین رابطه‌ای می‌تواند خصوصاً در بعضی موارد خاص مفید باشد. بطور مثال اگر N_K برای محوطه اطراف یک تأسیسات که احتمال حوادث عمده در آن وجود دارد محاسبه شده باشد، استفاده از یک روش میانبر برای تخمین تعداد مجروحین به منظور استفاده در واکنش اضطراری بسیار مفید خواهد بود. یک فرد مجروح کسی است که نیاز فوری به بستری شدن در بیمارستان دارد. از نقطه نظر مدیریت شرایط اضطراری، تخمین سریع تعداد کشته شدگان در حوادث نشت مواد خطرناک می‌تواند بسیار حیاتی باشد. در این رابطه Ronza و همکاران با نمونه‌گیری از ۹۷۵ حادثه منجر به حداقل یک کشته، بین

سال‌های ۱۹۷۵ تا ۲۰۰۵، تحلیلی را انجام داده‌اند. در این مطالعات چند اقدام برای کاهش انحراف داده‌ها اعمال شد: حوادث مربوط به جابجایی/ساخت مواد منفجره جنگی، حوادث ناشی از خرابکاری و تنها حادثه‌ای که بیش از ۲۰۰۰ کشته بجای گذاشت (بوپال، ۱۹۸۴)، به دلیل وضعیت خاص و استثنائیشان در نظر گرفته نشدند. به دلیل اینکه داده‌ها پراکنده بودند یک روش پالایش آماری به کمک دو تکنیک تحلیل چند متغیره بکار گرفته شد، تا اجزای اصلی بصورت مجموعه‌هایی از داده‌ها با رفتار آماری خاص و انتخابی دسته بندی شوند. پالایش بیشتر این مجموعه‌ها به مجموعه‌ای از عبارات ریاضی منجر شد که می‌توان از آنها برای تخمین تعداد احتمالی مجروحین به صورت تابعی از تعداد کشته شدگان برای همه حوادث شامل انتشار ابر گاز، آتش و انفجار بخوبی استفاده کرد:

برای همه حوادث:

$$N_1 = 6N_k^{0.77}$$

برای ابر گاز:

$$N_1 = 34N_k^{0.54}$$

برای آتش:

$$N_1 = 3N_k^{0.86}$$

برای انفجار:

$$N_1 = 7N_k^{0.76}$$

که در آنها:

N_1 - تعداد مجروحین

N_k - تعداد کشته شدگان

به دلیل شکل خاص توزیع داده‌ها، این معادلات مقادیر N_1 را که انتظار نمی‌رود بیشتر شود (با احتمال ۰/۷۵) نشان می‌دهند. همانطور که می‌توان دید، حوادثی که شامل ابر گاز هستند بیشترین تعداد مجروحین را به خود اختصاص می‌دهد و پس از آن به ترتیب حوادث انفجار و آتش قرار می‌گیرند.

۱۰ - ناحیه بندی بر اساس آسیب پذیری

ناحیه‌ای که پتانسیل قرارگیری در معرض یک حادثه را دارد می‌توان بر اساس نوع مخاطرات (شیمیایی، مکانیکی یا حرارتی)، شدت اثرات و آسیب پذیری افراد و اموال به نواحی مختلفی طبقه بندی نمود. معمولاً انواع ناحیه‌های زیر مورد توجه هستند:

ناحیه اقدام^{۱۱} (IZ): حوادثی که خسارات ایجاد شده در آنها به حدی باشد که بکارگیری سریع تمهیدات حفاظتی ضروری باشد.

ناحیه آماده باش^{۱۲} (AZ): حوادثی که اگرچه تبعات ناشی از آنها توسط افراد یک جمعیت قابل درک است ولی هم تراز با ناحیه اقدام نبوده و فقط گروه‌های بحرانی افراد باید مورد محافظت قرار گیرند.

ناحیه دومینو^{۱۳} (DZ): ناحیه‌ای که باید پتانسیل گسترش حادثه در آن مورد توجه قرار گیرد.

کشورهای مختلف بطور رسمی مقادیر آستانه‌ای برای اثرات فیزیکی و شیمیایی (افزایش فشار، تابش حرارتی، غلظت یا دوز مواد سمی) انواع مختلف حوادث عمده را به منظور تعیین حدود ناحیه‌های فوق تعیین کرده‌اند. به عنوان مثال در جدول ۷-۲۳ یک سری از این مقادیر (مربوط به کشور اسپانیا)، به عنوان تابعی از نوع حادثه طبقه بندی شده است.

¹¹ Intervention Zone

¹² Alert Zone

¹³ Domino Effect Zone

جدول ۷-۲۳- تعاریف ناحیه اقدام، ناحیه آماده باش و ناحیه دومینو

مقدار آستانه ای			توصیف نواحی تعیین شده	نوع حادثه	حادثه خطرناک
ناحیه دومینو	ناحیه آماده باش	ناحیه اقدام			
--	دوز سمیت:	دوز سمیت:	ناحیه تحت پوشش ابر سمی پخش شده	پخش مواد سمی	نوع شیمیایی
	$dose = c_{max}^n \cdot t_{exp}$	$dose = c_{max}^n \cdot t_{exp}$			
	C_{max} : حداکثر غلظت ماده سمی در هوا	C_{max} : حداکثر غلظت ماده سمی در هوا			
	t_{exp} : زمان مجاورت	t_{exp} : زمان مجاورت			
	n : وابسته به نوع ماده	n : وابسته به نوع ماده			
	C_{max} از مقادیر AEGL-1، ERPG-1 و TEEL-1 محاسبه شود	C_{max} از مقادیر AEGL-2، ERPG-2 و TEEL-2 محاسبه شود			
$\Delta P=160$ mbar	$\Delta P=50$ mbar	$\Delta P=125$ mbar	ناحیه تحت تأثیر (Δp) به وسیله اشتعال یک ابر گاز قابل اشتعال	انفجار ابر گاز محدود نشده	نوع مکانیکی
$\Delta P=160$ mbar	$\Delta P=50$ mbar	$\Delta P=125$ mbar	ناحیه تحت تأثیر (Δp) به وسیله اشتعال یک ابر گاز آتش گیر محدود شده	انفجار ابر گاز محدود شده	
$\Delta P=160$ mbar	$\Delta P=50$ mbar	$\Delta P=125$ mbar	ناحیه تحت تأثیر (Δp) به وسیله انبساط یک گاز تحت فشار	انفجار فیزیکی	
--	50% LFL	حد پایین اشتعال پذیری (LFL)	ابر قابل اشتعال گاز / بخار درون محدوده‌های اشتعال پذیری	آتش ناگهانی	نوع حرارتی
شدت تابش حرارتی: 8 kWm^{-2}	دوز تابش حرارتی: $115 (\text{kW.m}^{-2})^{4/3}$ معادل 3 kWm^{-2} for 30 s	دوز تابش حرارتی: $250 (\text{kW.m}^{-2})^{4/3}$ معادل 5 kWm^{-2} for 30 s	ناحیه در بردارنده استخر	آتش استخری	
شدت تابش حرارتی:	دوز تابش حرارتی:	دوز تابش حرارتی:	ناحیه در بردارنده آتش فورانی	آتش فورانی	

8 kWm ⁻²	115 (kW.m ⁻²) ^{4/3}	250 (kW.m ⁻²) ^{4/3}			
	معادل	معادل			
	3 kWm ⁻² for 30 s	5 kWm ⁻² for 30 s			

۱۱ - مورد نمونه

مثال ۷-۸

در روز ۳۰ ژانویه ۱۹۹۶، کشتی ونتوداسکیروکو^{۱۴} وارد لنگرگاه بارسلونا شد. یک آتش کوچک روی عرشه در کانتینر حامل سدیم هیدروسولفیت اتفاق افتاد [۳۵]. سپس آتش بطور قابل توجهی گسترش یافت و کانتینر دیگری حاوی بشکه‌های هگزان را در بر گرفته و در میان چند بشکه محتوی حشره کش‌ها، مونومرها و تولوئن دی ایزوسیانات نفوذ کرد (توجه شود که ضوابط نگهداری مجزای مواد قابل اشتعال از موادیکه قادر به تولید گازهای سمی هستند رعایت نشده بود بنابراین، از قانون IMDG تخطی شده است). بعد از چند ساعت ماموران آتش نشانی کانتینرها را از محوطه آتش دور کردند و بالاخره، پس از ۸ ساعت، آتش را مهار کردند. یک سری انفجار (مربوط به بشکه‌های هگزان) رخ داد، که منجر به آتش کروی شد. آتش سبب تولید یک ابر دود بزرگ شد که از ساعت ۱۱/۳۰ صبح تا ۷/۳۰ بعداز ظهر در حالیکه به سمت دریا حرکت می‌کرد ادامه داشت. رفتار دود مثل یک گاز خنثی بود: شناوری رو به بالا و پایین مشاهده نشد.

الف - تحلیل کنید اگر جهت باد (با همان سرعت) به سمت شهر بود چه اتفاقی می‌افتاد.
ب - در صورتیکه ۶ کارگر در مجاورت ابر دود (در بدترین حالت) در فاصله ۱۰۰ متری از کشتی، به مدت ۱۵ دقیقه، حضور داشتند، پیامدها (مرگ و میر) را محاسبه کنید.

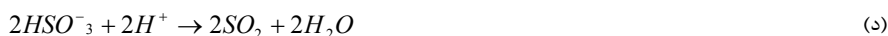
اطلاعات دیگر: کانتینری که آتش در آن شروع شد حاوی ۲۱۵۰۰ کیلوگرم سدیم هیدروسولفیت (Na₂S₂O₄) بود. کانتینر به مدت ۵ ساعت سوخت. با توجه به دو مقدار اصلی ثبت شده برای سرعت باد دو وضعیت جوی باید در نظر گرفته شود، (u₁=2.5m/s و کلاس پایداری B، و u₂=8.5m/s و کلاس پایداری C).

راه حل

الف- سدیم هیدرو سولفیت در صورتی که در مجاورت حرارت یا شعله قرار گیرد به صورت گرماده تجزیه می‌شود:

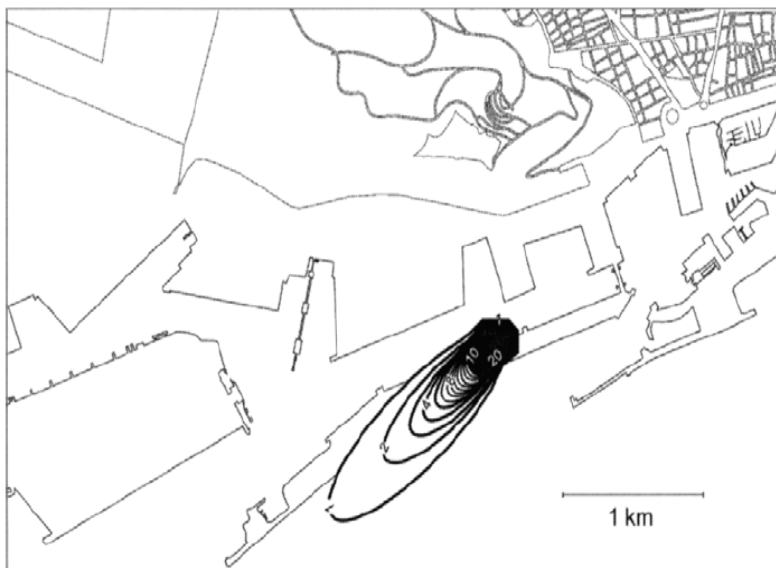


همچنین سدیم هیدرو سولفیت می‌تواند طی مراحل زیر بصورت گرمازا با آب واکنش دهد:



¹⁴ Vento di Scirocco

دود تولید شده در این حادثه مخلوطی از گازهایی است که از تجزیه سدیم هیدرو سولفیت و احتراق هگزان تولید شده که جزء سمی اصلی آن SO_2 است. بنابراین تخمین انتشار گاز سمی باید بر مبنای این گاز انجام شود، زیرا ترکیب سایر گازها مشخص نیست. SO_2 می تواند طی مکانیزم های مذکور فوق تولید می شود (معادله الف) و معادلات (ب)، (ج)، (د) مقدار کل SO_2 منتشر شده در اثر این دو مکانیسم حدود ۳۶۷۶ کیلوگرم (معادله الف)) و ۷۳۵۲ کیلوگرم (معادلات (ب)، (ج)، (د)) می باشد. با توجه به اطلاعات فوق ممکن نیست بتوان سهم واقعی هریک از مکانیسم ها را تعیین کرد. به هر حال بهترین تخمین، احتمالاً تخمینی است که ما را قادر سازد تا مقادیر حدی انتشار را تعیین کنیم.



شکل ۷-۱۱- شبیه سازی انتشار جوی

بنابراین وضعیت های حدی زیر باید شبیه سازی شوند:

۱. همه SO_2 تولید شده مطابق معادله الف)
۲. همه SO_2 تولید شده مطابق معادلات (ب)، (ج)، (د).

با توجه به این فرضیات نرخ های انتشار متوسط برای مدت زمانیکه کانتینر سدیم هیدروسولفیت می سوزد (۵ ساعت) بصورت زیر بدست می آید:

۱. 200 g/s
۲. 400 g/s

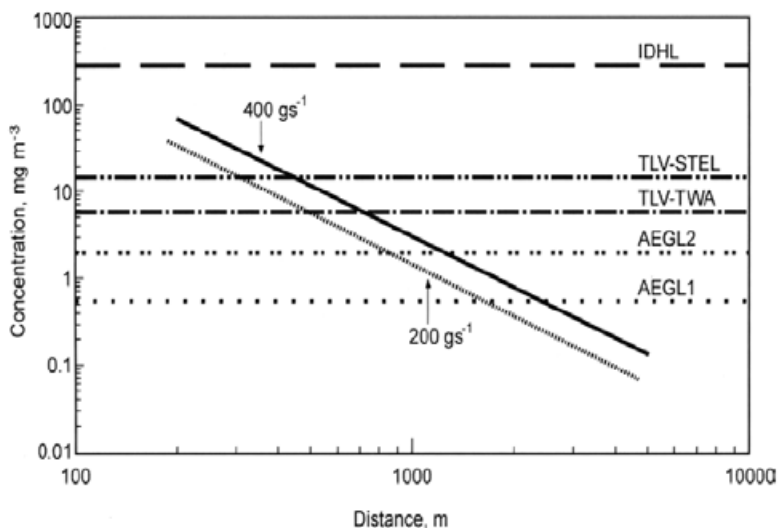
شبه سازی -بکمک ALOHA- برای این دو حالت و برای شرایط جوی ذکر شده انجام پذیر است. توجه شود که برای شبه سازی رفتار دود، از مدل گاوسی می‌توان استفاده کرد. برای این مدل‌ها فقط اطلاعات مربوط به وضعیت منبع انتشار و شرایط جوی و جغرافیایی مورد نیاز است. نتیجه دو شبه سازی $u_1=2.5\text{m/s}$ و کلاس پایداری B و دو نرخ انتشار متوسط) در شکل ۷-۱۱ و ۷-۱۲ دیده می‌شود. در شکل ۷-۱۲، مقادیر IDLH، TLV-STEL و TLV-TWA برای SO_2 رسم شده‌اند.

$\text{AEGL-2}=2$ و $\text{TLV-TWA}=5.7\text{mg/m}^3$ و $\text{TLV-STEL}=14.2\text{mg/m}^3$ ، $\text{IDLH}=285\text{mg/m}^3$ (0.75ppm). با افزایش فاصله در جهت باد غلظت بتدریج کاهش یافته تا جایی که دیگر نمی‌توان آن را خطرناک نامید: در حدود ۱۰۰ متری غلظت به کمتر از IDLH می‌رسد. در حدود ۳۰۰ متری به کمتر از TLV-STEL و در حدود ۱۳۰۰ متری به کمتر از AEGL-2 می‌رسد.

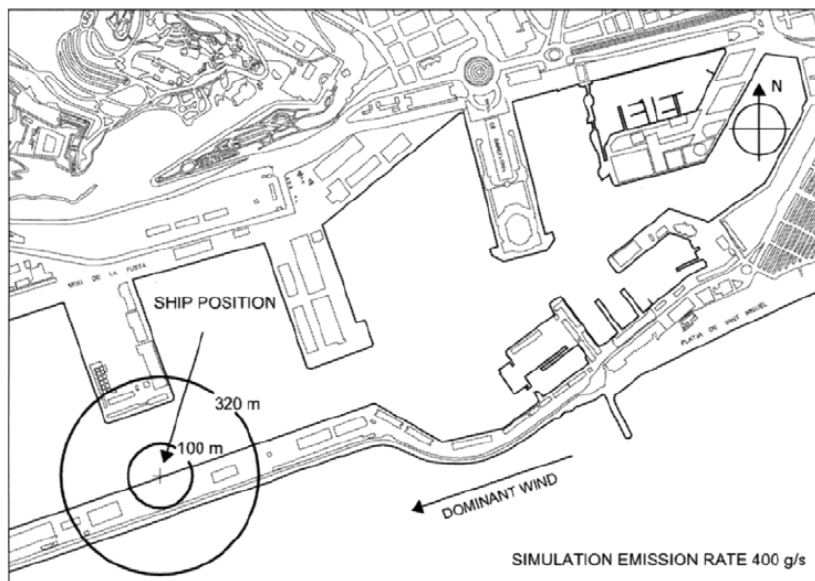
به هر حال واضح است که مجاورت با غلظت‌های کمتر از IDLH برای مدت بیش از ۳۰ دقیقه منجر به دوزهای معادل می‌گردد. بنابراین فاصله متناظر با اثرات سمی معادل برای دوره زمانی انتشار (حدود ۵ ساعت) باید محاسبه شود. به این منظور، معادله (۷-۳۵) (قانون هابر) را با $n=1$ برای SO_2 می‌توان به کار برد (جدول ۷-۱۸).

$$Dose = 285 \times 30 = C_2 \times 300, C_2 = 28.5 \text{mg.m}^{-3}$$

بنابراین برای دوره زمانی ۵ ساعته غلظتی که همان اثر IDLH را در مدت ۳۰ دقیقه داشته باشد، معادل mg.m^{-3} 28.5 خواهد بود.



شکل ۷-۱۲ - شبه سازی غلظت SO_2 بعنوان تابعی از فاصله. مقادیر حدی نیز رسم شده‌اند.



شکل ۷-۱۴ - ناحیه اقدام برای بیشترین نرخ جریان انتشار. برگرفته از مرجع [۳۵]

بنابراین از نقطه نظر اثرات سمیت بر افراد دو فاصله را می‌توان مورد توجه قرار داد:

۱. فاصله‌ای در جهت باد که بعد از مدت کوتاهی (۳۰ دقیقه) اثرات سمیت به حدی برسد که نیاز به کمک‌های پزشکی باشد (بدون اینکه زندگی افراد به خطر بیفتد)
۲. فاصله‌ای در جهت باد که اثرات فوق‌الذکر فقط بعد از زمان طولانی مجاورت بروز کند (تقریباً ۵ ساعت)

حداکثر فواصل متناظر برای بدترین حالت در شکل ۷-۱۴ (انتشار 400g/s گاز SO₂) رسم شده است. حداکثر فاصله پوشش داده شده نسبتاً کوچک هستند.

امروزه "محدوده اقدام" و "محدوده آماده باش" معمولاً بترتیب، براساس مقادیر حدی AEGL-1 و AEGL-2، که بسیار کمتر از IDLH هستند تعیین می‌گردند. برای SO₂، AEGL-2=0.75ppm (2mg.m⁻³) و AEGL-1=0.2ppm (0.55mg.m⁻³) می‌باشد. ناحیه تحت پوشش AEGL-2 شعاعی برابر ۱۲۰۰ متر دارد (و داخل ناحیه بندرگاه است)، و AEGL-1 تا فاصله ۱۶۰۰ متری می‌رسد. این مقادیر بسیار محافظه کارانه‌تر از مقادیر تخمین زده شده به وسیله IDLH می‌باشد. در عمل، حتی اگر باد به طرف شهر بوزد (و همه شرایط جوی دیگر بدون تغییر بماند) انتشار گازها هیچ خطری برای افراد ایجاد نخواهد کرد.

ب - در فاصله $d=100m$ ، $C \approx 100 \text{ ppm}$. (شکل ۷-۱۲). بنابراین:

$$Y = -15.67 + 2.1 \times \ln(100 \times 15) = -0.31$$

طبق جدول ۷-۱، هیچ کس نخواهد مرد.

فهرست علائم و اختصارات

ثابت در معادله پروبیت	a
ثابت در معادله پروبیت	b
غلظت	C (ppm)
گرمای ویژه در فشار ثابت	$C_p(kJkg^{-1}K^{-1})$
فاصله بین سطح شعله و هدف	d(m)
فاصله بین سطح شعله و موقعیت اولیه شخص	$d_0(m)$
شدت تشعشع یا شار حرارتی	$I(kWm^{-2})$
ضربه موج انفجار	$i(Nm^{-2}s)$
مقدار I در موقعیت اولیه هدف	$I_0(kWm^{-2})$
هدایت حرارتی	$K(kWm^{-1}K^{-1})$
ضخامت	l(m)
وزن مولکولی	$M(kgkmol^{-1})$
تعداد کشته‌ها	N_i
تعداد مجروحین	N_k
پارامتری در رابطه پروبیت	n
احتمال، افزایش فشار، فشار	$P(Nm^{-2})$
فشار منعکس شده	$P_r(Nm^{-2})$
فشار ایجاد شده در اثر باد حاصل از انفجار	$P_w(Nm^{-2})$
افزایش فشار	$\Delta P(Nm^{-2})$
درصد	Q
زمان در معرض بودن مؤثر (مجاورت)	t(\$)
دما	T, K
دمای اشتعال	$T_{ig}(^{\circ}C \text{ or } K)$
دمای اولیه	$T_0(^{\circ}C \text{ or } K)$
زمان لازم برای احساس درد	t_d, s
مدت زمان مؤثر در معرض بودن	$t_{eff}(s)$
کل زمان در معرض بودن	$t_{exp}(s)$
زمان اشتعال	$t_{ig}(s)$
زمان واکنش	$t_r(s)$
سرعت فرار، متغیر میانی (ضمیمه ۱)	$u(ms^{-1})$
دوز یا شدت یک اثر مفروض	V
سرعت حرکت قطعه (پرتابه‌ها)	$v (ms^{-1})$
سرعت بدن	$v_b (ms^{-1})$

w	متغیر میانی (ضمیمه ۱)
$W_m(\text{kg})$	جرم قطعه (ترکش)
X(m)	پاسخ به یک وضعیت مفروض، فاصله افقی
Y	متغیر ارزش احتمال
σ	انحراف معیار
μ	مقدار متوسط
$\rho(\text{kgm}^{-3})$	چگالی

ضمیمه ۷-۱

عبارتهایی تحلیلی برای تبدیل متغیرهای ارزش احتمال به درصد افراد تحت تأثیر و درصد افراد تحت تأثیر به متغیرهای ارزش احتمال ارائه شده‌اند که براساس ارتباطهای یافت شده در متون برای توابع توزیع گاوسی نرمال بیان شده‌اند [۲].

عباراتی برای یافتن درصد از روی متغیر ارزش احتمال

درصد Q را می‌توان با استفاده از تقریب به انتگرال نرمال به صورت زیر بیان کرد:

$$S = \frac{1}{1 + r|Y - 5|} \quad (\text{الف-۱})$$

(توجه شود که $|Y - 5|$ مقدار مطلق است).

$$m = (b_1S + b_2S^2 + b_3S^3 + b_4S^4 + b_5S^5) \left[\frac{1}{\sqrt{2\pi}} \cdot \exp\left[-\frac{(Y-5)^2}{2}\right] \right] \quad (\text{الف-۲})$$

که در آن:

$$r = 0.2316419$$

$$b_1 = 0.319381530$$

$$b_2 = -0.356563782$$

$$b_3 = 1.781477937$$

$$b_4 = -1.821255978$$

$$b_5 = 1.330274429$$

S و m متغیرهای واسطه‌ای هستند. بنابراین درصد Q افراد تحت تأثیر ناشی از یک حادثه را می‌توان به صورت زیر بدست آورد:

$$Q = 100(1 - m) \quad \text{if } Y > 5 \quad (\text{الف-۳})$$

$$Q = 100m \quad \text{if } Y \leq 5 \quad (\text{الف-۴})$$

خطای تخمین زده شده برای Q در این تقریب معادل $7.5 \times 10^{-6} < \varepsilon(Y)$ می‌باشد.

عباراتی برای پیدا کردن متغیر ارزش احتمال از روی درصد

مقدار ارزش احتمال Y را می‌توان با استفاده از تقریب به معکوس انتگرال نرمال محاسبه کرد:

$$P = Q/100 \quad (\text{الف-۵})$$

$$u = \sqrt{\ln\left(\frac{1}{P^2}\right)} \quad \text{if } 0 < p \leq 0.5 \quad (\text{الف-۶})$$

$$u = \sqrt{\ln\left(\frac{1}{(1-P)^2}\right)} \quad \text{if } 0.5 < p < 1 \quad (\text{الف-۷})$$

$$w = u - \frac{C_0 + C_1u + C_2u^2}{1 + d_1u + d_2u^2 + d_3u^3} \quad (\text{الف-۸})$$

که در آن:

$$c_0 = 2.515517$$

$$c_1 = 0.802853$$

$$c_2 = 0.010328$$

$$d_1 = 1.432788$$

$$d_2 = 0.189269$$

$$d_3 = 0.001308$$

u و w متغیرهای واسطه‌ای هستند. بنابراین متغیر ارزش احتمال Y را می‌توان بصورت زیر بدست آورد:

$$Y = 5 - w \quad \text{if } 0 < p \leq 0.5 \quad (\text{الف-۹})$$

$$Y = 5 + w \quad \text{if } 0.5 < p < 1 \quad (\text{الف-۱۰})$$

خطای تخمین زده شده برای Y در این تقریب معادل $4.5 \times 10^{-4} < \varepsilon(Y)$ می‌باشد.

صحت این تبدیل‌ها (ارزش احتمال‌آدرصد، درصد‌ارزش احتمال) حتی در نواحی مجانب تابع ارزش احتمال خیلی خوب است. این مقادیر در سطوح ریسک فردی خیلی پایینی رخ می‌دهند.

مراجع

- [1] D.J. Finney, Probit Anfilisis. Cambridge University Press, London, 1971.
- [2] J.A. Vilchez, H. Montiel, J. Casal and J. Amaldos, J. of Loss Prevent. Proc., 14 (2001) 193.
- [3] J.P. Bull, The Lancet, Nov. (1971) 1133.
- [4] J.M. Martin, IEC-Monografies de la Secció de Ciències, 6 (1991) 139.
- [5] T. T. Lie, Eigenschappen van warmtebeschermende Kleding en Keuringsmethoden. Brand, 1963.
- [6] K. S. Mudan, Prog. Energ. Combust., 10 (1984) 59.
- [7] K. Buettner, J. Appl. Physiol., 3 (1951) 703.
- [8] N. A. Eisenberg, C. J. Lynch and R. J. Breeding, Vulnerability Model: A Simulation System for Assessing Damage Resulting from Marine Spills, USCG, AD/A-015 245, NTIS Report n. CG-D-137-75, 1975
- [9] C. K. Tsao and W. W. Perry, Modifications to the vulnerability model: a simulation system for assessing damage resulting from marine spills (VM4). US Coast Guard, AD/A-075231, NTIS report n. CG-D-38-79, 1979.
- [10] A. H. Rausch, N. A. Eisenberg and C. J. Lynch, Continuing Development of the Vulnerability model, Department of Transportation, USCG, Washington D. C., Report n. CG-D-53-77, 1977
- [11] DGLMSAE. Methods for the determination of possible damage (Green book). The Hague, 1992.
- [12] C. M. Pietersen, J. Loss Prevent. Proc., 10 (1990) 136.
- [13] I. Hymes, The Physiological and Pathological Effects of Thermal Radiation. U. K. Atomic Energy Authority, SRD, Warrington, SRD R 275, 1983.
- [14] A. J. Pryor, Full-Scale Evaluation of the Fire Hazard of Interior Wall Finishes. SRI. San Antonio, 1968.
- [15] J. G. Quintiere, Principles of Fire Behaviour. Delmar Publishers, Albany, 1998.
- [16] V. Babrauskas, Ignition Handbook. Fire Science Publishers, Issaquah, 2003.
- [17] J. G. Quintiere and M. Harkleroad. New Concepts for Measuring Flame Spread Properties. NBSIR 84-2943, National Bureau of Standards, 1984, Gaithersburg, MD.

- [18] W. C. Brasie and D. Simpson. Guidelines for estimating damage from chemical explosions. CEP Technical Manual, Loss Prevention, vol. 2, 1967.
- [19] W. E. Baker, P. A. Cox, P. S. Westine, J. J. Kulesz, and R. A. Strehlow, Explosion hazards and evaluation. Elsevier Scientific Publishers. Amsterdam, 1983.
- [20] N. A. Eisenberg et al., Vulnerability model. A simulation system for assessing damage resulting from marine spills. NTIS AD-A015-245. Springfield, VA, 1975.
- [21] C. S. White, The nature of the problems involved in estimating the immediate casualties from nuclear explosions. CEX-71.1, Civil Effects Study. U. A. Atomic Energy Commission, DR- 1886. 1971.
- [22] J. G. Bowen, E. R. Flechter and D. R. Richmond. Estimate of man's tolerance to the direct effects of air blast. Lovelace Foundation for Medical Education and Research. Albuquerque, 1968.
- [23] CCPS, Guidelines for chemical process quantitative risk analysis. AIChE, New York, 1989.
- [24] National Institute for Occupational Safety and Health. Pocket guide to chemical hazards. U. S. Department of Health and Human Services, Washington (D. C.), 1994.
- [25] American Industrial Hygiene Association. Emergency response planning guidelines. Akron (Oh), 1991.
- [26] U. S. Department of Energy. ERPGs and TEELs for chemicals of concern. Rev. 16. Report WSMS-SAE-00-0001. http://tis-hq.eh.doe.gov/web/Chem_Safety/teel.html.
- [27] NRCCT. Acute exposure guideline levels for selected airborne chemicals, vol. 1. Washington, D. C. National Academy of Press, 2000.
- [28] OEHHA. Office of Environmental Health Hazard Assessment (EPA), Technical support document for the determination of acute reference exposure levels for airborne toxicants, California, 1998.
- [29] Scandpower, Handbook for fire calculations and fire risk assessment in the process industry. Scandpower, Kjeller, 1992.
- [30] R. E. Reinke and C. F. Reinhardt, Fires, toxicity and plastics, modern plastics, 1973.
- [31] J. L. Bryan, Fire Safety J. 14 (1986) 11.
- [32] H. L. Kaplan, A. F. Grand and G. E. Hartzell, Fire Safety J., 7 (1984) 22.
- [33] CCPS, Center for Chemical Process Safety, "Guidelines for Evaluating the Characteristics of Vapour Cloud Explosions, Flash Fires and BLEVEs", AIChE, New York, 1994.
- [34] A. Ronza, M. Mufioz, S. Carol and J. Casal, J. Hazard. Mater., A133 (2006) 46-52.
- [35] E. Planas.Cuchi, J. A Vilchez, F. X. P6rez-Alavedra and J. Casal, J. Loss Prevent. Proc. 11 (1998) 323.

فصل هشتم

آنالیز کمی ریسک



۱- مقدمه

ابزارهایی که برای تخمین پیامدهای حوادث مورد نیاز هستند عبارتند از مدل‌های ریاضی جهت پیش‌بینی آثار حوادث، (تشنوع حرارتی، افزایش فشار، دوز) و مدل‌های آسیب‌پذیری میزان ریسک نهایی از حاصل‌ضرب این پیامدها در میزان تکرار حوادث در طول زمان تعیین می‌شود. هدف نهایی از ارزیابی ریسک برای یک نمونه مشخص، مانند یک کارخانه فرآیندی که نزدیک یک منطقه شهری است، محاسبه توزیع ریسک در محدوده تحت تأثیر است. این هدف از طریق بررسی خطرهای موجود، سپس محاسبه پیامد سناریوهای مختلف حوادث و نهایتاً به کارگیری تکرار پذیری مناسب و یا احتمال انجام می‌گیرد.

آنالیز کمی ریسک^۱ QRA شامل مجموعه روش‌هایی است برای محاسبه میزان ریسک ایجاد شده توسط یک سیستم بر حسب تلفات انسانی یا در بعضی از موارد خسارات مالی. حوادث بزرگ با پیامدهای شدید با وجود اقدامات ایمنی کلاسیک مانند کدها و چک لیست‌ها همچنان اتفاق می‌افتند. آنالیز کمی ریسک روش پیشرفته و مکملی است که می‌توان آن را به‌عنوان یک قدم دیگر به سمت صنعت ایمن محسوب کرد.

اولین قدم‌ها در آنالیز کمی ریسک برای حمل و نقل، ذخیره سازی و فرآیندهای مربوط به مواد خطرناک عبارتند از دو گزارش کانوی^۲ (۱ و ۲) سازمان ایمنی و سلامتی انگلیس) و گزارش ریچموند^۳ (۳) انتشارات ریچموند. این مطالعات توسط مراجع عمومی در پاسخ به نگرانی‌های صنعتی و عمومی درباره ریسک ایجاد شده توسط غلظت‌های بالای مواد خطرناک در حین حمل کردن و ذخیره کردن انجام گرفته است. گزارش کانوی مخصوصاً در مورد میزان تکرار حوادث که از روی آمار سوابق قبلی یا قضاوت کارشناسان تعیین می‌شود، سهم عمده‌ای دارد. گزارش ریچموند مقدار زیادی از اطلاعات مربوط به تکرار خرابی‌ها را جمع‌آوری کرده است و کارایی بالایی در معرفی نتایج به عنوان نمودار F-N و ترازهای ریسک نشان داده است.

ناشرین مختلفی اطلاعاتی درباره‌ی روش‌های QRA ارائه کرده‌اند که مهمترین آنها " کتاب بنفش " منتشر شده توسط TNO [۴] و کتاب‌های راهنمای منتشر شده توسط CCPS می‌باشند [۵].

در این فصل مفاهیم اساسی در ارتباط با ریسک فردی و جمعی و نگاهت ریسک معرفی شده‌اند. اطلاعات پایه درباره تکرار رویدادهای نشتی فراهم شده است و متداول‌ترین روندهای رشد حوادث که باعث ایجاد سناریوهای مختلف می‌شوند مورد بررسی قرار گرفته‌اند. از دو مثال ساده برای توضیح جنبه‌های اساسی رویه‌های آنالیز کمی ریسک استفاده شده است، که مفاهیم ریسک فردی و جمعی را به کار می‌گیرند و تنها اشاره مختصری به محاسبه آثار و پیامدها می‌کنند. سپس روش‌های QRA و مدل‌های ریاضی که در فصل‌های قبلی بحث شدند برای یک مثال واقعی به کار گرفته می‌شوند.

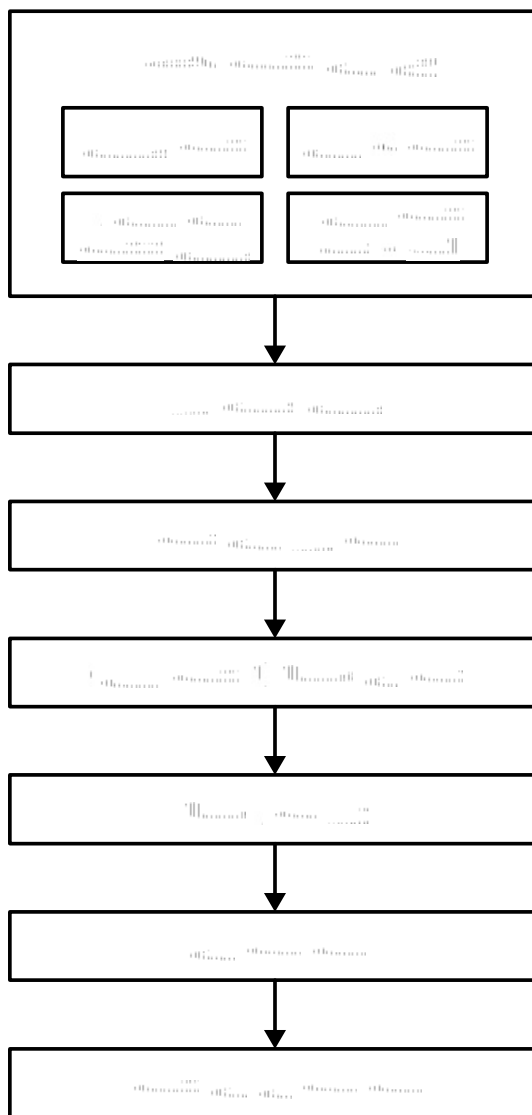
۲- مراحل آنالیز کمی ریسک

آنالیز کمی ریسک بر پایه استفاده از مدل‌های ریاضی برای تعیین پیامد سناریوهای حوادث از پیش تعیین شده و استفاده از تکرارپذیری مطابق با آن برای محاسبه ریسک در یک محدوده مشخص قرار گرفته است. روش QRA مطابق یک سری از مراحل یا فعالیت‌ها که به صورت شماتیک در شکل ۸-۱ نشان داده شده‌اند، انجام می‌گیرد.

¹ Quantitative risk analysis

² Canvey

³ Rijmond



شکل ۸-۱- مراحل اصلی در یک آنالیز کمی ریسک

مرحله اول جمع آوری همه اطلاعات مرتبط است. این اطلاعات ممکن است شامل اطلاعات جغرافیایی مانند: محل مورد مطالعه، (که آیا یک منطقه هموار است یا کوهستانی)، حضور رودها، طول و عرض جغرافیایی و...؛ اطلاعات آب و هوایی مانند: رطوبت، تابش خورشیدی، سرعت و جهت باد (گلباد)، پایداری جوی و...؛ خواص شیمیایی و فیزیکی مواد موجود و نهایتاً اطلاعات درباره فرآیند و کارخانه یا سیستم مورد بررسی باشد.

پس از آنکه این اطلاعات تهیه شدند تعیین سناریوهای خطر مختلف که باید در نظر گرفته شوند ممکن می‌شود. برای مثال این سناریوها ممکن است یک سوراخ در لوله، پارگی کامل لوله، انفجار یک مخزن و غیره باشند. راهنماهای ساده کننده‌ای در بخش ۸ از فصل ۲ برای آنالیز عمومی ریسک پیشنهاد شده است.

پس از آن که انواع ممکن رهایش مشخص شدند، تخمین تکرارپذیری مربوط به آنها موردنیاز است. برای این منظور می‌توان از اطلاعات عمومی موجود در منابع مختلف استفاده کرد. جداول ۸-۴ تا ۸-۶ مجموعه‌ای از مهم‌ترین مقادیر را نشان می‌دهد.

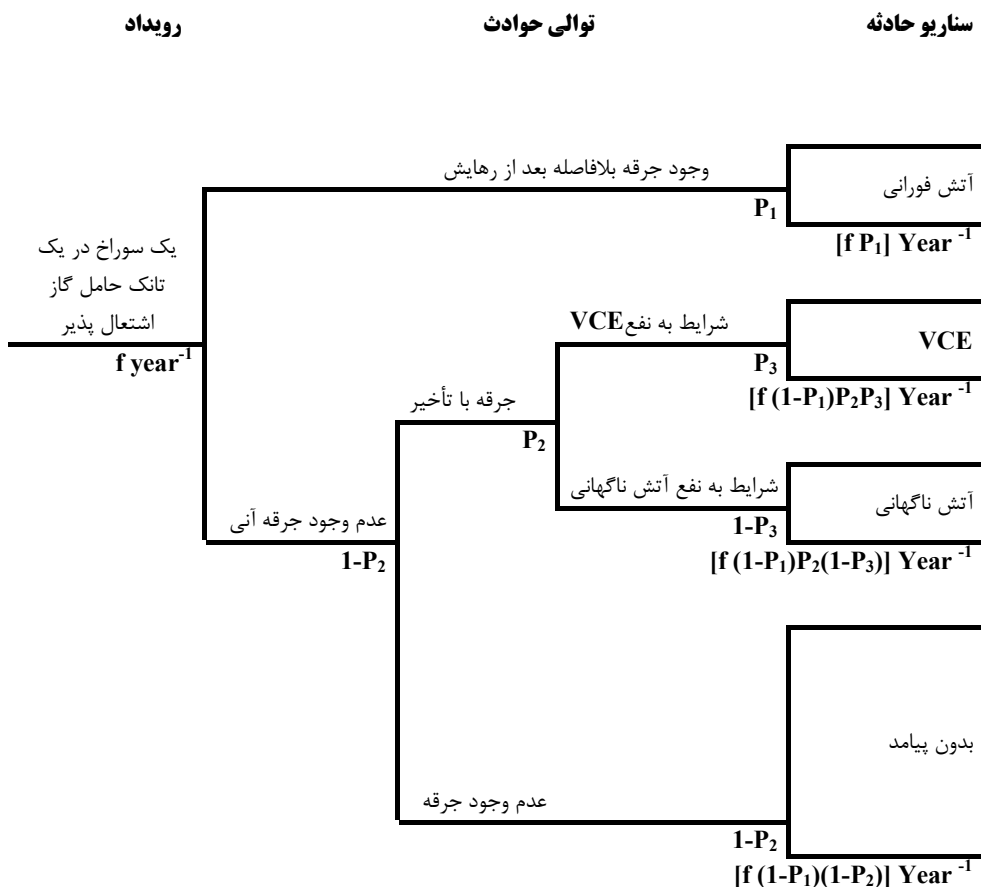
هر حالتی از رهایش مواد، منجر به نتایج متفاوتی می‌شود که در نتیجه باعث انواع مختلفی از حوادث می‌گردد. بنابراین لازم است درخت‌های رویداد (event trees) متناظر ایجاد شوند. با معرفی احتمال مربوطه در هر شاخه متوالی، محاسبه تکرارپذیری سناریوهای مختلف حوادث ممکن می‌شود.

نام‌گذاری به این ترتیب انجام می‌شود:

واقعه اولیه برای مثال پارگی یک لوله "رویداد" (incident) نامیده می‌شود.

نتیجه فیزیکی یک رویداد برای مثال تشکیل یک توده سمی "حادثه" (accident) نامیده می‌شود.

یک حادثه می‌تواند زنجیری از حوادث بعدی را به دنبال داشته باشد و به سناریوهای محتمل مختلفی منجر شود. نهایتاً "سناریو حادثه" یکی از چندین موقعیت خاصی است که در پایان توالی حوادث روی می‌دهد؛ مانند گسترش یک توده سمی در یک جهت خاص.



شکل ۸-۲- مثال یک رویداد، ترتیب حوادث، سناریوهای حادثه با توجه به تکرار پذیری و احتمال مرتبط

درخت رویداد نشان داده شده در شکل ۸-۲ این تعاریف و کاربرد تکرار پذیری و احتمال را نشان می‌دهد. یک ضربه به تانکی حاوی گاز آتش‌گیر، یک سوراخ ایجاد می‌کند (تکرار پذیری تقریبی: $f \text{ year}^{-1}$)؛ این یک رویداد ابتدایی است.

ترتیب حوادث در این نقطه بستگی به وجود یا عدم وجود جرقه در لحظه رهائش مواد دارد. اگر جرقه بلافاصله وجود داشته باشد (احتمال P_1) سناریو حادثه حاصل، آتش فورانی است که تکرارپذیری این حادثه ترکیبی از تکرارپذیری رویداد اولیه (سوراخ در مخزن) و احتمال وجود جرقه است:

$$(f.P_1) \text{ year}^{-1}$$

اگر جرقه اولیه وجود نداشته باشد (به احتمال $1-P_1$) دو احتمال متعاقب وجود دارد: "جرقه با تأخیر" یا "عدم وجود جرقه". در مورد جرقه با تأخیر (به احتمال P_2) دو احتمال دیگر وجود دارد: اول این که با توجه به میزان محصول آتش‌گیر در ابر (درون محدوده آتش‌گیری) و تراکم آن به سمت انفجار ابر گاز (VCE) پیش می‌رود (به احتمال P_3) و یا در حالت دوم آتش ناگهانی به وقوع می‌پیوندد (به احتمال $1-P_3$) که تأثیر مکانیکی ندارد.

در حالت اول (جرقه با تأخیر) سناریوی نهایی حادثه انفجار ابر گاز است (به علاوه یک آتش ناگهانی) که تکرار پذیری آن $[f(1-P_1)P_2P_3]year^{-1}$ است. در مورد آتش ناگهانی نیز تکرار پذیری $[f(1-P_1)P_2(1-P_3)]year^{-1}$ است.

نهایتاً اگر جرقه‌ای وجود نداشته باشد گاز در هوا پخش می‌شود (تکرارپذیری $[f(1-P_1)(1-P_2)]year^{-1}$).

مدل‌های ریاضی حوادث و مدل‌های آسیب‌پذیری باید برای محاسبه اثرات و پیامدهای سناریوی هر حادثه مورد استفاده قرار گیرند. با ترکیب پیامدها و تکرارپذیری متناظرشان می‌توانیم ریسک شخصی را در هر فاصله‌ای نمایش دهیم و نمودارهای با ریسک یکسان (iso-risk) را رسم کنیم. زمانی که اطلاعات مربوط به ریسک شخصی در هر نقطه را داشته باشیم محاسبه تقریبی ریسک کلی مربوط به جمعیت امکان پذیر خواهد بود.

۳- ریسک‌های فردی و جمعی

ریسک تابعی از میزان تکرارپذیری یک حادثه و شدت پیامدهای آن می‌باشد. پیامدهای ممکن شامل صدمه به افراد و خسارت‌های اقتصادی است. آنالیز کمی ریسک اغلب از دست دادن جان انسان‌ها را محاسبه می‌کند. خسارت‌های مربوط به انسان شامل جراحت و یا مرگ و میر است.

با این حال برای بررسی دقیق صدمات (مثل سوختگی درجه ۲ یا آسیب در اثر گاز سمی) کارهای دیگری باید انجام شود و در مواردی که چند خطر هم زمان وجود دارند بررسی با عدم قطعیت بالایی همراه است، در نتیجه در بیشتر آنالیزهای ریسک تنها تلفات منجر به مرگ مدنظر قرار می‌گیرند.

تعریف‌های زیر که در مورد ریسک‌های فردی و جمعی و نقشه‌های کانتور ریسک آورده شده، بر مبنای تأثیرات عوامل کشنده است.

۳-۱- تعریف ریسک‌های فردی و جمعی

نتیجه QRA برای تلفات انسانی اغلب به صورت ریسک فردی و یا ریسک جمعی یا گروهی بیان می‌شود.

ریسک فردی ریسکی است که شخص نزدیک خطر، تحت اثر قرار می‌گیرد [۷]. این تعریف در بردارنده نوع آسیب به شخص، احتمال وقوع هر گونه صدمه و مدت زمانی که در طول آن صدمه ممکن است اتفاق بیفتد می‌باشد. اگر ریسک فردی بر حسب میزان مرگ و میر بیان شده باشد می‌توان آن را به صورت تابعی در دستگاه فضایی بیان کرد که احتمال مردن شخصی واقع در یک نقطه معین در مدت یک سال در نتیجه یک حادثه در یک کارخانه، یا مسیرهای حمل و نقل را نمایش می‌دهد. واحدی که برای اندازه‌گیری ریسک فردی استفاده می‌شود $^{-1}$ (سال) است.

ریسک فردی در یک نقطه مشخص را می‌توان به صورت زیر نمایش داد [۵]:

$$IR_{x,y} = \sum_{i=1}^{i=n} IR_{x,y,i} \quad (1-8)$$

که $IR_{x,y}$ مجموع ریسک شخصی مرگ و میر در منطقه جغرافیایی با مختصات x,y (احتمال مرگ و میر در سال یا $^{-1}$ (سال)) است.

ریسک فردی مرگ و میر در نقطه جغرافیایی x, y تحت سناریو حادثه i است (احتمال مرگ و میر در سال یا $^{-1}$ (سال)).

n مجموع تعداد سناریوها است که در بررسی در نظر گرفته می‌شوند.

$IR_{x,y,i}$ می‌تواند بر اساس تابعی از تکرارپذیری و احتمال بیان شود:

$$IR_{x,y,i} = f_i \cdot P_{Fi} \quad (۲-۸)$$

که در آن f_i تکرارپذیری سناریوی حادثه i با واحد $^{-1}$ (سال) و P_{Fi} احتمال مرگ و میر در نقطه y, x در اثر سناریوی i خواهد بود.

مقدار P_{Fi} با بکارگیری مدل‌های پیامد حادثه و آسیب‌پذیری محاسبه می‌شود. نهایتاً f_i از تکرارپذیری حادثه (رویداد اولیه) و احتمال این که توالی رویدادها منجر به سناریو i شود محاسبه می‌شود.

$$f_i = f_{incident\ i} \cdot P_{sequence\ i} \quad (۳-۸)$$

که در آن $f_{incident\ i}$ تکرارپذیری وقوع حادثه یا رویداد ابتدایی $^{-1}$ (سال) است و $P_{sequence\ i}$ احتمال کلی توالی رویدادهایی است که منجر به سناریو حادثه i می‌شود. رویدادهای ابتدایی با تکرارپذیری کمتر از 10^{-9} $^{-1}$ (سال) معمولاً در آنالیز کمی ریسک بررسی نمی‌شوند.

مشابه همین روند (هنگام محاسبه ریسک برای جمعیت بیرونی) برای حوادثی که دامنه احتمال مرگ و میر 1% آنها در محدوده کار خانه قرار می‌گیرد به کار گرفته می‌شود.

حوادث عظیم می‌توانند مناطقی که در آنها تعداد زیادی از افراد تجمع دارند را تحت تأثیر قرار دهند. در این موارد از ریسک جمعی برای اندازه‌گیری ریسک وارده به گروهی از انسان‌ها استفاده می‌شود.

ریسک جمعی تعداد تلفات در سال است که بر اساس $^{-1}$ (سال) \times تلفات بیان می‌شود. این ریسک معمولاً برای یک محوطه مورد نظر، با توجه به توزیع جمعیت محاسبه می‌شود:

$$IR_{x,y} = \int (ریسک فردی) \cdot چگالی جمعیت (x,y) \cdot dx dy \quad (۴-۸)$$

زمانی که ریسک جمعی برای یک محوطه محاسبه می‌شود، می‌توان پارامترهای خاصی مانند اثر زمان مورد بررسی در شبانه روز (برای مثال شرایط مختلف در خلال روز یا شب)، اثر روز در خلال هفته (روزهای کاری یا آخر هفته) و محافظتی که به کمک پناهگاه فراهم می‌شود (افراد درون پناهگاه در مقابل سناریوهای حوادث خاصی محافظت خواهند شد) را مورد بررسی قرار داد.

نهایتاً ریسک فردی متوسط را می‌توان با متوسط‌گیری ریسک فردی همه افرادی که در معرض ریسک یک تجهیز خاص قرار می‌گیرند محاسبه کرد. این موضوع که جمعیت را چگونه انتخاب کنیم بسیار اهمیت دارد، انتخاب مردمی که در محوطه کم خطر یا بی‌خطر هستند، باعث انحراف داده‌ها می‌شود. ریسک فردی متوسط اغلب برای جمعیت در معرض محاسبه می‌شود. اما می‌توان آن را برای کل جمعیت و بدون در نظر گرفتن این که آیا همه افراد تحت

تأثیر ریسک یک تجهیز قرار دارند یا خیر، محاسبه کرد. این نوع محاسبه به طور مشهود می‌تواند مقدار ریسک متوسط را کاهش دهد. ریسک فردی متوسط برای جمعیت در معرض از رابطه زیر محاسبه می‌شود [۵]:

$$IR_{av} = \sum_{x,y} IR_{x,y} \cdot P_{x,y} \quad (5-8)$$

که در آن IR_{av} ریسک فردی متوسط برای جمعیت تحت تأثیر با واحد $^{-1}$ (سال) است و $P_{x,y}$ تعداد افراد در موقعیت x,y است.

ریسک فردی متوسط را همچنین می‌توان بر اساس نرخ حوادث کشنده بیان کرد (عمدتاً برای کارمندان). به عنوان مثال تعداد کشته‌ها در 10^4 نفر ساعت در معرض خطر بودن.

۴- نکاشت ریسک

۴-۱- خطوط هم‌تراز ریسک فردی

خطوط هم‌تراز ریسک فردی یا منحنی‌های ریسک ثابت میزان ریسک فردی را در اطراف محل مورد بررسی نشان می‌دهد. یک نمودار ریسک ثابت تمام نقاط جغرافیایی اطراف یک فعالیت خطرناک با ریسک مساوی را به هم متصل می‌کند. یعنی نشان دهنده مناطقی با احتمال تلفات یکسان است. این روش واضح‌ترین و معمول‌ترین روش برای تهیه نمایش گرافیکی از ریسک برای یک محوطه خاص است.

برای ترسیم منحنی ریسک ثابت لازم است توزیع و سهم مربوط به هر سناریو محاسبه شود. هر سناریو احتمال وقوع و میزان مرگ و میر مربوط به خود را دارد. ریسک کلی مجموعه ریسک‌های مربوط به هر سناریو است.

برای ترسیم منحنی‌های ریسک ثابت باید محاسبات مربوط به موارد زیر انجام شوند [۸].

- سناریوهای مختلف حادثه (سوراخ در یک لوله، فروپاشی یک تانک، و...)
- واکنش‌های مختلف سیستم به یک حادثه خاص (خرابی سیستم، مداخله اپراتور و ...)
- شرایط آب و هوایی مختلف (پایداری جوی، سرعت و جهت باد).
- مکان‌ها و زمان‌های مختلف بروز حریق.

اگر آثار فیزیکی حوادث در تمام جهات به صورت یکسان پخش شوند ترازهای ریسک فردی می‌توانند دایره‌ای شکل باشند، و اگر شدت اثر حادثه بر اساس جهت تغییر کند، این شکل بی‌نظم می‌شود. بنابراین ما می‌توانیم بین ریسک شعاعی و ریسک جهت دار تمایز قائل شویم.

ریسک شعاعی منحنی‌های ریسک ثابت دایره‌ای ایجاد می‌کند، و در این حالت مقدار ریسک با شعاع کاهش می‌یابد. سناریوهایی که معمولاً ریسک شعاعی دارند شامل آتش، BLEVE، گونه‌های دیگر انفجار ظرف‌ها و حالت‌های خاصی از انفجار ابر گازی هستند که در آنها تشعشع حرارتی و افزایش فشار اساساً به صورت یکنواخت در تمام جهت پخش می‌شوند.

ریسک جهتی به دلایلی چون توزیع ناهمگن جهت باد به عنوان تابعی از زمان (گل باد)، حالت‌های مختلف پایداری هوا و پارامترهای فیزیکی خاص جهتی ایجاد شده و منحنی‌های ریسک ثابت نامنظمی تولید می‌کند.

سناریوهای حادثه‌ای با این نوع ریسک عبارتند از مواردی چون: پخش اتمسفریک مواد سمی یا آتش‌زا و یا پرتاب شدن قطعات در انفجار مخازن استوانه‌ای. زمانی که نمودارهای ریسک شعاعی و جهت‌دار همپوشانی داشته باشند، نمودار ریسک ثابت نهایی با اضافه کردن ریسک مربوط به هر سناریو و تغییر شکل بر اساس آن به دست می‌آید.

۴-۲- رویه محاسبه ریسک

مراحل زیر برای محاسبه نمودارهای ریسک فردی به کار گرفته می‌شود.

۱- شبکه بندی نقاطی که در آنها باید ریسک فردی محاسبه شود. این شبکه بندی باید شامل فعالیت یا کارخانه مورد بررسی باشد و باید حداقل دورترین فاصله‌ای که در آنها پیامدهای کشنده از یک سناریو وجود دارد را در بر گیرد. المان‌های شبکه معمولاً برای فاصله‌های کمتر از ۳۰۰ متر، $25m \times 25m$ هستند و برای فواصل طولانی‌تر $100m \times 100m$ در نظر گرفته می‌شوند.

۲- قرار دادن مختصات (X,Y) در نقطه‌ای که سناریوی J از آنجا سرچشمه می‌گیرد. تعیین تکرار پذیری (f_{ji}) برای رویداد اولیه این سناریو.

۳- تعیین شرایط آب و هوایی، کلاس پایداری و احتمال مطابق با آن (P_M). مقدار 0.8 معمولاً برای کلاس D و مقدار 0.2 معمولاً برای کلاس F در نظر گرفته می‌شود. برای هر بخش احتمالی جهت باد را تعیین کنید (گل باد) (P_w). برای سناریوهایی که تشعشع حرارتی تولید می‌کنند P=1 در نظر گرفته می‌شود.

۴- تعیین احتمال وقوع آخرین سناریوی حادثه (P_{zf}). منطقه‌ای که تحت تأثیر پیامدهای مرگ و میر است را تعیین کرده و احتمال مرگ و میر (P_d) برای هر کلاس پایداری هوا و جهت باد در هر نقطه از شبکه تعیین می‌گردد.

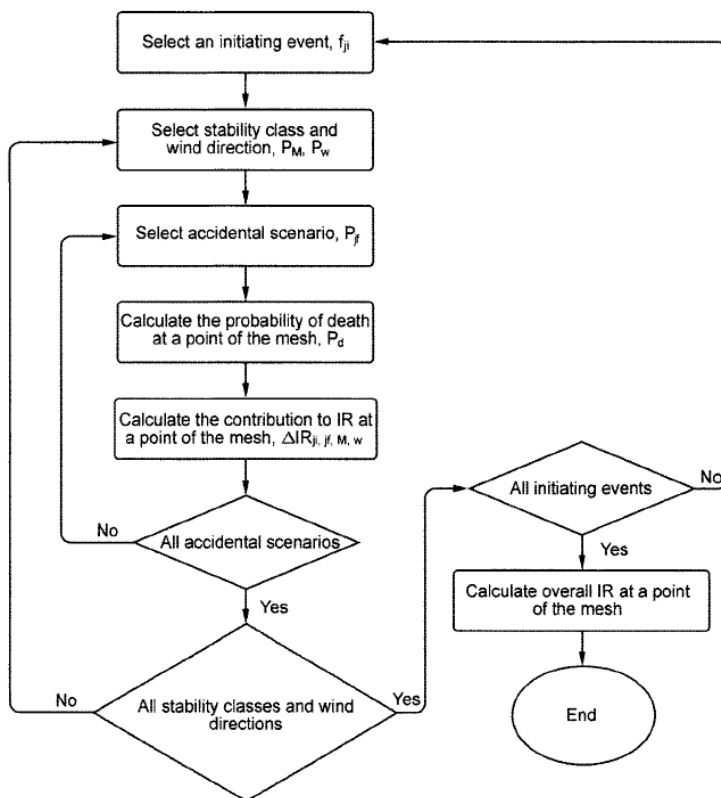
۵- سهم ریسک فردی ($\Delta IR_{ji, ff, M, w}$) را برای سناریوی جی که در نظر گرفته اید، شامل تکرارپذیری رویداد اولیه، احتمال حادثه نهایی، احتمال کلاس پایداری هوا، احتمال جهت باد و احتمال مرگ در یک نقطه داده شده از شبکه را محاسبه کنید.

$$\Delta IR_{ji, ff, M, w} = f_{ji} \cdot P_{zf} \cdot P_M \cdot P_w \cdot P_d \quad (6-8)$$

۶- ریسک فردی کلی (IR) در یک نقطه خاص شبکه برابر است با:

$$IR = \sum_{ji} \sum_{ff} \sum_M \sum_w \Delta IR_{ji, ff, M, w} \quad (7-8)$$

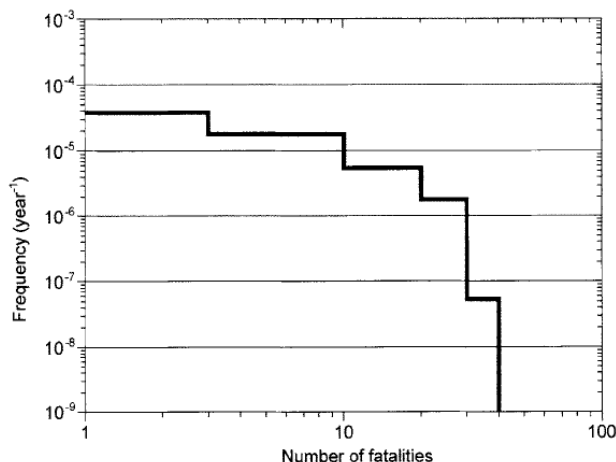
این رویه محاسبات در شکل ۸-۳ نشان داده شده است. منحنی‌های ریسک ثابت معمولاً به صورت توان‌هایی از ۱۰ ترسیم می‌شوند. این فرآیند نسبتاً پیچیده است و معمولاً با بکارگیری کدهای مناسب کامپیوتری انجام می‌شود [۱۲]. در قسمت بعدی مثالی از روند محاسبات ریسک فردی در یک نقطه مشخص بیان شده است.



شکل ۸-۳ - رویه محاسبات منحنی‌های ریسک فردی

۳-۴ - ریسک جمعی

ریسک جمعی را می‌توان به صورت منحنی‌های F-N نیز نمایش داد. این نمودارها با ترسیم تکرارپذیری تجمعی (F) سناریوهایی با تعداد N یا بیشتر مرگ و میر در سال برحسب N حاصل می‌شوند (معمولاً در مقیاس لگاریتمی).



شکل ۸-۴ - منحنی F-N برای کارخانه هیدروژن زدایی پروپان

برای تعیین منحنی F-N ریسک جمعی، ترکیب درست تکرارپذیری و میزان مرگ و میر بسیار اهمیت دارد. میزان مرگ و میر N_i برای هر سناریو برابر است با:

$$N_i = \sum_{x,y} P_{x,y} \cdot P_{Fi} \quad (8-8)$$

که در آن:

P_{xy} تعداد افراد در نقطه x,y است و P_{Fi} احتمال این که سناریو i در نقطه x,y موجب مرگ و میر خواهد شد. تعداد مرگ و میر و تکرارپذیری مربوطه باید برای هر سناریو تعیین شوند. سپس اطلاعات به صورت تکرارپذیری جمعی و با رابطه ۸-۹ به صورت زیر بیان می‌شوند.

$$f_N = \sum_i f_i \quad \text{برای همه سناریوهای } i \text{ که در آنها } N_i \geq N \quad (9-8)$$

f_N عبارت است از تکرارپذیری همه سناریوهای حوادث که در سال به تعداد N یا بیشتر مرگ و میر دارند (سال^{-۱}).

f_i - تکرارپذیری سناریوی حادثه i بر حسب (سال^{-۱})

N_i - تعداد مرگ و میر در سناریوی حادثه i

منحنی‌های F-N بطور عمده برای اطمینان حاصل کردن از این موضوع است که مناطق مسکونی، مدرسه‌ها، بیمارستان‌ها و مناطق عمومی دیگر خارج از محدوده خاصی از سطح ریسک قرار می‌گیرند.

شکل ۸-۴ مثالی از نمودار F-N را برای یک کارخانه شیمیایی نشان می‌دهد. واضح است با افزایش تعداد مرگ و میر، تکرارپذیری کم می‌شود. یعنی حوادثی که تلفات زیادی دارند کمتر از حوادثی با تلفات مختصر رخ می‌دهند.

۵- مثال‌های مقدماتی از محاسبه ریسک

سه مثال ساده برای نشان دادن مفاهیم بیان شده در بخش‌های قبلی در این قسمت آورده شده است. مثال اول یک گونه عمومی شامل چندین سناریو حادثه است و دومی مربوط به انفجار در یک واحد خاص می‌باشد.

مثال ۸-۱

یک ماده دارویی در اتانول حل شده است (۲۰٪ جرمی). مقدار ۳۰۰ کیلوگرم در ساعت از این محلول باید خشک شود و به میزان رطوبت 0.05 kg^{-1} (جامد خشک) برسد. عمل خشک کردن باید در یک خشک کن پاششی که از ۱۱۰۰ کیلوگرم بر ساعت هوای خشک که قبلاً گرم شده است استفاده می‌کند، صورت بگیرد.

الف- میزان غلظت اتانول در هوای خشک خروجی را محاسبه کنید (در دمای ۷۰ درجه). آیا عملیات صحیح خواهد بود؟

ب- در صورت وقوع یک انفجار دو اوپراتور خواهند مرد. در کارخانه ۷۰ نفر کارمند در هر شیفت کار می‌کنند (۲ شیفت ۸ ساعته و ۲۵۰ روز در سال). کارخانه ۱۰ سال است که کار می‌کند و هیچگونه سابقه حادثه‌ای نداشته است. میزان FAR^۴ بعد از انفجار و تکرارپذیری را محاسبه کنید (مرگ و میر بر حسب نفر در سال).

اطلاعات

گرمای تبخیر اتانول $850 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ است.

راه حل

الف -

$$300 \times 0.2 = 60 \text{ kg h}^{-1} \quad \text{جامد خشک}$$

$$300 - 60 = 240 \text{ kg h}^{-1} \quad \text{اتانول}$$

$$60 \times 0.05 = 3 \text{ kg} \quad \text{مقدار اتانول در جامد خشک}$$

$$240 - 3 = 237 \text{ kg h}^{-1} \quad \text{اتانول تبخیر شده}$$

$$\text{حجم} = \frac{237 \text{ kg} \times 22.4 \text{ m}^3 \text{ kmole}^{-1} (273 + 70)}{46 \text{ kg kmole}^{-1} 273} = 144.9 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$$

$$1100 \text{ kg h}^{-1} \times 0.98 \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1} = 1088 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \quad \text{دبی هوا در خروجی}$$

^۴ تعداد مرگ به ازای ۱۰^۸ ساعت در معرض ریسک بودن

$$c = \frac{144.9}{144.9 + 1088} = 0.1175 m^3 m^{-3} \longrightarrow 11.75\% \text{ حجمی: یعنی}$$

محدوده آتش‌گیری برای مخلوط اتانول/هوا (۱۹-۳/۳)٪ حجمی است. لذا فرآیند ایمن نیست.

ب- زمان کار در کارخانه در ۱۰ سال گذشته

$$70 \times (2 \times 8) \times 250 = 2.8 \times 10^5 \text{ (نفر ساعت)}$$

$$FAR = \frac{2.10^8}{2.8 \times 10^5} = 714$$

$$\frac{8 \times 250 \times 714}{10^8} = 0.014 \text{ fatalities person}^{-1} \text{ year}^{-1}$$

مثال ۸-۲

یک کارخانه فرآیندی را در نظر بگیرید که در آن رویدادهای محتمل زیر شناسایی شده‌اند:

- ۱- رهاش یک گازسمی در اثر پارگی کامل یک لوله (به طول ۴ متر)
- ۲- رهاش یک گاز آتش‌گیر در اثر پارگی کامل یک ظرف فرآیندی

فرض‌های ساده‌کننده زیر در نظر گرفته شده‌اند.

- هر دو رویداد در مرکز کارخانه رخ داده‌اند.
- فقط دو نوع شرایط آب و هوایی وجود دارند: پایداری جوی ثابت است و باد از شمال (۷۰٪ اوقات) و یا از شرق (۳۰٪ اوقات) می‌وزد.
- احتمال مرگ در اثر یک حادثه در یک نقطه خاص صفر یا یک است.

اطلاعات اضافی (جدول ۸-۴):

تکرارپذیری پارگی کامل ظرف فرآیندی 5×10^{-6} (سال) $^{-1}$

تکرارپذیری پارگی لوله 3×10^{-7} (سال) $^{-1} m^{-1}$

احتمال جرقه ابر گاز اشتعال پذیر ۰/۵

برای توزیع جمعیت نشان داده شده در شکل‌های ۸-۶ و ۸-۷ ریسک فردی و جمعی را محاسبه کنید.

(توجه: این مثال بر اساس مورد منتشر شده توسط Hendershot تهیه شده است [۹].)

راه حل

درخت رویداد در شکل ۸-۵، سناریوهای مختلفی که ممکن است اتفاق بیفتد را به همراه تکرارپذیری متناظر آنها نشان می‌دهد.

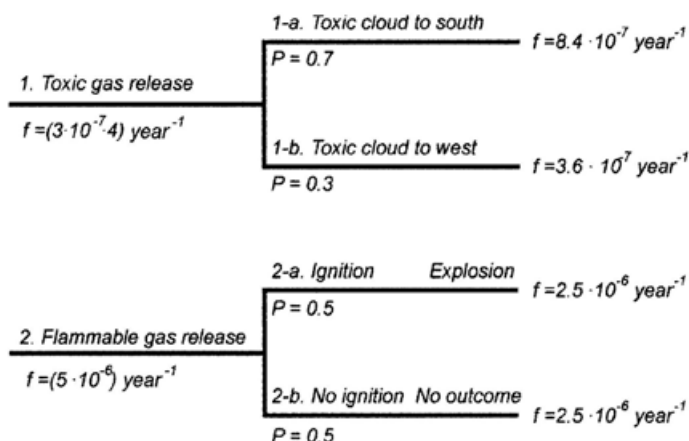
احتمال وقوع آتش ناگهانی در صورت انتشار یک گاز آتش‌گیر در نظر گرفته نشده است. برای رویداد ۱، احتمال این که پلوم در یک جهت خاص حرکت کند، معمولاً در درخت رویداد در نظر گرفته نمی‌شود، اما در عوض در مرحله بعدی بررسی می‌شود. در این مورد، به منظور ارائه تصویر واضح‌تری از تمام حالت‌های ممکن، تکرارپذیری هر سناریو با ضرب کردن تکرارپذیری رویداد اولیه در احتمال وقوع هر شاخه به دست می‌آید.

$$f_{\text{toxic cloud to south}} = (3 \times 10^{-7}) \times 4 \times 0.7 = 8.4 \times 10^{-7} \text{ year}^{-1}$$

$$f_{\text{toxic cloud to west}} = (3 \times 10^{-7}) \times 4 \times 0.3 = 3.6 \times 10^{-7} \text{ year}^{-1}$$

$$f_{\text{explosion}} = (5 \times 10^{-6}) \times 0.5 = 2.5 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$$

حال تأثیرات و پیامدهای هر سناریو باید تعیین گردند.



شکل ۸-۵- درخت رویداد و تقریب‌های تکرارپذیری برای دو حادثه

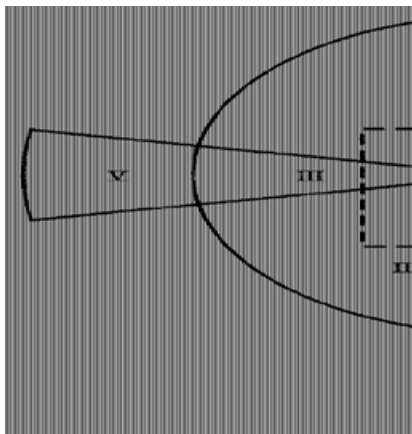
بعد از به کارگیری مدل‌های حادثه و آسیب‌پذیری فرض کنید که پیامدهای زیر برای هر سناریو حادثه در نظر گرفته شده‌اند:

ابر گاز سمی (برای هر دو جهت غرب و جنوب)

تمام افراد در یک قطاع دایره‌ای به شعاع ۲۰۰ متر و با پهنای زاویه‌ای ۲۰ درجه کشته شده‌اند (احتمال مرگ=۱) و تمام افراد خارج از این محوطه تحت تأثیر حادثه قرار نگرفته‌اند (احتمال مرگ =۰).

انفجار

تمام افراد داخل شعاع ۱۳۰ متر از مرکز انفجار کشته شده‌اند (احتمال مرگ = ۱) و خارج از این محدوده افراد زنده مانده‌اند (احتمال مرگ = ۰).



شکل ۸-۶- نمودار تراز ریسک فردی (خط چین نشانگر مرز تجهیزات است)

شکل ۸-۶ محوطه پوشش داده شده با هر سناریو و محدوده تجهیزات را نشان می‌دهد. در برخی نقاط تأثیر بیشتر از یک سناریو وجود دارد (مناطق III, IV, که هر دو سناریو انفجار و پخش ابر گاز سمی وجود دارد).

ریسک فردی حاصل از یک سناریو در یک محوطه خاص با ضرب کردن احتمال مرگ ($P = 1$) در تکرارپذیری حادثه محاسبه می‌شود.

در مناطقی که تحت تأثیر بیش از یک سناریو هستند جهت محاسبه ریسک فردی کلیه ریسک‌های فردی هر سناریو محاسبه و با یکدیگر جمع می‌شود. برای مثال در منطقه IV:

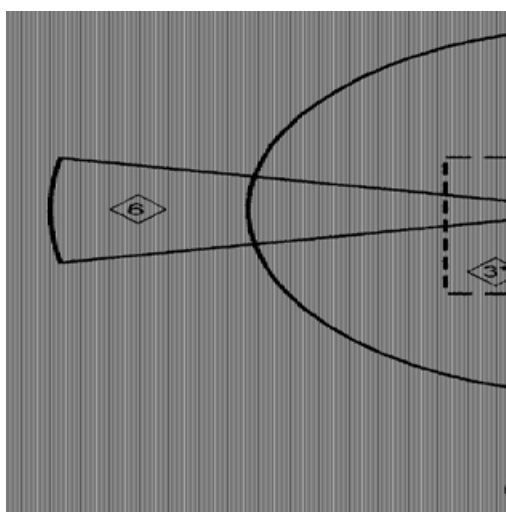
$$IR_{IV} = 8.4 \times 10^{-7} + 2.5 \times 10^{-6} = 3.34 \times 10^{-6} \text{ fatality. year}^{-1}$$

جدول ۸-۱ برای مناطق مختلف مجموع ریسک فردی را نمایش می‌دهد. شکل ۸-۶ ترازهای ریسک مربوط به مقادیر IR را نشان می‌دهد. در QRA، ترازهای IR معمولاً بر حسب توان نهایی ۱۰ ریسک ترسیم می‌شوند (10^{-4} ، 10^{-5} و ...).

جدول ۸-۱- مجموع ریسک فردی برای هر محوطه

Area	Area Accident Scenarios	IR, year ⁻¹
I	2-a	2.5×10^{-6}
II	2-a	2.5×10^{-6}
III	2-a, 1-b (west)	2.86×10^{-6}
IV	IV 2-a, 1-a (south)	2.34×10^{-6}
V	1-b (west)	3.6×10^{-7}
VI	1-a (south)	8.4×10^{-7}

توزیع جمعیت در شکل ۸-۷ را در نظر بگیرید. این‌ها افراد در معرض ریسک در هر منطقه هستند. در نتیجه ۱۴ نفر که در جنوب شرقی و در خارج از محدوده انفجار قرار دارند در معرض هیچ گونه ریسکی قرار نمی‌گیرند، در حالی که ۱۲ نفری که در جنوب (محوطه VI) قرار دارند تحت تأثیر درجه خاصی از ریسک قرار می‌گیرند.



شکل ۸-۷- توزیع جمعیت در محدوده حادثه (* نشان دهنده کارکنان است).

بنابراین میانگین ریسک فردی برای جمعیت در معرض ریسک به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$IR_{av} = \frac{4(2.5 \times 10^{-6}) + 3(2.5 \times 10^{-6}) + 8(3.34 \times 10^{-6}) + 4(3.34 \times 10^{-6}) + 6(3.6 \times 10^{-7}) + 12(8.4 \times 10^{-7})}{4 + 3 + 8 + 4 + 6 + 12} = 1.89 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$$

اگر محاسبات بر پایه کل جمعیت حاضر در منطقه انجام شود (شامل ۱۴ نفری که در معرض حادثه نیستند) میانگین ریسک برابر است با:

$$IR_{av} = \frac{4(2.5 \times 10^{-6}) + 3(2.5 \times 10^{-6}) + 8(3.34 \times 10^{-6}) + 4(3.34 \times 10^{-6}) + 6(3.6 \times 10^{-7}) + 12(8.4 \times 10^{-7})}{4 + 3 + 8 + 4 + 6 + 12 + 14}$$

$$= 1.37 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$$

البته محاسبات ریسک فردی بیشتر بر روی جمعیت "خارجی" معمول است و در این حالت کارگرهای درون کارخانه از محاسبات حذف خواهند شد. در این حالت ریسک فردی برای جمعیت در معرض حادثه برابر است با:

$$IR_{av} = \frac{6(3.6 \times 10^{-7}) + 4(3.34 \times 10^{-6}) + 12(8.4 \times 10^{-7})}{6 + 4 + 12} = 1.16 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$$

میانگین ریسک فردی برای کارگرهای داخل کارخانه برابر است با:

$$IR_{av} = \frac{4(2.5 \times 10^{-6}) + 3(2.5 \times 10^{-6}) + 8(3.34 \times 10^{-6})}{4 + 3 + 8} = 2.95 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$$

هر چند به دلایل زیر این عدد ریسک قابل پذیرش نیست:

الف- کارگرها ۲۴ ساعت در روز و ۳۶۵ روز در سال کار نمی‌کنند.

ب- کارگرها در اثر فعالیت‌های دیگر در معرض ریسک‌های دیگری هم هستند.

بنابراین IR_{av} نباید برای محاسبه میزان مرگ و میر کارگرهای کارخانه به کار رود. عموماً برای یک اپراتور واحد فرآیندی $FAR=4$ است. (۵۰٪) ریسک‌ها از حوادث بزرگ نشأت گرفته و (۵۰٪) باقیمانده ریسک‌های مرسوم می‌باشند.

منحنی F-N برای نمایش ریسک جمعی به کار می‌رود. در این مورد دانستن تعداد تخمینی مرگ و میر (جمعیت خارج از کارخانه) مربوط به هر سناریوی حادثه برای رسم منحنی اهمیت دارد (جدول ۸-۲).

جدول ۸-۲- تعداد تقریبی مرگ و میر برای هر سناریو

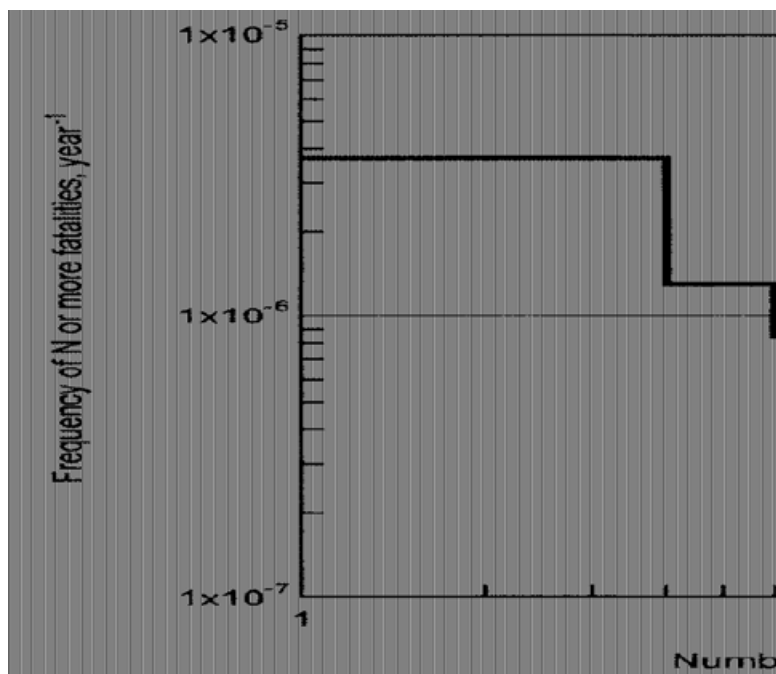
Accident scenario	f, year ⁻¹	Fatalities, N
1-a (south)	8.4×10^{-7}	16
1-b (west)	3.6×10^{-7}	6
2-a	2.5×10^{-6}	4
2-b	2.5×10^{-6}	0

اطلاعات جدول ۸-۲ را می‌توان برای محاسبه تکرارپذیری تجمعی (جدول ۸-۳) مورد استفاده قرار داد. برای این کار سناریوها بر حسب تعداد مرگ و میر به صورت نزولی مرتب می‌شوند و تکرارپذیری مرگ و میر N نفر و یا بیشتر محاسبه می‌شود.

جدول ۸-۳ - داده‌های تکرارپذیری جمعی

Estimated number of fatalities, N	Accident scenarios included	f, year ⁻¹	Cumulative frequency, year ⁻¹
> 16	none	0	0
16	1-a (toxic cloud to S)	8.4×10^{-7}	8.4×10^{-7}
6	1-b (toxic cloud to W)	3.6×10^{-7}	1.2×10^{-6}
4	2-a (explosion)	2.5×10^{-6}	3.7×10^{-6}

هم اکنون این اطلاعات را می‌توان در مقیاس لگاریتمی برای تعیین منحنی F-N ترسیم کرد (شکل ۸-۸).



شکل ۸-۸ - منحنی F-N ریسک جمعی

مثال ۸-۳

با به‌کارگیری تکنیک HAZOP برای کوره یک کارخانه فرآیندی وجود خطر بالقوه انفجار در اثر تجمع پروپان در محدوده آتش‌گیری تشخیص داده شده است. ابعاد اتاق کوره $10\text{m} \times 20\text{m} \times 5\text{m}$ است [۱۰].

الف- حداکثر مقدار پروپانی که می‌تواند در دمای محیط (کوره خنک) در شرایط آتش‌گیری قرار بگیرد را محاسبه کنید و ناحیه اقدام و ناحیه هشدار در صورت وقوع انفجار را نیز تعیین کنید.

ب- تکرارپذیری انفجار در کوره برابر 1 (سال) $^{-1}$ تقریب زده شده است.

با فرض عملیات پیوسته در تمام طول سال فاصله‌ای که در آن آثار مستقیم انفجار ریسکی برابر 10^{-6} (سال)^{-۱} ایجاد می‌کنند را محاسبه کنید.

فرض کنید فاصله اقدام (d_i)، فاصله است که در آن $\Delta P = 0.125bar$ و فاصله هشدار (d_a) فاصله‌ای است که در آن $\Delta P = 0.05bar$ است.

اطلاعات اضافی

محدوده آتش‌گیری برای پروپان جدول (۳-۱):

۲/۱-۹/۵ درصد حجمی

$$M_{w\text{propane}} = 44 \text{ kg/kmole}$$

شرایط محیط

دما = ۲۵ درجه سانتیگراد و فشار برابر با ۱۰۱/۳۲۵ کیلو پاسکال.

راه حل

الف- حداکثر مقدار پروپان در شرایط آتش‌گیری

$$V = 0.095 \times (10 \times 20 \times 5) = 95m^3$$

$$V \times \rho = V \frac{PM_w}{RT} = 95 \frac{(101.325 \times 10^3) 44}{(8.314 \times 10^3) \times (273 + 25)} = 171kg \quad \text{پروپان}$$

رابطه بین ΔP و مسافت با استفاده از مدل TNT (فصل ۴) تعیین می‌شود:

$$d_i = \sqrt[3]{W_{TNT}} d_n$$

$$d_a = \sqrt[3]{\eta \frac{M\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}}} d_n = \sqrt[3]{0.03 \times 171 \times 10} d_n$$

d_n را می‌توان از شکل ۴-۴ برای دو مقدار ΔP تعیین کرد.

$$\Delta P = 0.125bar \Rightarrow d_n = 12m \text{ kg}^{-1/3}$$

$$\Delta P = 0.050bar \Rightarrow d_n = 24m \text{ kg}^{-1/3}$$

بنابراین:

$$d = \sqrt[3]{0.03 \times 171 \times 10} \times 12 = 45m$$

$$d = \sqrt[3]{0.03 \times 171 \times 10} \times 24 = 89m$$

(ب) با استفاده از رابطه (۸-۲):

$$10^{-6} = 3.10^{-5} P_{Fi}$$

$$\Longleftarrow P_{Fi} = 0.033$$

احتمال مرگ ۳۳ نفر از ۱۰۰۰ نفری که در معرض قرار گرفته‌اند، وجود دارد.

ارزش احتمال مربوطه (جدول ۷-۱) برابر است با:

$$Y = 3.16$$

با به کارگیری عبارت ارزش احتمال برای مرگ در اثر خون‌ریزی ریوی، فاصله دگرگون از شکل ۴-۴ به دست می‌آید.

$$3.16 = -77.1 + 6.91 \ln \Delta p$$

$$\Delta P = 110750 Pa \text{ (or } 1.1bar)$$

$$d_n = 3.2mkg^{-1/3}$$

بنابراین مسافتی که در آن $IR = 10^{-6}$ (سال)^{-۱} برابر است با:

$$d = \sqrt[3]{0.03 \times 171 \times 10} \times 3.2 = 12m$$

این فاصله بسیار نزدیک به کوره است. در این فاصله، ریسک حاصل از تأثیرات غیر مستقیم انفجار بیشتر از تأثیرات مستقیم آن است.

۶- تکرارپذیری‌ها و احتمالات

برای محاسبه تقریبی تکرارهای محتمل سناریوهای مختلف در درخت رویداد، تخصیص یک مقدار برای تکرارپذیری حادثه اولیه (به عنوان مثال پارگی یک لوله)، و مقداری برای احتمالی که در توالی حوادث ظاهر می‌شود (برای مثال جرقه یک ابر آتش‌گیر یا شکل‌گیری موج انفجار)، ضروری است. برای اجرای یک آنالیز کمی ریسک، تعریف تکرارپذیری و احتمال رویداد باید تا حد ممکن واقعی باشد. تقریب بالا یا پایین این مقادیر می‌تواند باعث خطای بیشتر از ۱۰ برابر در محاسبات ریسک فردی یا جمعی شود. این اطلاعات از پروژه‌های تحقیقاتی، بررسی سوابق حوادث و قضاوت حرفه‌ای به دست می‌آیند. در این بخش تکرارپذیری رویدادهای رایج مربوط به نشت مواد و احتمالات مربوط به جرقه و انفجار بیان می‌شوند.

۶-۱- تکرار پذیری رویدادهای رایج نشت مواد

تکرارپذیری‌هایی که معمولاً برای نشت مواد در نظر گرفته می‌شوند و در فصل ۲ بخش ۸ مورد استفاده قرار گرفتند، در جدول ۴-۸ خلاصه شده‌اند. این اطلاعات از منبع [۴] که یک کتاب مرجع معتبر است استخراج شده است.

۶-۲- نقصان در سیستم‌های خنثی کننده

بعد از اینکه نشت مواد اتفاق می‌افتد، یک سیستم مسدود کننده یا خنثی کننده می‌تواند جریان خروجی را قطع کند یا از مقدار آن بکاهد. یک مقدار عمومی برای نرخ از کار افتادن سیستم خنثی کننده ۰/۰۵ بار به ازای هر تقاضاست.

۶-۳- خطای انسانی

مقادیر مختلفی برای احتمال خطای انسانی در برون رفت از شرایط غیر طبیعی وجود دارد.

- انجام دادن یک عمل بحرانی در شرایط نسبتاً با استرس: $P = 0.05$ [۵]
- انجام دادن یک عمل بحرانی در شرایط با استرس زیاد: $P = 0.2-0.25$

۶-۴- احتمال جرقه و انفجار برای یک ماده‌ی آتش‌گیر رها شده

از آنجایی که نمی‌توان نتیجه روشنی درباره این موضوع که آیا ماده آتش‌گیر رها شده با یک منبع جرقه روبرو می‌شود یا نه و این که جرقه در چه فاصله‌ای اتفاق می‌افتد (فاصله زمانی و مکانی) به دست آورد، سوابق قبلی برای استاندارد کردن احتمال جرقه در آنالیز کمی ریسک استفاده می‌شوند. روند مشابهی برای محاسبه احتمال تشکیل موج انفجار، با فرض شعله‌ور شدن یک ابر گاز آتش‌گیر به کار گرفته می‌شود.

شکل ۸-۸ یک درخت رویداد عمومی برای نشتی یک ماده آتش‌گیر است. درخت فقط شامل ۳ انشعاب است که در ارتباط با آنها سؤالات زیر را می‌توان مطرح کرد:

- ۱- آیا ماده آتش‌گیر بلافاصله بعد از ریزش در معرض جرقه قرار می‌گیرد؟
- ۲- اگر نه، آیا گاز یا بخار حاصل شده در معرض جرقه قرار می‌گیرد؟ (یعنی آیا جرقه با تأخیر ممکن است روی دهد).
- ۳- اگر بله، آیا جرقه می‌تواند باعث انفجار گردد؟

جدول ۸-۴- تکرارپذیری متداول‌ترین رویدادهای رهایش مواد [۴]

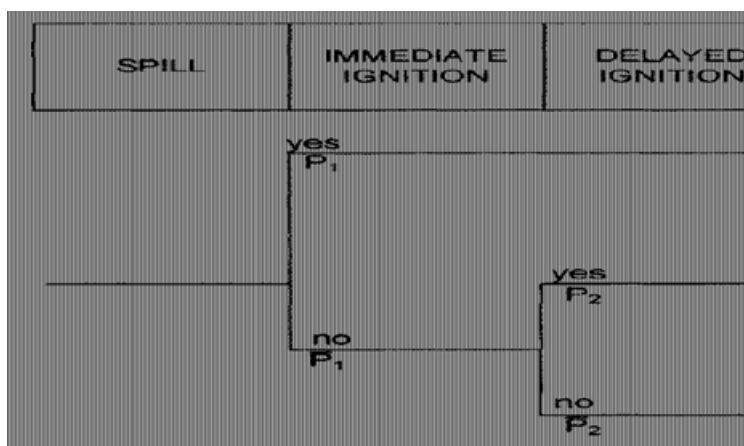
System	Instantaneous release of the complete inventory	Release (at constant rate) of the complete inventory in 10 min	Continuous release from a hole with $d_s = 10$ mm	
Stationary vessels:				
Pressure vessel	5×10^{-7} year ⁻¹	5×10^{-7} year ⁻¹	1×10^{-5} year ⁻¹	
Process vessel	5×10^{-6} year ⁻¹	5×10^{-6} year ⁻¹	1×10^{-4} year ⁻¹	
Reactor vessel	5×10^{-6} year ⁻¹	5×10^{-6} year ⁻¹	1×10^{-4} year ⁻¹	
Atmospheric tanks:				
Single containm, tank	5×10^{-6} year ⁻¹	5×10^{-6} year ⁻¹	1×10^{-4} year ⁻¹	
Mounded tank	1×10^{-8} year ⁻¹			
Heat exchangers:				
Haz. mat. outside pipes	5×10^{-5} year ⁻¹	5×10^{-5} year ⁻¹	1×10^{-3} year ⁻¹	
Haz. mat. inside pipes	1×10^{-5} year ⁻¹	1×10^{-3} year ⁻¹	1×10^{-2} year ⁻¹	
Road tankers and tank wagons in an establishment	Instantaneous release of the complete inventory	Continuous release from a hole (largest connection size)	Full bore rupture, loading/unloading hose	Leak of loading/unloading hose ($d_s = 0.1$.d, max. 50 ram)
Pressurized tank	5×10^{-7} year ⁻¹	5×10^{-7} year ⁻¹	4×10^{-6} h ⁻¹	4×10^{-3} h ⁻¹
Atmospheric tank	1×10^{-5} year ⁻¹	5×10^{-7} year ⁻¹	4×10^{-6} h ⁻¹	4×10^{-5} h ⁻¹
Pipes	Full bore rupture		Leak ($d = 0.1 d_s$, max 50 mm)	
$d < 75$ mm	1×10^{-6} m ⁻¹ year ⁻¹		5×10^{-6} m ⁻¹ year ⁻¹	
$75 \text{ mm} < d < 150$ mm	3×10^{-7} m ⁻¹ year ⁻¹		2×10^{-6} m ⁻¹ year ⁻¹	
$d > 150$ mm	1×10^{-7} m ⁻¹ year ⁻¹		5×10^{-7} m ⁻¹ year ⁻¹	
Discharge (maximum) from a safety relief device			2×10^{-5} year ⁻¹	

احتمال جرقه تابعی از موارد زیر است:

- مقدار رها شده: رهایش بیشتر باعث می‌شود محیط بیشتری با ابر قابل اشتعال پوشش داده شود و احتمال پیدا کردن یک منبع جرقه افزایش یابد.
- ماده‌ی رها شده: ماده فرارتر و اشتعال پذیرتر تمایل بیشتر به آتش‌گیری دارد.
- خصوصیات محیط‌های اطراف: اخیراً عبارت زیر از بررسی جامع سوابق حوادث [۶ و ۱۱] برای تقریب احتمال جرقه بیان شده است.

$$P_1 + \bar{P}_1 \times P_2 = aQ^b \quad \text{برای ریزش مواد در حمل و نقل زمینی} \quad (۱۰-۸)$$

$$P_1 + \bar{P}_1.P_2 = \frac{c}{1+dQ^{-f}} \quad \text{برای ریزش در حمل و نقل دریایی} \quad (۱۱-۸)$$



شکل ۸-۸ - درخت رویداد عمومی برای نشتی‌های مواد آتش‌گیر [۱۱]

ضرایب f, d, c در جدول ۵-۸ فهرست شده‌اند. معادله‌های ۱۰-۸ و ۱۱-۸ برای هر مقدار رهایش معتبر هستند، البته احتمال به دست آمده نباید از ۱ بیشتر شود (برای رهایش با مقدار زیاد از رابطه ۱۰-۸ استفاده شود). در این حالت می‌توان فرض کرد:

$$P_1 + \overline{P_1} \cdot P_2 = 1$$

جدول ۵-۸ - احتمال جرقه، مقادیر پارامترهای a, b در معادله ۱۰-۸ و c, d, f در معادله ۱۱-۸*

Substance	Land transportation		Maritime transportation		
	a	b	c	d	f
LPG	0.022	0.32	-	-	-
Light fractions	0.00027	0.72	0.039	6.49	0.76
Crude oil, kerosene/jet fuel, diesel oil/gas oil	0.00055	0.53	0.013	40.75	1.00
No. 4-6 fuel oil	0.00	-	0.00	-	-

* برای کارخانه ثابت از مقدار متوسط بین حمل و نقل زمینی و دریایی استفاده شود.

احتمال جرقه به عنوان تابعی از جرم آزاد شده یا شدت جریان منبع و نوع ماده می‌تواند از جدول ۶-۸ استخراج شود [۴].

جدول ۶-۸ - احتمال جرقه کارخانه‌های ثابت [۴]

Source			Substance	
Continuous	Instantaneous	Liquid	Gas, low reactivity	Gas, average/high reactivity
$< 10 \text{ kg s}^{-1}$	$< 1,000 \text{ kg}$	0.065	0.02	0.2
$10-100 \text{ kg s}^{-1}$	$1,000-10,000 \text{ kg}$	0.065	0.04	0.5
$> 100 \text{ kg s}^{-1}$	$> 10,000 \text{ kg}$	0.065	0.09	0.7

احتمال انفجار به احتمال ایجاد موج فشار در اثر وقوع جرقه در ابر گاز آتش‌گیر بر می‌گردد. این پارامتر در شکل ۸-۸ با متغیر P_3 مشخص شده است. احتمال انفجار متأثر از خصوصیات ماده (واکنش‌پذیری) و بزرگی ابر گاز آتش‌گیر می‌باشد. میزان ماده ریخته شده در احتمال انفجار اهمیت بالایی دارد. زیرا یک بازه زمانی معین و غلظت نسبتاً بالای ماده اشتعال‌پذیر برای زبانه آتش نیاز است تا به سرعت بالایی برسد و بنابراین باعث افزایش فشار زیادی می‌شود. اطلاعات احتمال انفجار در جدول ۸-۷ نشان داده شده است [۶ و ۱۱].

جدول ۸-۷ - احتمال انفجار به عنوان تابعی از نوع ماده میزان ماده ریخته شده و فعالیت

Activity	Amount spilled, kg	Generic explosion probability	Specific explosion probability			
			LPG	Light fractions	Crude oil kerosene Jet fuel	Diesel oil gas oil
Fixed plants; land transportation	1-100	0.06	0.043	0.067	0.088	0.044
	100-10,000	0.30	0.22	0.34	0.44	0.22
	> 10,000	0.40	0.29	0.45	0.58	0.29
Maritime transp.	100-10,000	0.25	-	0.33	0.38	0.18
	> 10,000	0.37	-	0.48	0.57	0.27

در یک درخت رویداد مانند شکل ۸-۸ ابتدا باید مقادیر احتمال جرقه آبی (P_1) و جرقه با تأخیر ($\bar{P}_1.P$) را از هم جدا کنیم. این مقادیر را می‌توان به شکل زیر فرض کرد [۱۱]:

- برای بنزین و برش‌های سبک، می‌توان از نسبت احتمال جرقه با تأخیر به احتمال جرقه آبی برابر ۱:۱ استفاده کرد.
- با توجه به اطلاعات بسیار متنوعی که بر روی LPG وجود دارد برای این ماده هم نسبت ۱:۱ قابل استفاده است.
- برای نفت سفید/گازوئیل/نفت خام از آنجا که ممکن است نشستی در دمایی بالاتر از دمای محیط رخ دهد مقدار ۱:۱۰ پیشنهاد شده است.

۶-۵ - شرایط آب و هوایی

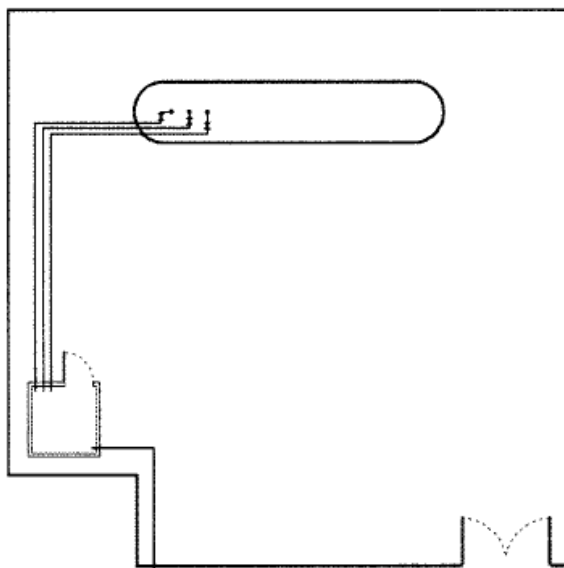
برای کم کردن زمان محاسبات آنالیز کمی ریسک، معمولاً اطلاعات کلاس پایداری هوا و سرعت باد به چند دسته معیار محدود می‌شود. در مرجع شماره [۴] شش دسته معیار پیشنهاد شده است. اغلب از این دو دسته بیشتر استفاده می‌شود ($f, 2 m/s$) و ($D, 5 m/s, 4 m/s$):

۷- مورد نمونه

مثال ۸-۴

یک مخزن استوانه‌ای محتوی پروپان مایع شده در نزدیکی یک منطقه مسکونی قرار دارد (شکل ۸-۹). مخزن دارای حجم 82 m^3 است و با یک لوله به قطر ۲ اینچ و طول ۴۰ متر به نقطه بارگیری متصل شده است. روی این لوله یک شیر با قابلیت کنترل شدت جریان اضافی متصل شده است که وقتی شدت جریان به $3/5$ کیلوگرم در ثانیه می‌رسد آن را قطع می‌کند. لوله‌ای که مخزن را به شبکه توزیع متصل می‌کند نیز به همین نوع شیر مجهز است.

هنگام پر کردن مخزن توسط تانکر یک لوله ۱۲ اینچی دیگر با ۴۰ متر طول، گاز پروپان را به تانکر بر می‌گرداند. تانکر دارای حجم 20 m^3 است و توسط یک داکت $2/5$ اینچی به طول $1/6$ متر و با دهانه انعطاف پذیر به لوله پر کننده مخزن متصل است. مجموع عملیات پر کردن در طول سال، ۸۷ ساعت زمان می‌برد و همواره یک اپراتور با تجربه و آموزش دیده در محل حضور دارد. مخزن پروپان توسط سیستم اسپری آب از اصابت شعله محافظت شده است. در شرایط زمستان (۹۰ روز در سال) از یک واحد تبخیر برای تبخیر LPG استفاده می‌شود. لوله‌ای که مخزن را به این واحد متصل می‌کند دارای ۴۰ متر طول و ۱۲ اینچ قطر است.

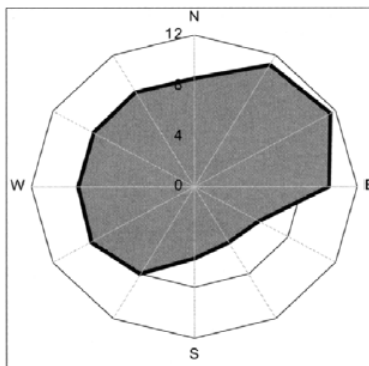


شکل ۸-۹ - معرفی شماتیک واحد ذخیره LPG

شرایط آب و هوایی متوسط: $P_0=1.013 \text{ bar}$ ، دمای محیط: 25°C ، رطوبت نسبی 60% ، و سرعت باد 2 ms^{-1} و 5 ms^{-1} باید در نظر گرفته شوند. جهت باد: گل باد جدول ۸-۸ را مشاهده کنید. کلاس پایداری هوا: $D(u_w = 5 \text{ ms}^{-1})$ و $F(u_w = 2 \text{ ms}^{-1})$ و طول زبری سطح: 0.1 m .

جدول ۸-۸ - کل باد

j	Wind direction	Angle	Probability
1		0	5.7
2	N	30	8.0
3		60	8.8
4		90	8.5
5	E	120	8.5
6		150	8.6
7		180	8.5
8	S	210	11.1
9		240	11.6
10		270	9.9
11	W	300	5.5
12		330	5.2



رویدادهای اولیه مختلف را شناسایی و تکرارپذیری آنها را تعیین کنید. توالی حوادث گوناگون را تعیین کنید، تکرارپذیری سناریوهای مختلف را تعیین کنید، تأثیرات مهمترین حوادث را محاسبه کنید و ترازهای ریسک فردی را بر طبق آن ترسیم کنید.

راه حل

۷-۱- محاسبه تکرارپذیری رویدادهای اولیه

جدول ۸-۹ درباره رویدادهای اولیه در نظر گرفته شده توضیحاتی ارائه می‌کند.

تکرارپذیری‌ها به صورت کلی از کتاب مرجع [۴] استخراج شده است. برای رویدادهای ۱ تا ۵ زمان پر شدن مخزن در سال نظر گرفته شده است. رویدادهای ۷ و ۸ فقط تنها در ۹۰ روز از سال می‌توانند اتفاق بیفتند. تکرارپذیری رویدادهای ۸، ۷، ۴، ۵، ۶ و ۹ با در نظر گرفتن طول لوله‌های مربوطه محاسبه شده‌اند.

جدول ۸-۹- رویدادهای اولیه و تکرارپذیری وابسته به هر کدام*

رویداد	توضیح	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
۱	LPG در اثر پارگی کامل لوله انعطاف پذیر تانکر تخلیه می شود	$f = 4 \times 10^{-6} h^{-1} \times 87 h \text{ year}^{-1}$	$f = 3.48 \times 10^{-4} \text{ year}^{-1}$
۲	LPG در اثر پارگی جزئی لوله انعطاف پذیر تانکر تخلیه می شود	$f = 4 \times 10^{-5} h^{-1} \times 87 h \text{ year}^{-1}$	$f = 3.48 \times 10^{-3} \text{ year}^{-1}$
۳	LPG در اثر پارگی کامل لوله متصل به نقطه پر کردن تانک تخلیه می شود	$f = 1 \times 10^{-3} km^{-1} \text{ year}^{-1} \left(\frac{87 h \text{ year}^{-1}}{8760 h \text{ year}^{-1}} \right)$	$f = 9.93 \times 10^{-6} km^{-1} \text{ year}^{-1}$ $f = 3.97 \times 10^{-7} \text{ year}^{-1}$
۴	LPG در اثر پارگی جزئی لوله متصل به نقطه پر کردن تانک تخلیه می شود	$f = 5 \times 10^{-3} km^{-1} \text{ year}^{-1} \left(\frac{87 h \text{ year}^{-1}}{8760 h \text{ year}^{-1}} \right)$	$f = 4.97 \times 10^{-5} km^{-1} \text{ year}^{-1}$ $f = 2 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$
۵	رهایش گاز پروپان در اثر پارگی کامل لوله متصل کننده بالای مخزن به تانکر	$f = 6 \times 10^{-3} km^{-1} \text{ year}^{-1} \left(\frac{87 h \text{ year}^{-1}}{8760 h \text{ year}^{-1}} \right)$	$f = 5.96 \times 10^{-5} km^{-1} \text{ year}^{-1}$ $f = 2.38 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$
۶	رهایش گاز پروپان از شیر اطمینان	$f = 2 \times 10^{-5} \text{ year}^{-1}$	$f = 2 \times 10^{-5} \text{ year}^{-1}$
۷	رهایش LPG در اثر پارگی کامل لوله متصل کننده مخزن به تبخیر کننده ها	$f = 1 \times 10^{-3} km^{-1} \text{ year}^{-1} \left(\frac{(90 \times 24) h \text{ year}^{-1}}{8760 h \text{ year}^{-1}} \right)$	$f = 2.47 \times 10^{-4} km^{-1} \text{ year}^{-1}$ $f = 9.88 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$
۸	رهایش LPG در اثر پارگی جزئی لوله متصل کننده تانک به تبخیر کننده ها	$f = 5 \times 10^{-3} km^{-1} \text{ year}^{-1} \left(\frac{(90.24) h \text{ year}^{-1}}{8760 h \text{ year}^{-1}} \right)$	$f = 1.23 \times 10^{-3} km^{-1} \text{ year}^{-1}$ $f = 4.93 \times 10^{-5} \text{ year}^{-1}$
۹	رهایش گاز پروپان در اثر پارگی کامل لوله متصل کننده تانک ذخیره به سیستم توزیع	$f = 6 \times 10^{-3} km^{-1} \text{ year}^{-1}$	$f = 2.4 \times 10^{-4} \text{ year}^{-1}$

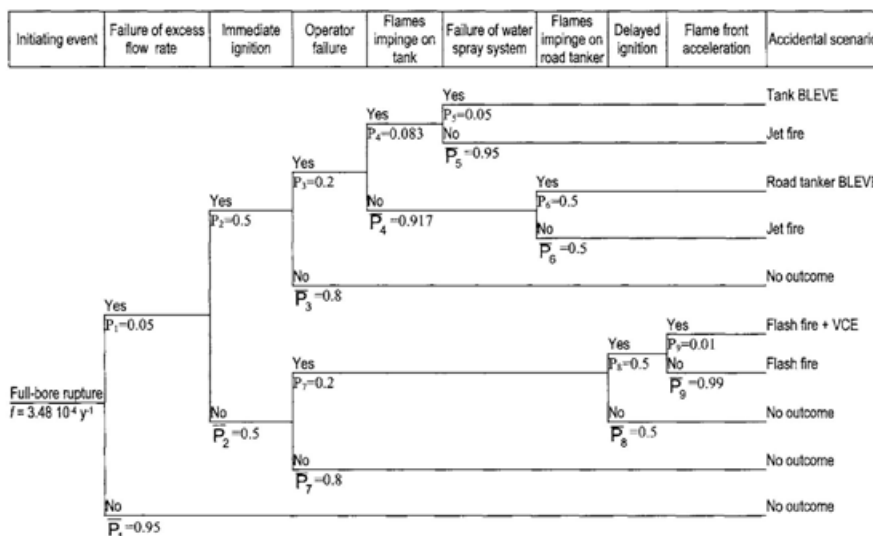
*تکرارپذیری ها از جدول ۸-۴ گرفته شده اند.

هم اکنون می توانیم درخت های رویداد مرتبط را با توالی متفاوت حاصل از رویدادهای ابتدایی مختلف تا رسیدن به سناریو حادثه نهایی ترسیم کنیم.

۲-۷- درخت‌های رویداد برای رویدادهای ابتدایی مختلف

رویداد اولیه ۱: پارگی کامل لوله انعطاف پذیر

اولین تدبیر ایمنی انجام شده وجود شیر کنترل کننده دبی است که رهایش را متوقف می‌کند. دومین تدبیر در صورتی که شیر عمل نکند، اقدام اپراتور است که به صورت دستی شیر خروجی پروپان را می‌بندد و رهایش را متوقف می‌کند. اگر موقعیت مکانی لوله انعطاف‌پذیر و فاصله آن از تانکر و مخزن را در محاسبات وارد کنیم به احتمال ۰.۸٪ (با فرض زاویه ۳۰ درجه با صفحه افقی، که برای آتش فورانی مورد نیاز است) برای مخزن (که همچنین با سیستم پاشش آب محافظت می‌شود) و ۰.۵٪ برای تانکر به دلیل نزدیکی به لوله می‌رسیم توالی‌های مختلف را می‌توان در درخت رویداد (شکل ۸-۱۰) مشاهده کرد.



شکل ۸-۱۰- درخت رویداد و سناریوهای حادثه، رویداد اولیه ۱ (پارگی کامل لوله انعطاف پذیر)

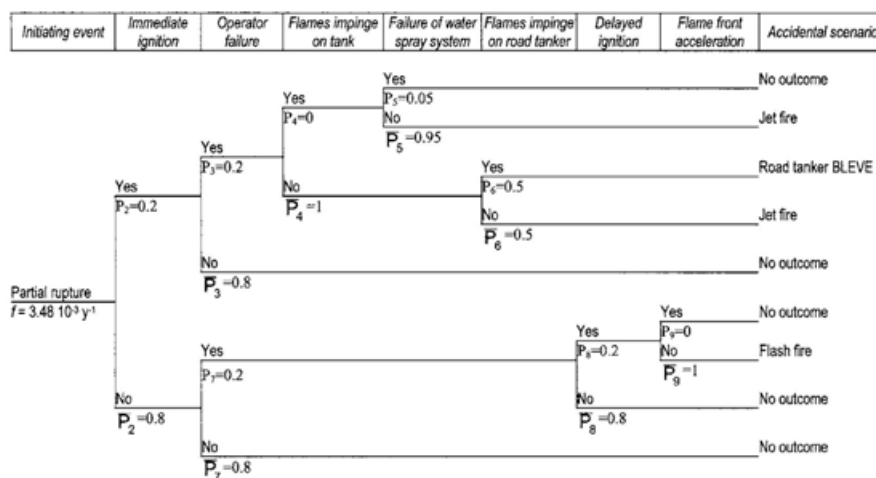
جدول ۸-۱۰- تکرارپذیری سناریوهای حادثه وابسته به رویداد اولیه ۱

سناریو حادثه	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
آتش فورانی	$f = (3.48 \times 10^{-4} \times 0.05 \times 0.5 \times 0.2 \times 0.08 \times 0.95) + (3.48 \times 10^{-4} \times 0.05 \times 0.5 \times 0.2 \times 0.92 \times 0.5)$	$f = 9.15 \times 10^{-7} \text{ year}^{-1}$
آتش ناگهانی	$f = (3.48 \times 10^{-4} \times 0.05 \times 0.5 \times 0.2 \times 0.5 \times 0.01) + (3.48 \times 10^{-4} \times 0.05 \times 0.5 \times 0.2 \times 0.5 \times 0.99)$	$f = 8.7 \times 10^{-7} \text{ year}^{-1}$
VCE	این تکرارپذیری به دلیل عدم وجود یک افزایش فشار قابل توجه ثبت نشده است	
BLEVE تانکر	$f = 3.48 \times 10^{-4} \times 0.05 \times 0.5 \times 0.2 \times 0.92 \times 0.5$	$f = 8 \times 10^{-7} \text{ year}^{-1}$
BLEVE مخزن	$f = 3.48 \times 10^{-4} \times 0.05 \times 0.5 \times 0.2 \times 0.08 \times 0.05$	$f = 6 \times 10^{-9} \text{ year}^{-1}$

تکرارپذیری هر حادثه بر طبق توالی‌های مترادف قابل محاسبه است. جدول ۸-۱۰ این مقادیر را نمایش می‌دهد.

رویداد اولیه ۲: پارگی جزئی لوله انعطاف پذیر

در این حالت دبی رهایش بسیار کمتر خواهد بود. این دبی در حد دبی حالت تخلیه در شرایط عادی فرآیند است و شیر کنترل دبی بسته نمی‌شود. آتش فورانی به وجود آمده کوچکتر است و به مخزن ذخیره نمی‌رسد. احتمال این که تانکر تحت تأثیر آتش فورانی قرار گیرد برابر ۰/۵ است. شکل ۸-۱۱ درخت رویداد مرتبط را نمایش می‌دهد. احتمال موج انفجار در اثر منفجر شدن بخار قابل اشتعال در نظر گرفته نمی‌شود به این دلیل که حداقل میزان ماده-ی آتش‌گیر در مخلوط که برای انفجار لازم است موجود نمی‌باشد.



شکل ۸-۱۱- درخت رویداد و سناریوهای حادثه برای رویداد اولیه ۲ (تانکر: پارگی جزئی لوله انعطاف پذیر)

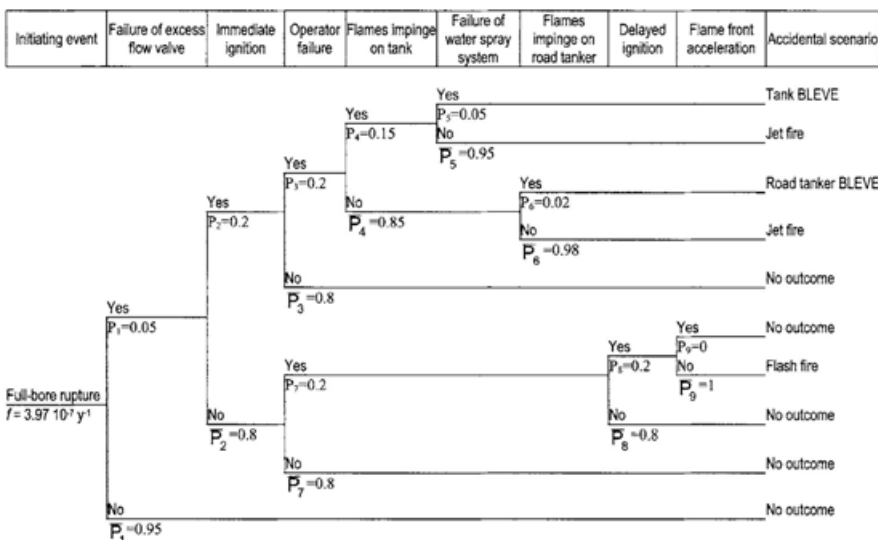
جدول ۸-۱۱ تکرارپذیری محاسبه شده برای سناریوهای مختلف را نشان می‌دهد. احتمال موج انفجار برای VCE قابل صرف نظر کردن است.

جدول ۸-۱۱- تکرارپذیری سناریوها بر طبق رویداد اولیه ۲

سناریو حادثه	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
آتش فورانی	$f = 3.48 \times 10^{-3} \times 0.2 \times 0.2 \times 0.5$	$f = 6.96 \times 10^{-5} \text{ year}^{-1}$
آتش ناگهانی	$f = 3.48 \times 10^{-3} \times 0.8 \times 0.2 \times 1$	$f = 1.11 \times 10^{-4} \text{ year}^{-1}$
VCE	این تکرارپذیری به دلیل عدم وجود مقدار کافی ماده اشتعال پذیر برای تولید انفجار محاسبه نشده است.	
BLEVE تانکر	$f = 3.48 \times 10^{-3} \times 0.2 \times 0.2 \times 1 \times 0.5$	$f = 6.96 \times 10^{-5} \text{ year}^{-1}$

رویداد اولیه ۳: پارگی کامل لوله متصل کننده نقطه بارگیری با مخزن ذخیره

شیر کنترل کننده، جریان اضافی رهایش را متوقف می‌کند. برای این که BLEVE اتفاق بیفتد لازم است که یک آتش فورانی به مخزن یا تانکر اصابت کند. احتمال ۰/۱۵ برای مخزن ذخیره در نظر گرفته می‌شود (با در نظر گرفتن طول لوله متصل کننده و زاویه‌ای که آتش فورانی می‌تواند بر مخزن تأثیر گذارد (۳۵درجه)) در مورد تانکر با طول ۱۳ متر و زاویه ۲۳ درجه احتمال ۰/۰۲ حاصل می‌شود. در شکل ۸-۱۲ درخت رویداد مرتبط نشان داده شده است. در جدول ۸-۱۲ تکرارپذیری محاسبه شده نشان داده شده است.



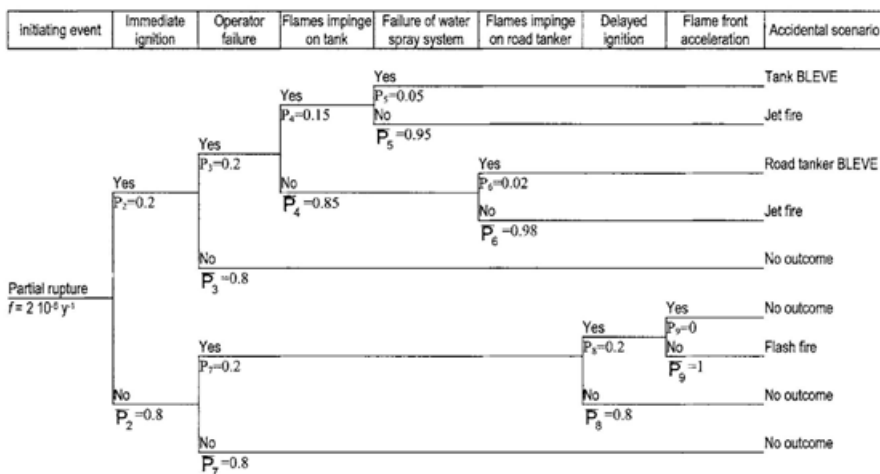
شکل ۸-۱۲- درخت رویداد و سناریوها برای رویداد اولیه ۳ (بارگی کامل لوله متصل به تانک و محل بارگیری)

جدول ۸-۱۲- تکرارپذیری سناریوهای مرتبط با رویداد اولیه ۳

سناریو حادثه	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
آتش فورانی	$f = (3.97 \times 10^{-7} \times 0.05 \times 0.2 \times 0.2 \times 0.15 \times 0.95) + (3.97 \times 10^{-7} \times 0.05 \times 0.2 \times 0.2 \times 0.85 \times 0.98)$	$f = 7.75 \times 10^{-10} \text{ year}^{-1}$
آتش ناگهانی	$f = (3.97 \times 10^{-7} \times 0.05 \times 0.8 \times 0.2 \times 0.2 \times 1)$	$f = 6.35 \times 10^{-10} \text{ year}^{-1}$
VCE	در این مورد حداقل مقدار داده آتش گیر مورد نیاز برای تولید موج انفجار وجود ندارد.	
BLEVE تانکر	$f = 3.97 \times 10^{-7} \times 0.05 \times 0.2 \times 0.2 \times 0.85 \times 0.02$	$f = 1.35 \times 10^{-11} \text{ year}^{-1}$
BLEVE مخزن	$f = 3.97 \times 10^{-7} \times 0.05 \times 0.2 \times 0.2 \times 0.15 \times 0.05$	$f = 6 \times 10^{-12} \text{ year}^{-1}$

رویداد اولیه ۴: پارگی جزئی لوله متصل کننده مخزن و نقطه بارگیری

در این مورد دبی رهایش شبیه به شرایط نرمال در زمان عدم بارگیری از تانکر است. بنابراین فقط اپراتور می تواند دبی را قطع کند. بقیه پیامدها شبیه به درخت رویداد قبلی است (شکل ۸-۱۳ را ببینید). جدول ۸-۱۳ تکرارپذیری-های محاسبه شده را نمایش می دهد.



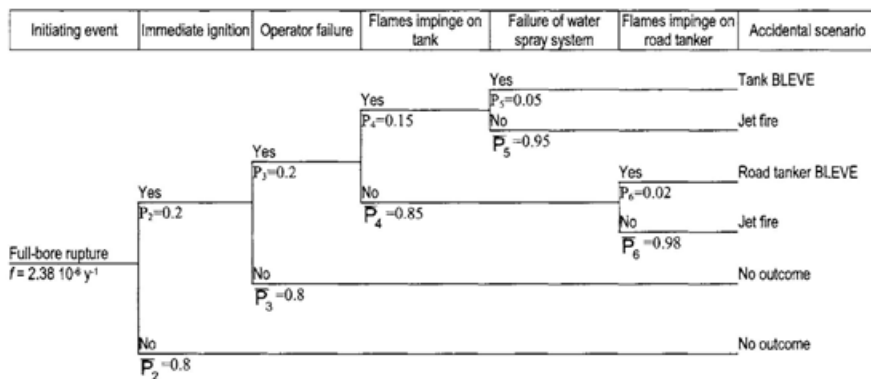
شکل ۸-۱۳ درخت رویداد و سناریوهای مربوط به رویداد اولیه ۴ (بارگی جزئی لوله متصل کننده مخزن ذخیره و محل بارگیری)

جدول ۸-۱۳- تکرارپذیری های سناریوهای مربوط به رویداد اولیه ۴

سناریو حادثه	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
آتش فورانی	$f = (2 \times 10^{-6} \times 0.2 \times 0.2 \times 0.15 \times 0.95) + (2 \times 10^{-6} \times 0.02 \times 0.2 \times 0.85 \times 0.98)$	$f = 7.8 \times 10^{-8} \text{ year}^{-1}$
آتش ناگهانی	$f = 2 \times 10^{-6} \times 0.8 \times 0.2 \times 0.1 \times 1$	$f = 3.2 \times 10^{-8} \text{ year}^{-1}$
VCE	در این مورد حداقل مقدار ماده آتش گیر مورد نیاز برای تولید موج انفجار وجود ندارد.	
تانکر BLEVE	$f = 2 \times 10^{-6} \times 0.2 \times 0.2 \times 0.85 \times 0.02$	$f = 1.36 \times 10^{-9} \text{ year}^{-1}$
مخزن BLEVE	$f = 2 \times 10^{-6} \times 0.2 \times 0.2 \times 0.15 \times 0.05$	$f = 6 \times 10^{-10} \text{ year}^{-1}$

رویداد اولیه ۵: پارگی کامل لوله متصل کننده بالای مخزن به تانکر

پارگی موجب رهش گاز پروپان می‌شود. در این حالت اپراتور باید شیر را ببندد. جانمایی لوله شبیه موردهای قبلی است. بنابراین از احتمال‌ها و فرضیات مشابهی استفاده می‌شود (شکل ۸-۱۴ و جدول ۸-۱۴). شعله‌های آتش فورانی می‌تواند به مخزن ذخیره یا به تانکر اصابت کند.



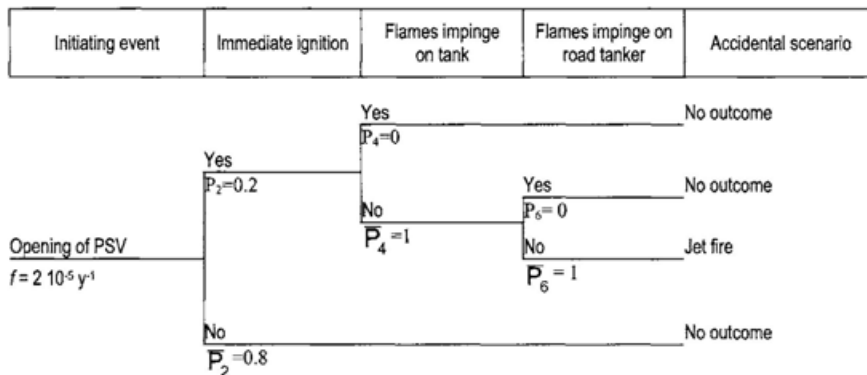
شکل ۸-۱۴- درخت رویداد و سناریوها برای رویداد اولیه ۵ (پارگی کامل لوله متصل کننده بالای مخزن به تانکر)

جدول ۸-۱۴- تکرار پذیری های سناریوهای مربوط به رویداد اولیه ۵

سناریو حادثه	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
آتش فورانی	$f = (2.38 \times 10^{-6} \times 0.2 \times 0.2 \times 0.15 \times 0.95) + (2.38 \times 10^{-6} \times 0.2 \times 0.2 \times 0.85 \times 0.98)$	$f = 9.29 \times 10^{-8} \text{ year}^{-1}$
BLEVE تانکر	$f = 2.38 \times 10^{-6} \times 0.2 \times 0.2 \times 0.85 \times 0.02$	$f = 1.62 \times 10^{-9} \text{ year}^{-1}$
BLEVE مخزن	$f = 2.38 \times 10^{-6} \times 0.2 \times 0.2 \times 0.15 \times 0.05$	$f = 7.14 \times 10^{-10} \text{ year}^{-1}$

رویداد اولیه ۶: رهایش گاز پروپان از شیر اطمینان

تکرارپذیری رویداد اولیه از جدول ۸-۴ استخراج می‌شود. از آنجایی که شیر اطمینان به صورت عمودی تخلیه می‌کند و یک متر بالاتر از سقف مخزن نیز قرار دارد، فرض می‌شود در صورت وقوع جرعه تأثیر چندانی بر مخزن و تانکر نخواهیم داشت. مطابق شکل ۸-۱۵ و جدول ۸-۱۵ نتیجه قابل اهمیتی اتفاق نمی‌افتد.



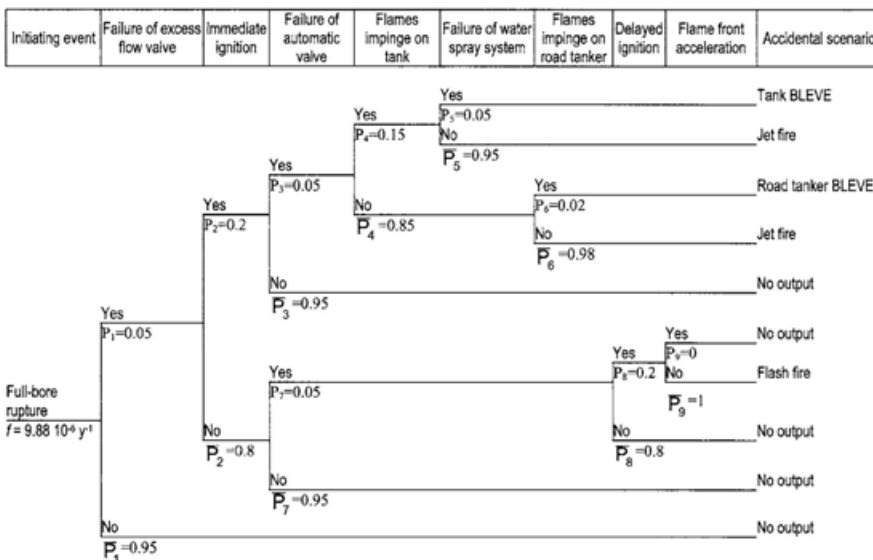
شکل ۸-۱۵- درخت رویداد و سناریوها برای رویداد اولیه ۶ (خروج گاز پروپان از شیر اطمینان)

جدول ۸-۱۵- تکرار پذیری سناریوها بر اساس رویداد اولیه ۶

سناریو حادثه	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
آتش فورانی	$f = 2 \cdot 10^{-5} \times 0.2 \times 1.1$	$f = 4 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$

رویداد اولیه ۷: پارگی کامل لوله متصل کننده مخزن به تبخیر کننده‌ها

در این مورد شیر کنترل دبی باید به صورت خودکار بسته شود. این حالت ممکن است زمانی رخ دهد که اپراتور از محیط کارخانه دور باشد. این تجهیز از چند شیر خودکار برای قطع جریان LPG از مخزن به هنگام وقوع رویداد آتش برخوردار است. بنابراین توالی رویدادها که به سناریوهای مختلف منجر می‌شود به از کار افتادن این سیستم خودکار وابسته است. فرضیات و احتمالات اساساً شبیه موارد قبلی هستند (شکل ۸-۱۶ و جدول ۸-۱۶).



شکل ۸-۱۶ - درخت رویداد و سناریوهای رویداد اولیه ۷ (پارگی کامل لوله متصل کننده مخزن به تبخیر کننده‌ها)

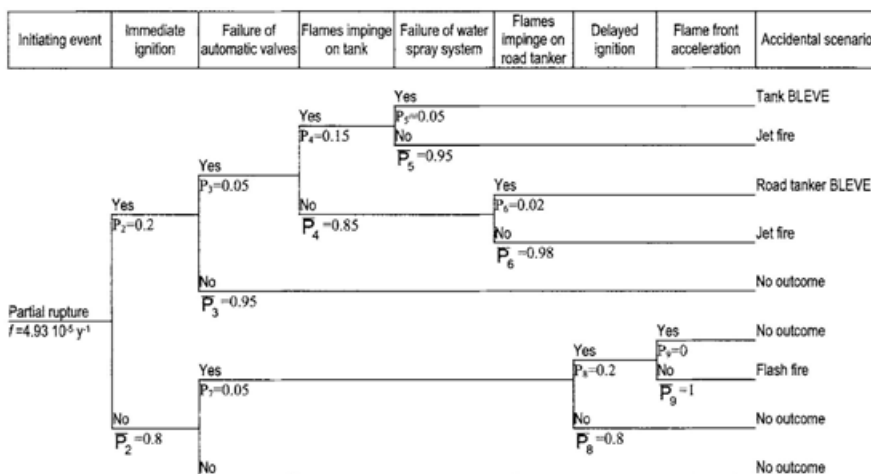
جدول ۸-۱۶ - تکرارپذیری سناریوها بر اساس رویداد اولیه ۷

سناریو حادثه	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
آتش فورانی	$f = (9.88 \times 10^{-6} \times 0.05 \times 0.2 \times 0.05 \times 0.15 \times 0.95) + (9.88 \times 10^{-6} \times 0.05 \times 0.2 \times 0.05 \times 0.85 \times 0.98)$	$f = 4.9 \times 10^{-10} \text{ year}^{-1}$
آتش ناگهانی	$f = 9.88 \times 10^{-6} \times 0.05 \times 0.8 \times 0.05 \times 0.2 \times 1$	$f = 3.9 \times 10^{-9} \text{ year}^{-1}$
VCE	در این مورد به دلیل کافی نبودن مقدار ماده آتش گیر تکرارپذیری محاسبه نمی‌شود.	
BLEVE نانکر	$f = 9.88 \times 10^{-6} \times 0.05 \times 0.2 \times 0.05 \times 0.85 \times 0.02$	$f = 8.4 \times 10^{-11} \text{ year}^{-1}$
BLEVE مخزن	$f = 9.88 \times 10^{-6} \times 0.05 \times 0.2 \times 0.05 \times 0.15 \times 0.05$	$f = 3.7 \times 10^{-11} \text{ year}^{-1}$

رویداد اولیه ۸: پارگی جزئی لوله متصل کننده مخزن به تبخیر کننده

در این مورد یک مجموعه شیر خودکار در خروجی مخزن نصب شده‌اند که ممکن است عمل کنند و دبی را قطع کنند (بسته به دبی رهایش).

بقیه روند رویدادها و احتمالات شبیه موردهای قبلی است (شکل ۸-۱۷ و جدول ۸-۱۷). احتمال بروز BLEVE در مخزن بستگی به خرابی سیستم اسپری آب مخزن دارد (برای احتمال خرابی این سیستم، بخش ۶-۲ را ملاحظه کنید).



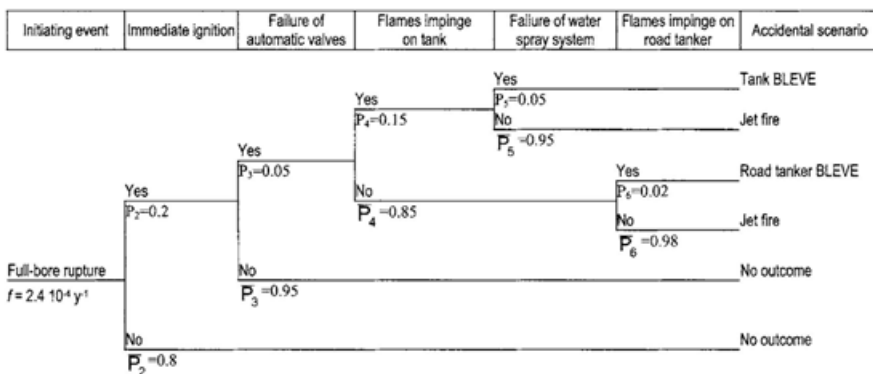
شکل ۸-۱۷- درخت رویداد سناریو برای رویداد اولیه ۸ (بارگی جزئی لوله متصل کننده مخزن به تبخیر کننده‌ها)

جدول ۸-۱۷- تکرارپذیری سناریوها بر اساس رویداد اولیه ۸

سناریو حادثه	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
آتش فورانی	$f = (4.93 \times 10^{-5} \times 0.2 \times 0.05 \times 0.15 \times 0.95) + (4.93 \times 10^{-5} \times 0.2 \times 0.05 \times 0.85 \times 0.98)$	$f = 4.8 \times 10^{-7} \text{ year}^{-1}$
آتش ناگهانی	$f = 4.93 \times 10^{-5} \times 0.8 \times 0.05 \times 0.2 \times 1$	$f = 3.9 \times 10^{-7} \text{ year}^{-1}$
VCE	در این مورد به دلیل کافی نبودن مقدار ماده آتش گیر تکرارپذیری محاسبه نمی‌شود.	
BLEVE تانکر	$f = 4.93 \times 10^{-5} \times 0.2 \times 0.05 \times 0.85 \times 0.02$	$f = 8.38 \times 10^{-9} \text{ year}^{-1}$
BLEVE مخزن	$f = 4.93 \times 10^{-5} \times 0.2 \times 0.05 \times 0.15 \times 0.05$	$f = 3.7 \times 10^{-9} \text{ year}^{-1}$

رویداد اولیه شماره ۹: پارگی کامل لوله متصل کننده تانک ذخیره به سیستم توزیع (رهایش فاز گازی)

در رویداد پارگی کامل لوله متصل کننده مخزن به سیستم توزیع، توالی‌های مختلف بستگی به خرابی شیرهای خودکار نصب شده برای قطع جریان پروپان در رویداد آتش دارد. توالی‌های نهایی شبیه مثال‌های قبلی است.



شکل ۸-۱۸- درخت رویداد و سناریو حادثه برای رویداد اولیه ۹ (بارگی کامل لوله متصل کننده تانک ذخیره به سیستم توزیع)

جدول ۸-۱۸- تکرارپذیری‌های سناریوها بر اساس رویداد اولیه ۹

سناریو حادثه	محاسبه تکرارپذیری	تکرارپذیری
آتش فورانی	$f = (2.4 \times 10^{-4} \times 0.2 \times 0.05 \times 0.15 \times 0.95) + (2.4 \times 10^{-4} \times 0.2 \times 0.05 \times 0.85 \times 0.98)$	$f = 2.3 \times 10^{-6} \text{ year}^{-1}$
تانکر BLEVE	$f = 2.4 \times 10^{-4} \times 0.2 \times 0.05 \times 0.05 \times 0.85 \times 0.02$	$f = 4.08 \times 10^{-8} \text{ year}^{-1}$
مخزن BLEVE	$f = 2.4 \times 10^{-4} \times 0.2 \times 0.05 \times 0.15 \times 0.05$	$f = 1.8 \times 10^{-8} \text{ year}^{-1}$

۷-۳- تأثیر سناریوهای مختلف

هم اکنون تأثیرات شدیدترین سناریوها شامل موارد زیر را بررسی خواهیم کرد:

- آتش کروی/ BLEVE مخزن
- آتش کروی/ BLEVE تانکر
- رهايش پروپان و تشکیل توده گاز آتش گیر (آتش ناگهانی) و آتش فورانی.

۷-۳-۱- رویداد اولیه ۱: رهايش پروپان مایع به دلیل پارگی کامل لوله انعطاف پذیر متصل کننده تانکر و تانک ذخیره.

میزان پر شدگی تانکر: ۱۰٪؛ حجم تانکر: 20 m^3 ؛ قطر لوله $d_{\text{pipe}} = 0.0635 \text{ m}$ ؛ دمای محیط 25°C ؛ سرعت باد 5 m s^{-1} ؛ کلاس پایداری D؛ زبری سطح 10cm؛ رطوبت نسبی 60%؛ $LFL_{\text{propane}} = 2.1\%$ ؛ $\rho_{\text{propane, gas, Tb}} = 2.32 \text{ kg m}^{-3}$ ؛ $\rho_{\text{propane, liquid}} = 553 \text{ kg m}^{-3}$ ؛ دمای جوش پروپان در فشار اتمسفر -42°C ؛ حداکثر مسافتی که $C = LFL$ به آن می‌رسد با به کارگیری مدل Britter McQuaid محاسبه خواهد شد.

با توجه به شرایط ذخیره، پروپان مایع به صورت ناگهانی تبخیر می‌شود و به صورت ۲ فاز رهاش می‌یابد. اگر پروپان فقط به صورت گاز نشت کند، دبی نشت در حدود 7.6 kgs^{-1} خواهد بود.

شدت جریان را ۴۵٪ بیشتر می‌گیریم تا جریان دو فاز تشکیل شود. در این حالت شدت جریان تقریباً 11 kgs^{-1} است.

$$v_0 = \frac{11}{2.32} = 4.74 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$$

$$g_0 = \frac{2.32 - 1.2}{1.2} \times 9.16 \text{ ms}^{-2}$$

$$D = \left(\frac{4.74}{5} \right)^{1/2} = 0.974 \text{ m}$$

$$\frac{9.16 \times 4.74}{5^3 \times 0.974} = 0.357 > 0.15 \Rightarrow \text{گاز سنگین}$$

$$\frac{5(1.5 \times 60)}{x} \geq 2.5$$

لذا تا فاصله $X = 180 \text{ m}$ ، رهاش پیوسته است.

$$c = \frac{0.021}{0.021 + (1 - 0.021) \left(\frac{298}{231} \right)} = 0.01635 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3}$$

$$\left[\frac{9.16^2 \times 4.74}{5^5} \right]^{1/5} = 0.425$$

$$\frac{x}{\left(\frac{4.74}{5} \right)^{1/2}} = \frac{x}{0.97}$$

$$\frac{c}{c_0} = 0.01635$$

از شکل ۶-۱۹ داریم:

$$\frac{x}{0.97} = 200, \quad x = 194 \text{ m}$$

در این فاصله رهایش پیوسته نیست. اگر محاسبات را برای نشتی آنی تکرار کنیم داریم:

$$v_0 = 4.74m^3$$

$$\left[\frac{9.16 \times 4.79^{1/3}}{5^2} \right]^{1/2} = 0.784$$

$$\frac{x}{\sqrt[3]{4.74}} = \frac{x}{1.68}; \quad \frac{x}{1.68} = 105; \quad x = 176m$$

در هر دو حالت این مسافت محافظه کارانه به نظر می‌رسد. در شبیه‌سازی به کمک کدهای استاندارد کامپیوتری مسافت $X=50m$ به دست می‌آید. بنابراین ما مقدار میانی $X = 100m$ را به عنوان مثال فرض می‌کنیم. بعلاوه به دلیل کم بودن مقدار نشتی، انفجار قابل صرف نظر کردن است.

۲-۳-۷- رویداد اولیه ۹: رهایش گاز پروپان به دلیل پارگی کامل لوله متصل کننده تانک ذخیره به سیستم توزیع

$$L_{pipe}=20m; P_{tank}=9.5 \text{ bar}; T_{tank}=25^\circ C; 115m^3 \text{ حجم مخزن } 70\%; \text{ درجه پر بودن مخزن } \varepsilon = 45 \times 10^{-6}; d_{pipe}=0.0508m$$

تقریب شدت جریان اولیه رهایش:

فشار تقریبی در نقطه‌ای درست جلوی سوراخ لوله: 9.3 bar

مقدار $f_F = 0.0048$ فرض شده است.

با بکارگیری معادله (۲-۳۴)

$$\frac{1.15+1}{2} \ln \left(\frac{2 \left(1 + \frac{1.15-1}{2} \right) Ma_{cont}^2}{(1.15+1) Ma_{cont}^2} \right) - \left(\frac{1}{Ma_{cont}^2} - 1 \right) + 1.15 \left(\frac{4 \times 0.0048 \times 20}{0.0508} \right) = 0$$

با حدس و خطا: $Ma_{cont} = 0.28$

بنابراین با بکارگیری معادله (۲-۲۹):

$$Y_{cont} = 1 + \frac{1.15-1}{2} 0.28^2 = 1.00588$$

از معادله (۲-۳۳):

$$\frac{T_p}{298} = \frac{2 \times 100588}{1.15 + 1}$$

$$T_p = 297k$$

دبی جرمی عبوری از سوراخ (رابطه ۲-۱۹):

$$m_{hole} = \frac{\pi 0.0508^2}{4} (9.3 \times 10^5) \sqrt{1.15 \left(\frac{2}{1.15 + 1} \right)^{\frac{1.15+1}{1.15-1}} \frac{44.1}{279 \times 8.314 \times 10^3}} = 5.25 kgs^{-1}$$

شدت جریان درون لوله (معادله ۲-۲۴) ($\rho_{cont} = 17.1 kgm^{-3}$):

$$m_{pipe} = \frac{\pi 0.0508^2}{4} \sqrt{\frac{2 \left(- (9.5 \times 10^5) 17.1 \left(\frac{1.15}{1 + 1.15} \right) \left(\left(\frac{9.3}{9.5} \right)^{\frac{1+1.15}{1.15}} - 1 \right) \right)}{4 \times 0.0048 \left(\frac{20}{0.0508} \right)}} = 0.54 kgs^{-1}$$

یک حدس جدید نیاز است. جدول زیر رویه محاسبات را نمایش می‌دهد:

p_p, bar	m_{hole}, kgs^{-1}	m_{pipe}, kgs^{-1}
9.3	5.25	0.54
8	4.51	1.61
7	3.95	2.03
5	2.82	2.57
4.7	2.63	2.63

بنابراین:

$$m = 2.63 kgs^{-1}$$

محاسبه اندازه آتش فورانی:

$$T_j = (324) \left(\frac{1.013 + 25}{9.5} \right)^{\frac{1.15-1}{1.15}} = 222k$$

$$P_{or} = 9.5 \left(\frac{2}{1.15 + 1} \right)^{\frac{1.15}{1.15-1}} = 5.46bar$$

$$M_j = \sqrt{\frac{(1.15 + 1) \left(\frac{5.46}{1.013} \right)^{\frac{1.15-1}{1.15}} - 2}{(1.15 - 1)}} = 2.126$$

$$u_i = 2.126 \sqrt{\frac{1.15 \times 8314 \times 222}{44.1}} = 476 \text{ms}^{-1}$$

برای جریان چک شده (اختناق):

$$\rho_j = 1.969 \frac{273}{222.5} = 2.4 \text{kgm}^{-3}$$

$$d_j = \sqrt{\frac{4 \times 2.63}{\mu \times 467 \times 2.4}} = 0.05466$$

$$d_s = 0.05466 \left(\frac{2.4}{1.2} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.0789 \text{m}$$

$$C_{st-mass} = 0.06$$

$$0.024 \sqrt[3]{\frac{9.81 \times 0.0789}{467^2} Y^{\frac{5}{3}} + 0.2 Y^{\frac{2}{3}}} - \left(\frac{2.85}{0.06} \right)^{\frac{2}{3}} = 0$$

با حدس و خطا:

$$Y = 290$$

$$L_{bo} = 290 \times 0.789 = 22.9 \text{m}$$

زاویه ۴۵ درجه بین محور سوراخ و بردار باد در نظر گرفته شده است.

$$L_b = 22.9 (0.51 e^{-0.4 \times 5} + 0.49) (1 - 6.07 \times 10^{-3} (45 - 90)) = 16.3 \text{m}$$

$$R_w = \frac{5}{467} = 0.0107$$

$$s = 16.3 (0.185 e^{-20.0 \times 0.0107} + 0.015) = 2.6 \text{m}$$

$$C^* = 1000 \times e^{-100 \times 0.0107} + 0.8 = 343$$

$$Ri_{ds} = 0.0789 \left(\frac{9.81}{0.0789^2 \times 467^2} \right)^{1/3} = 0.0152$$

$$W_1 = 0.0789 \left(13.5e^{-6 \times 0.0162} + 1.5 \right) \left[1 - \left[1 - \left(\frac{1.2}{2.4} \right)^{1/2} \frac{1}{15} \right] e^{-70 \times 0.0151 \times 343 \times 0.0107} \right] = 1.07m$$

$$W_2 = 16.3 \left(0.18e^{-1.5 \times 0.0107} + 0.31 \right) \left(1 - 0.47e^{-25 \times 0.0107} \right) = 5.05m$$

$$Ri_{L_{bo}} = 22.9 \left(\frac{9.81}{0.0789^2 \times 467^2} \right)^{1/3} = 4.43$$

$$a = (45 - 90) \left(1 - e^{-25.6 \times 0.0107} \right) + 8000 \frac{0.0107}{4.43} = 9^\circ$$

در اینجا می‌توان از مدل منبع نقطه‌ای برای محاسبه فاصله ایمن استفاده کرد (بر طبق $I=1\text{kWm}^{-2}$):

$$I = \frac{(0.21e^{-0.00323 \times 467} + 0.11) 2.63 \times 46000 \times 0.81}{4\pi d^2}$$

بنابراین در فاصله افقی ۴۹ متر از نقطه رهايش شدت حرارت 1kWm^{-2} وجود دارد.

محاسبه تأثیرات حرارتی، BLEVE/آتش کروی برای تانکر:

حجم ظرف 20m^3 ؛ درجه پر بودن 50% ؛ $\rho_{propane, t=25^\circ\text{C}} = 500\text{kgm}^{-3}$ ؛ رطوبت نسبی 60% :

جرم پروپان برابر است با:

$$20 \times 0.5 \times 500 = 5000\text{kg}$$

قطر آتش کروی (معادله ۳-۸۱):

$$D = 5.8 \times 5000^{1/3} = 99m$$

مدت زمان (معادله ۳-۸۱):

$$t = 0.9 \times 5000^{0.25} = 7.5\text{ s}$$

ارتفاعی که مرکز آتش کروی در آن است:

$$H = 0.75 \times 99 = 74m$$

جزء حرارت تشعشعی (معادله ۳-۸۸):

$$\eta_{rad} = 0.00325(9.5 \times 10^{-5})^{0.32} = 0.266$$

قدرت تابشی (معادله ۳-۸۸):

$$E = \frac{0.266 \times 5000 \times 46000}{\pi \times 99^2 \times 7.5} = 260 \text{ kW/m}^2$$

فشار جزئی آب در هوا با استفاده از معادله ۳-۱۸ و ۳-۱۹ برابر $P_w = 1857 \text{ pa}$ محاسبه می‌شود.

شدت تابش حرارتی در فواصل مختلف، مثلاً برای فاصله $X=150 \text{ m}$ ، با استفاده از مدل شعله جامد محاسبه می‌شود.

فاصله بین شعله و هدف: $d=118 \text{ m}$

گذردهی اتمسفر:

$$\tau = 2.85(1897 \times 118)^{-0.12} = 0.65$$

ضریب دید:

$$F = \frac{99^2}{4 \left(\frac{99}{2} + 118 \right)} = 0.087$$

$$I = 0.65 \times 0.087 \times 260 = 14.8 \text{ kWm}^{-2}$$

وروی صفحه عمودی:

$$I_v = 14.8 \times \frac{150}{167} = 13.2 \text{ kWm}^{-2}$$

جدول زیر مقادیر I_v را به عنوان تابعی از فاصله از موقعیت اولیه تانکر نشان می‌دهد.

$x(m)$	$I_v (\text{kW m}^{-2})$	$x(m)$	$I_v (\text{kW m}^{-2})$
50	33.0	200	8.2
70	30.2	250	5.4
80	27.8	300	3.8
100	22.8	400	2.1
120	18.3	500	1.3
150	13.3	585	1.0

محاسبه پیک افزایش فشار برای سناریو BLEVE تانکر

مقدار ΔP با استفاده از مفهوم انرژی فوق گرم کننده از معادله (۵-۲۷) محاسبه می‌شود. فرض می‌کنیم انبساط گاز یک فرآیند برگشت ناپذیر است که تقریباً ۵٪ از انرژی فوق گرم کننده (SE) برای افزایش فشار اختصاص یافته است. بنابراین در فاصله ۵۰ متر از موقعیت اولیه تانکر:

$$h_1 = 265.3 \frac{kJ}{kg} \text{ در } 9/5 \text{ بار و } 25^\circ\text{C} \text{ برابر } h_{10} = 100 \text{ kJ/kg}^{-1} \text{ می‌باشد.}$$

$$SE = 265.3 - 100 = 165.3 \text{ kJ/kg}^{-1}$$

برای تمام جریان پروپان:

$$165.3 \text{ kJ/kg}^{-1} \times 5000 \text{ kg} = 82,650 \text{ kJ}$$

انرژی که به افزایش فشار تبدیل می‌شود (۵):

$$82,650 \text{ kJ} \times 0.05 = 4,135 \text{ kJ}$$

$$W_{TNT} = 4,135 \times (0.214 \times 10^{-3}) = 0.88 \text{ kg}$$

در فاصله ۵۰ متر، $d_n = 52 \text{ mkg}^{-1/3}$ ؛ از شکل ۴-۴، $\Delta P \approx 0.017 \text{ bar}$. این افزایش فشار خطری را برای افراد ایجاد نمی‌کند. حد آستانه شکستن شیشه‌ها (0.01 bar) در فاصله 80m است.

محاسبه تاثیرات حرارتی آتش کروی / BLEVE مخزن ذخیره

$$\text{حجم مخزن } 82 \text{ m}^3 \text{، درجه پر بودن } 70\% \text{، } P_{\text{propane}, 25^\circ\text{C}} = 500 \text{ kgm}^{-3} \text{، رطوبت نسبی } 60\% \text{.}$$

در بدترین حالت BLEVE بلافاصله بعد از اصابت شعله ایجاد می‌شود. بنابراین جرم پروپان برابر است با:

$$82 \times 0.7 \times 500 = 28,700 \text{ kg}$$

قطر آتش کروی:

$$D = 5.8 \times 28,700^{1/3} = 178 \text{ m}$$

مدت زمان:

$$t = 0.9 \times 28700^{0.2} = 11.7 \text{ s}$$

ارتفاعی که مرکز آتش کروی در آن قرار دارد:

$$H = 0.75 \times 178 = 133 \text{ m}$$

جزء حرارت تشعشعی:

$$\eta_{rad} = 0.266$$

قدرت تشعشعی:

$$E = \frac{0.266 \times 28,700 \times 46,000}{\pi \times 178^2 \times 11.7} = 300 \text{ kWm}^{-2}$$

فشار جزئی آب در هوا:

$$P_w = 1857 \text{ pa}$$

شدت حرارت تابشی در فواصل مختلف با بکارگیری مدل شعله جامد محاسبه می‌شود. برای مثال در $x = 250$ داریم:

$$d = 194 \text{ m}$$

فاصله بین شعله و مقصد

گذردهی هوا:

$$\tau = 2.85(1857 \times 194)^{-0.12} = 0.614$$

ضریب دید:

$$F = \frac{178^2}{4\left(\frac{178}{2} + 194\right)^2} = 0.099$$

$$I_v = 0.614 \times 0.099 \times 300 \times \frac{250}{283} = 16.1 \text{ kWm}^{-2}$$

جدول زیر مقادیر I_v را به عنوان تابعی از فاصله از نقطه اولیه تانکر نشان می‌دهد.

$x \text{ (m)}$	$I_v \text{ (kW m}^{-2}\text{)}$	$x \text{ (m)}$	$L \text{ (kW m}^{-2}\text{)}$
100	35.4	400	7.3
150	23.4	500	4.8
200	21.6	600	3.1
250	16.1	700	2.4
300	12.1	950	1.0

تقریب پیک افت فشار برای BLEVE مخزن

آنتالپی پروپان — مایع در $P=9.5 \text{ bar}$ و 25°C ، $h_1=265.3 \text{ kJkg}^{-1}$ ؛ و در 1.013 bar ، 231°C ،
 $h_{10} = 100 \text{ kJkg}^{-1}$

$$SE = 265.3 - 100 = 165.3 \text{ KJkg}^{-1}$$

برای کل جریان پروپان:

$$165.3 \text{kJkg}^{-1} \times 28,700 \text{kg} = 4.752375 \times 10^6 \text{ kJ}$$

مقدار انرژی که به افزایش فشار تبدیل می‌شود (۰.۵٪):

$$4.752375 \times 10^6 \text{kJ} \times 0.05 = 237,620 \text{ kJ}$$

$$W_{TNT} = 237620 \times (0.214 \times 10^{-3}) = 50.9 \text{ kg}$$

در فاصله ۵۰ متر $d_n = 13.5 \text{mkg}^{-1/3}$ ، از شکل ۴-۴، $\Delta P \approx 0.1 \text{bar}$. این افت فشار نمی‌تواند خطری برای افراد داشته باشد و حد آستانه خورد شدن شیشه‌ها (0.01 bar) در فاصله ۳۰۰ متری اتفاق می‌افتد.

۷-۴- محاسبه ریسک فردی

ریسک فردی در فاصله ۱۰۰ متری از مرکز کارخانه و در جهت $z=3$ (باد از جهت 240° می‌وزد، گل باد ملاحظه شود، جدول ۸-۸)، محاسبه خواهد شد. در عمل فرض می‌کنیم تمام رویدادهای اولیه در مرکز کارخانه روی می‌دهد.

شرایط آب و هوایی، احتمال‌ها:

$$P_M = 0.8, D, \text{ کلاس پایداری}$$

$$P_M = 0.2, F, \text{ کلاس پایداری}$$

$$P_W = 0.116, \text{ باد از جهت } 240^\circ \text{ می‌وزد.}$$

نقطه مورد نظر با سناریوهای زیر تحت تأثیر قرار می‌گیرد:

- آتش ناگهانی
- آتش کروی/ BLEVE تانکر
- آتش کروی/ BLEVE تانک ذخیره

اکنون میزان مشارکت این سناریوها را در ریسک فردی محاسبه می‌کنیم.

آتش ناگهانی

به منظور سادگی، فرض می‌کنیم برای هر دو شرایط آب و هوایی ابر گاز آتش‌گیر به نقطه مورد نظر برسد (اگر چه در واقع این دو مورد دو جواب گوناگون دارد).

بعلاوه فرض می‌کنیم احتمال مرگ در اثر آتش ناگهانی $P_d = 1$ است (فصل ۷ بخش ۴-۱-۳ ملاحظه شود).

تکرارپذیری کلی با احتساب رویدادهای اولیه مختلف (از جدول ۸-۱۰ تا ۸-۱۸):

$$f_{flashfire} = 8.7 \times 10^{-7} + 1.11 \times 10^{-4} + 6.35 \times 10^{-10} + 3.2 \times 10^{-8} + 3.9 \times 10^{-9} + 3.9 \times 10^{-7} = 1.12 \times 10^{-4} \text{ year}^{-1}$$

$$P = 0.116 \times (0.8 + 0.2) \times 1 = 0.116$$

$$\Delta IR_{flashfire} = (1.12 \times 10^{-4}) \times 0.116 = 1.13 \times 10^{-5} \text{ fatalities year}^{-1}$$

آتش کروی تانکر

$$F_{road tanker fireball} = 8 \times 10^{-7} + 6.96 \times 10^{-5} + 1.35 \times 10^{-11} + 1.36 \times 10^{-9} + 1.62 \times 10^{-9} + 8.4 \times 10^{-11} + 8.38 \times 10^{-9} + 4.08 \times 10^{-8} = 7.05 \times 10^{-5} \text{ year}^{-1}$$

$$\text{At } x = 100m, I = 22.8 \text{ kWm}^{-2} \text{ during } 7.5s$$

$$Y = -36.38 + 2.56 \ln(7.5 \times 22,800^{4/3}) = 3.03; 2.5\% \text{ deaths}; P_d = 0.025$$

$$\Delta IR_{road tanker fireball} = (7.05 \times 10^{-5}) \times 0.025 = 1.76 \times 10^{-6} \text{ fatalities year}^{-1}$$

آتش کروی تانکر ذخیره

$$F_{storage tank fireball} = 6 \times 10^{-9} + 6 \times 10^{-12} + 6 \times 10^{-10} + 7.14 \times 10^{-10} + 3.7 \times 10^{-11} + 3.7 \times 10^{-9} + 1.8 \times 10^{-8} = 2.9 \times 10^{-8} \text{ year}^{-1}$$

$$\text{At } x = 100m, I = 35.4 \text{ kWm}^{-2} \text{ during } 11.7s$$

$$Y = -36.38 + 2.56 \ln(11.7 \times 35400^{4/3}) = 5.67; 75\% \text{ deaths}; P_d = 0.75$$

$$\Delta IR_{storage tank fireball} = (2.9 \times 10^{-8}) \times 0.75 = 2.18 \times 10^{-8} \text{ fatalities year}^{-1}$$

بنابراین ریسک فردی حاصل از تمام سناریوها در نقطه انتخاب شده برابر است با:

$$IR = 1.3 \times 10^{-5} + 1.76 \times 10^{-6} + 2.18 \times 10^{-8} = 1.48 \times 10^{-5} \text{ fatalities year}^{-1}$$

برای در نظر گرفتن تأثیر شرایط آب و هوایی، ریسک فردی را در یک نقطه با فاصله یکسان از نقطه شروع اما در جهت مخالف ($j=9$) محاسبه می‌کنیم:

$$f_{flash fire} = 1.12 \times 10^{-4} \text{ year}^{-1}$$

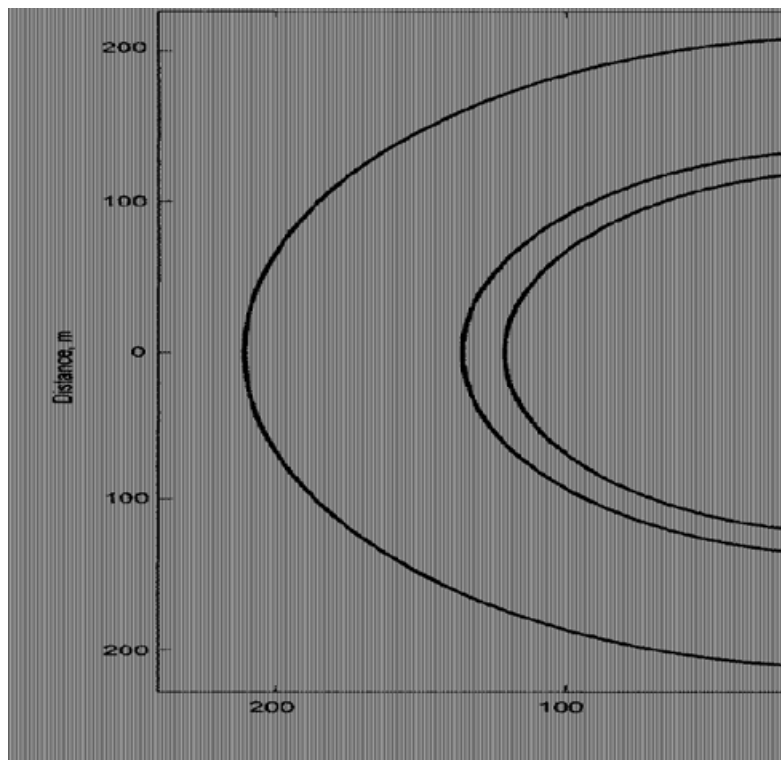
$$P_w = 0.088, P = 0.088 \times 1 \times 1 = 0.088$$

$$\Delta IR_{flash fire} = (1.12 \times 10^{-4}) \times 0.088 = 9.86 \times 10^{-6} \text{ fatalities year}^{-1}$$

ریسک فردی حاصل از دو آتش کروی، به جهت بستگی ندارد، بنابراین:

$$IR = 9.86 \times 10^{-5} + 1.76 \times 10^{-6} + 2.18 \times 10^{-8} = 1.16 \times 10^{-5} \text{ fatalities year}^{-1}$$

شکل ۸-۱۹ منحنی‌های ریسک ثابت برای این سناریو را نشان می‌دهد. تأثیر آتش ناگهانی برای فواصل نزدیک مشخص است، اما برای فواصل دورتر ریسک فردی شدیداً به تأثیرات آتش‌های کروی بستگی دارد، که در تمام جهات ثابت است.



شکل ۸-۱۹- منحنی‌های ریسک فردی

فهرست علائم و اختصارات

D(m)	قطر آتش کروی
d(m)	فاصله بین سطح شعله و نقطه هدف
$d_n(\text{mkg}^{-1/3})$	فاصله دگرگون
$d_{or}(m)$	شعاع خروجی یا شعاع اریفیس
$d_s(m)$	شعاع مؤثر
$E(\text{kWm}^{-2})$	قدرت تابش شعله
F	ضریب دید
$F(\text{year}^{-1})$	تکرارپذیری
f_f	ضریب اصطکاک فنینگ

تکرارپذیری سناریو	$f_i(\text{year}^{-1})$
تکرارپذیری همه سناریوها با مرگ و میر به تعداد N یا بیشتر	$f_N(\text{year}^{-1})$
فاکتور دید، سطح عمودی	F_v
ارتفاعی که مرکز آتش کروی قرار داد	$H(m)$
آنتالپی مایع در دمای T	$h_l(\text{kJkg}^{-1})$
آنتالپی مایع در دمای T_0	$h_{l0}(\text{kJkg}^{-1})$
رطوبت نسبی هوا	$H_R(\%)$
شدت حرارتی که به هدف خاص می‌رسد	$I(\text{kWm}^{-2})$
ریسک فردی متوسط	$IR_{av}(\text{year}^{-1})$
کل ریسک فردی مرگ و میر در نقطه X, Y	$IR_{xy}(\text{year}^{-1})$
ریسک فردی مرگ و میر در نقطه X, Y از سناریو i	$IR_{x,y,i}(\text{year}^{-1})$
طول شعله آشکار	$L(m)$
فاصله عمودی بین خروجی گاز و نوک شعله	$L_{Bv}(m)$
طول لوله	$L_{pipe}(m)$
جرم ماده	$M(\text{kg})$
شدت جریان جرمی	$m(\text{kgs}^{-1})$
عدد ماخ	Ma
جرم مولکولی	$M_w(\text{kgkmole}^{-1})$
تعداد مرگ و میر در هر سناریو	N_i
نسبت سرعت در جهت باد و سرعت جت در خروجی گاز	R_w
فشار	$P(\text{Nm}^{-2} \text{ or bar})$
احتمال	P
احتمال این که سناریو i در نقطه X, Y باعث مرگ و میر گردد	P_{Fi}
تعداد افراد در نقطه (X, Y)	$P_{x,y}$
فشار اتمسفریک	$P_0(\text{Nm}^{-2})$
فشار جزئی آب در هوا	$P_w(\text{Nm}^{-2})$
عدد رینولدز	Re
فاصله شعله تا منبع	$s(m)$
دما	$T(K)$
مدت زمان آتش کروی	$T(s)$
دمای محیط	$T_a(K)$
دما داخل منبع	$T_{cont}(K)$
دمای جوش در فشار اتمسفریک	$T_0(K)$
دمای جت در خروجی گاز	$T_j(K)$
دمای گاز در نقطه داده شده از لوله	$T_p(K)$
سرعت صوت در گاز	$u_{sound}(\text{ms}^{-1})$
سرعت باد	$u_w(\text{ms}^{-1})$
فاصله افقی بین مرکز آتش کروی و نقطه هدف	$x(m)$
زاویه کج شدن آتش فورانی	α

زاویه بین محور اریفیس و خطی که وسط اریفیس و نوک شعله را به هم وصل می کند	a_{β}
زبری لوله	ε (m)
جزء گرمای تابشی	η_{rad}
دانسیتته هوا	ρ_a (kgm ⁻³)
دانسیتته مخلوط هوا سوخت	ρ_{f-a} (kgm ⁻³)
دانسیتته گاز در خروجی	ρ_j (kgm ⁻³)
گذردهی هوا	τ

مراجع

- [1] Health and Safety Executive. Canvey: An Investigation of Potential Hazards from operations in the Canvey Island/Thurrock Area. HM Stationery Office. London, 1978.
- [2] Health and Safety Executive. Canvey: A Second Report. A Review of the Potential Hazard from Operations in the Canvey Island/Thurrock Area Three Years after Publication of the Canvey Report. HM Stationery Office. London, 1981.
- [3] Rijnmond Public Authority. A Risk Analysis of 6 Potentially hazardous Industrial Objects in the Rijnmond Area-A Pilot Study. D. Reidel, Dordrecht, 1982.
- [4] Committee for the Prevention of Disasters. Guidelines for Quantitative Risk Analysis (the "Purple Book"). The Hague, SDU, 1999.
- [5] Center for Chemical Process Safety. Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, 2 nd ed. AIChE. New York, 2000.
- [6] A. Ronza. PhD thesis. UPC. Barcelona, 2007.
- [7] M. Considine. The Assessment of Individual and Societal Risks. SRD Report R-310, Safety and Reliability Directorate, UK Atomic Energy Authority. Arrington, 1984.
- [8] C.M. Pietersen, B. F. P. Van het Veld. J. Loss Prev. Process Ind., 5, 60, 1992.
- [9] D. C. Hendershot. A Simple problem to Explain and Clarify the principles of Risk Calculation. 1997. <http://home.att.net/~d.c.hendershot/papers/pdfs/riskland.pdf> (consulted 19/V/2007).
- [10] J. A. Vilchez. Personal communication.
- [11] A. Ronza, J. A. Vflchez, J. Casal. J. Hazard. Mater., doi:10.1016/j.jhazmat 2005.11.057, 2007.
- [12] TNO. The RISKCURVES Software. Apeldoorn, 2000.

پیوست اول

ثوابت موجود در معادله آنتوان

$$\log_{10} P = A - \frac{B}{T + C}$$

P: فشار بخار اشباع (bar)

T: دما (K)

برگرفته از کتاب اینترنتی مؤسسه ملی استاندارد و تکنولوژی شیمی

<http://webbook.nist.gov/chemistry/> (consulted on 9 May 2007)

Substance	Temperature range, K	A	B	C
Acetaldehyde	293 – 377	3.68639	822.894	-69.899
Acetic acid	290 – 391	4.68206	1642.54	-39.764
Acetone	259 - 507	4.42448	1312.253	-32.445
Acetylene	214 - 308	4.66141	909.079	7.947
Acrolein	208 - 326	4.11586	1167.888	-41.56
Acrylonitrile	222 - 351	4.06661	1255.939	-41.853
Allene	152 - 238	3.79809	755.286	-39.159
Allyl chloride	286 - 317	2.24083	365.121	-154.919
Ammonia	239- 371	4.86886	1113.928	-10.409
Aniline	304 - 457	4.34541	1661.858	-74.048
Benzene	288 - 354.	4.01814	1203.835	-53.226
1,3 Butadiene	198 - 272	3.99798	941.662	-32.753
Butanal	304 - 347	3.59112	952.851	-82.569
Butane	273 - 425	4.35576	1175.581	-2.071
Butanol	296 - 391	4.54607	1351.555	-93.34
I-Butene	196 - 269	4.24696	1099.207	-8.256
n-Butyl acetate	333 - 399	4.26803	1440.231	-61.362
Butyl chloride	256 - 352	3.99588	1182.903	-54.885
Carbon disulfide	277 – 353	4.06683	1168.62	-31.616
Cyclohexane	293 - 355	3.96988	1203.526	-50.287
Cyclopropane	183 - 241	4.05015	870.393	-25.063
Diethyl ether	250 - 329	4.02200	1062.64	-44.93
Diethylamine	305 - 334	2.86193	559.071	-132.974
Diisopropyl ether	297 -340	3.96649	1135.034	-54.92
Dimethyl ether	195 -248	4.11475	894.669	-30.604

Substance	Temperature range, K	A	B	C
Dimethylamine	201 -280	4.29371	995.445	-47.869
Ethanol	273 -352	5.37229	1670.409	-40.191
Ethyl acetate	289 -349	4.22809	1245.702	-55.189
Ethyl chloride	217 -286	4.16181	1052.821	-32.078
Ethylene	149 -188	3.87261	584.146	-18.307
Ethylene oxide	273 -305	5.84696	2022.83	62.656
Formaldehyde	164 -251	4.28176	959.43	-29.758
Furan	275 -334	4.10003	1060.801	-45.416
Heptane	299 -372	4.02832	1268.636	-56.199
Hexane	286 -343	4.00266	1171.53	-48.784
Hydrocyanic acid	256 -319	4.67417	1340.791	-11.592
Hydrogen	21 -32	3.54314	99.395	7.726
Isobutane	261 -408	4.3281	1132.108	0.918
Isopentane	289 -302	3.91457	1020.012	-40.053
Isopropyl alcohol	330 -362	4.861	1357.427	-75.814
Isopropyl amine	277 -334	4.01507	985.65	-59.079
Methane	110 -190	4.22061	516.689	11.223
Methyl methacrylate	312 -362	5.37785	1945.56	-7.569
Methyl acetate	275 -329	4.20364	1164.426	-52.69
Methyl acrylate	229 -353	4.32327	1338.663	-43.516
Methyl alcohol	288 -357	5.20409	1581.341	-33.5
Methyl chloride	303 -416	4.91858	1427.529	45.137
Methyl ethyl ketone	314 -370	3.9894	1150.207	-63.904
Methyl formate	294 -305	0.25097	6.524	-278.54
Monomethyl amine	190 -267	4.5199	1034.977	-37.574
Octane	217 -297	5.2012	1936.281	-20.143
Pentane	269 -341	3.9892	1070.617	-40.454
Propane	277 -361	4.53678	1149.36	24.906
Propyl amine	296 -351	4.05136	1044.028	-62.314
Propylene	165 -226	3.97488	795.819	-24.884
Propylene oxide	292 -344	3.55046	802.487	-81.348
Tetrahydrothiophene	333 -373	5.00861	1979.981	2.346
Toluene	273 -323	4.14157	1377.578	-50.507
Triethyl amine	323 -368	2.98368	695.814	-128.271
Trimethyl amine	193 -277	4.01613	970.297	-34.06
Vinyl acetate	295 -345	4.34032	1299.069	-46.183
Vinyl chloride	165 -259	3.98598	892.757	-35.051
m-Xylene	273 -333	5.09199	1996.545	-14.772
p-Xylene	286 -452	4.14553	1474.403	-55.377

Substance	Temperature range, K	A	B	C
o-Xylene	273 -323	4.93755	1901.373	-26.268

پیوست دوم

حدود اشتعال پذیری، دمای اشتعال و گرمای احتراق (مقادیر بیشتر) برای مواد مختلف

برگرفته از:

*Sax, N.I., Lewis, R.J. Dangerous Properties of Industrial Materials. Seventh Edition. Van Norstrand Reinhold. New York, 1989.

**Suzuki, T., Koide, K. Correlation between Upper Flammability Limits and Thermochemical Properties of Organic Compounds. Fire and Materials 18 (1994) 393-397.

Substance	LFL*, % vol.	UFL*, % vol.	Flash temp.*, K	ΔH^{**} kJ kg ⁻¹
Acetaldehyde	4	57	235.4	17344
Acetic acid	5.4	16	315.9	15422
Acetone	2.6	12.8	255.4	31360
Acetylene	2.5	82	255.4	49907
Acrolein	2.8	31	< 255.4	-
Acrylonitrile	3.1	17	272.0	33718
Allyl bromide	4.4	7.3	272.0	-
Allyl chloride	2.9	11.2	241.5	-
Aniline	1.3	-	343.1	37027
Benzene	1.4	8	262.0	42266
1,3 Butadiene	2	11.5	197.0	46966
Butanal	2.5	12.5	266.5	34841
Butane	1.9	8.5	213.1	49510
Butanol	1.4	11.2	308.1	36809
l-Butene	1.6	9.3	210.9	48419
n-Butyl acetate	1.3	7.5	265.4	30887
Butyl chloride	1.9	10.1	263.7	-
Carbone monoxide	12.5	74.2	-	-
Cyclohexane	1.3	8.4	256.1	46970
Cyclopropane	2.4	10.4	-	49698
Diethylamine	1.8	10.1	255.1	42033
Diisopropyl ether	1.4	7.9	245.4	39571
Dimethyl ether	3.4	27	232.0	31702
Dimethylamine	2.8	14.4	255.4	39239
Ethanol	3.3	19	286.3	30588
Ethyl acetate	2.2	11	268.7	25804
Ethylene	2.7	36	-	50310
Ethylene oxide	3	100	253.1	29687

Substance	LFL*, % vol.	UFL*, % vol.	Flash temp.*, K	ΔH^{**} kJ kg ⁻¹
Formaldehyde	7	73	358.1	19008
Furan	2.3	14.3	237.6	31006
Gasoline	1.3	7.1	227.6	-
Heptane	1.05	6.7	269.3	47711
Hexane	1.2	7.5	250.1	48671
Hydrocyanic acid	5.6	40	255.4	-
Hydrogen	4.1	74.2	-	-
Isoamyl alcohol	1.2	9	315.9	-
Isobutane	1.9	8.5	-	49363
Isopentane	1.4	7.6	< 222.0	48893
Isopropyl alcohol	2.5	12	284.8	34126
Isopropylamine	2.3	10.4	235.9	40315
Kerosene	0.7	5	338.7 -358.1	-
Methane	5.3	15	50.6	55505
Methyl acetate	3.1	16	263.1	21978
Methyl acrylate	2.8	25	270.4	24377
Methyl alcohol	6	36.5	285.4	23845
Methyl chloride	8.1	17	< 273.1	-
Methyl cyclohexane	1.2	6.7	269.3	46855
Methyl ethyl ketone	1.8	11.5	267.6	34374
Methyl formate	5.9	20	254.1	16703
Methyl methacrylate	2.1	12.5	283.1	-
Monomethyl amine	4.95	20.75	273.1	34936
Octane	1	4.7	286.5	48250
Pentane	1.5	7.8	< 233.1	49017
Propane	2.3	9.5	168.7	50338
Propyl amine	2	10.4	235.9	40535
Propylene	2.4	10.1	165.4	48902
Propylene oxide	2.8	37	235.9	33459
Toluene	1.27	7	277.6	42847
Triethyl amine	1.2	8	266.5	40859
Trimethyl amine	2	11.6	266.5	41330
Vinyl acetate	2.6	13.4	265.4	24566
Vinyl chloride	4	22	265.1	-
m-Xylene	1.1	7	298.1	43276
o-Xylene	1	6	290.1	43292
p-Xylene	1.1	7	298.1	43282

مقادیر حدی در معرض بودن (AEGLs) Acute Exposure Guideline Levels

منبع

<http://www.epa.gov/oppt/aegl/pubs/chemlist.htm> (consulted on 8 May 2007)

توجه: کلیه مقادیر با واحد ppm داده شده‌اند. امکان تبدیل آنها وجود دارد.

* $\geq 10\%$ LEL; ** $\geq 50\%$ LEL

برای مقادیری که با علامت * مشخص شده‌اند، ملاحظات ایمنی مربوط به انفجار باید در نظر گرفته شود.

برای مقادیری که با ** مشخص شده‌اند، ملاحظات ایمنی زیادی در مورد انفجار باید در نظر گرفته شود.

NR: به علت عدم وجود اطلاعات کافی پیشنهاد نمی‌شود.

Substance	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
Acetaldehyde (interim)					
AEGL1	45	45	45	45	45
AEGL2	340	340	270	170	110
AEGL3	1100	1100	840	530	260
Acetone (interim)					
AEGL1	200	200	200	200	200
AEGL2	9300*	4900	3200	1400	950
AEGL3	**	8600*	5700*	2500	1700
Acetone cyanohydrin (interim)					
AEGL1	2.5	2.5	2.0	1.3	1.0
AEGL2	17	10	7.1	3.5	2.5
AEGL3	27	21	15	8.6	6.6
Acetonitrile (interim)					
AEGL1	13	13	13	13	13
AEGL2	490	490	320	130	86
AEGL3	1000	1000	670	280	180
Acrolein (interim)					
AEGL1	0.030	0.030	0.030	0.030	0.030
AEGL2	0.44	0.18	0.10	0.10	0.10
AEGL3	6.2	2.5	1.4	0.48	0.27
Acrylic acid (interim)					
AEGL1	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5
AEGL2	68	68	46	21	14
AEGL3	480	480	180	85	58
Acrylonitrile (proposed)					
AEGL1	4.6	4.6	4.6	4.6	4.6

Substance	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
AEGL2	290	110	57	16	8.6
AEGL3	480	180	100	35	19
Allyl alcohol (interim)					
AEGL1	2.1	2.1	2.1	2.1	2.1
AEGL2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2
AEGL3	36	25	20	10	10
Allyl Amine (interim)					
AEGL1	0.42	0.42	0.42	0.42	0.42
AEGL2	0.33	0.33	0.33	1.8	1.2
AEGL3	150	40	18	3.5	2.3
Ammonia (interim)					
AEGL1	30	30	30	30	30
AEGL2	220	220	160	110	110
AEGL3	2700	2600	1100	550	390
Aniline (final)					
AEGL1	48	16	8.0	2.0	1.0
AEGL2	72	24	12	3.0	1.5
AEGL3	120	40	20	5.0	2.5
Arsine (final)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	0.30	0.21	0.17	0.040	0.020
AEGL3	0.91	0.63	0.50	0.13	0.060
Benzene (interim)					
AEGL 1	130	73	52	18	9.0
AEGL2	2000*	1100	800	400	200
AEGL3	**	5600*	4000*	2000*	990
Benzonitrile (interim)					
AEGL 1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	39	27	22	11	5.6
AEGL3	100	71	56	23	11
Bromine trifluoride (interim)					
AEGL1	0.120.12	0.12	0.12	0.12	0.12
AEGL2	8.1	3.5	2.0	0.70	0.41
AEGL3	84	36	21	7.3	7.3
n-Butyl acrylate (interim)					
AEGL1	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3
AEGL2	160	160	130	81	53
AEGL3	820	820	480	170	97
Chlorine (final)					
AEGL1	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
AEGL2	2.8	2.8	2.0	1.0	0.71
AEGL3	50	28	20	10	7.1
Chlorine dioxide(final)					
AEGL1	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
AEGL2	1.4	1.4	1.1	0.69	0.45
AEGL3	3.0	3.0	2.4	1.5	0.98
Chloroform (interim)					

Substance	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	120	80	64	40	29
AEGL3	4000	4000	3200	2000	1600
Dimethylamine (proposed)					
AEGL1	10	10	10	10	10
AEGL2	130	85	66	40	32
AEGL3	480	320	250	150	120
Dimethyl sulfate (interim)					
AEGL1	0.035	0.035	0.024	0.012	0.0087
AEGL2	0.17	0.17	0.12	0.061	0.043
AEGL3	4.0	2.3	1.6	0.82	0.58
Epichlorohydrin (interim)					
AEGL1	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7
AEGL2	53	53	24	14	10
AEGL3	570	160	72	43	30
Ethyl acrylate (interim)					
AEGL1	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3
AEGL2	66	45	36	19	9.4
AEGL3	950	410	240	71	41
Ethylene diamine (final)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	12	12	9.7	6.1	4.8
AEGL3	25	25	20	13	10
Ethylene oxide (interim)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	80	80	45	14	7.9
AEGL3	360	360	200	63	35
Formaldehyde (interim)					
AEGL1	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90
AEGL2	14	14	14	14	14
AEGL3	100	70	56	35	35
Hydrazine (interim)					
AEGL1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
AEGL2	23	16	13	3.1	1.6
AEGL3	64	45	35	8.9	4.4
Hydrogen bromide (interim)					
AEGL1	1	1	1	1	1
AEGL2	100	43	22	11	11
AEGL3	740	250	120	31	31
Hydrogen chloride (final)					
AEGL1	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8
AEGL2	100	43	22	11	11
AEGL3	620	210	100	26	26
Hydrogen cyanide (final)					
AEGL1	2.5	2.5	2.0	1.3	1.0
AEGL2	17	10	7.1	3.5	2.5
AEGL3	27	21	15	8.6	6.6

Substance	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
Hydrogen fluoride (final)					
AEGL1	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
AEGL2	95	34	24	12	12
AEGL3	170	62	44	22	22
Hydrogen selenide (interim)					
AEGL 1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	1.8	1.0	0.73	0.37	0.26
AEGL3	5.4	3.1	2.2	1.1	0.78
Hydrogen sulphide (interim)					
AEGL1	0.75	0.60	0.51	0.36	0.33
AEGL2	41	32	27	20	17
AEGL3	76	59	50	37	31
Isobutyronitrile (interim)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	33	23	18	11	7.5
AEGL3	120	85	68	17	8.5
Malononitrile (interim)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	7.5	7.5	4.9	2.0	1.3
AEGL3	15	15	10	4.3	2.8
Methacrylic acid (interim)					
AEGL1	6.7	6.7	6.7	6.7	6.7
AEGL2	76	76	61	38	25
AEGL3	280	280	220	140	71
Methacrylonitrile (interim)					
AEGL1	2.0	2.0	1.0	1.0	1.0
AEGL2	16	16	13	6.5	6.5
AEGL3	32	32	25	13	13
Methanol (interim)					
AEGL1	670	670	530	340	270
AEGL2	11000"	4000*	2100	730	520
AEGL3		14000*	7200*	2400	1600
Methyl hydrazine (final)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	5.3	1.8	0.90	0.23	0.11
AEGL3	16	5.5	2.7	0.68	0.34
Methyl isocyanate (final)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	0.40	0.13	0.067	0.017	0.008
AEGL3	1.2	0.40	0.20	0.05	0.025
Methyl mercaptan (interim)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	59	59	47	30	19
AEGL3	120	86	68	43	22
Methyl methacrylate (interim)					
AEGL1	17	17	17	17	17
AEGL2	150	150	120	76	50

Substance	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
AEGL3	720	720	570	360	180
Nitric acid (interim)					
AEGL1	0.53	0.53	0.53	0.53	0.53
AEGL2	43	30	24	6.0	3.0
AEGL3	170	120	92	23	11
Nitrogen dioxide (interim)					
AEGL1	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
AEGL2	20	15	12	8.2	6.7
AEGL3	34	25	20	14	11
N,N-Dimethylformamide (inter.)					
AEGL 1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	160	110	90	55	38
AEGL3	320	220	180	110	76
Oxygen difluoride (proposed)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	4.3	1.6	0.83	0.24	0.13
AEGL3	13	4.7	2.5	0.71	0.38
Peracetic acid (interim)					
AEGL1	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17
AEGL2	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
AEGL3	19	9.6	4.8	2.6	1.9
Perchloromethyl mercaptan (int.)					
AEGL 1	0.013	0.013	0.013	0.013	0.013
AEGL2	0.53	0.37	0.30	0.077	0.037
AEGL3	1.6	1.1	0.90	0.23	0.11
Phenol (interim)					
AEGL1	19	19	15	9.5	6.3
AEGL2	29	29	23	15	12
AEGL3	NR	NR	NR	NR	NR
Phenyl mercaptan (proposed)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	1.0	0.70	0.53	0.33	0.17
AEGL3	3.0	2.1	1.6	1.0	0.52
Phosgene (final)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	0.60	0.60	0.30	0.080	0.040
AEGL3	3.6	1.5	0.75	0.20	0.090
Phosphine (interim)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	4.0	4.0	2.0	0.50	0.25
AEGL3	7.2	7.2	3.6	0.90	0.45
Phosphorus trichloride (interim)					
AEGL1	0.34	0.34	0.34	0.34	0.34
AEGL2	2.5	2.5	2.0	1.3	0.83
AEGL3	7.0	7.0	5.6	3.5	1.8
Piperidine (interim)					
AEGL1	10	10	6.6	2.6	1.7

Substance	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
AEGL2	50	50	33	13	8.3
AEGL3	370	180	110	45	28
Propionaldehyde (interim)					
AEGL1	45	45	45	45	45
AEGL2	330	330	260	170	110
AEGL3	1100	1100	840	530	260
Propyl chloroformate (proposed)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	6.7	4.7	3.7	0.90	0.47
AEGL3	20	14	11	2.7	1.4
Propyleneimine (interim)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	83	25	12	2.5	1.2
AEGL3	170	50	23	5.1	2.4
Selenium hexafluoride (proposed)					
AEGL1	0.067	0.067	0.053	0.033	0.017
AEGL2	0.11	0.11	0.087	0.057	0.028
AEGL3	0.33	0.33	0.26	0.17	0.083
Styrene (interim)					
AEGL1	20	20	20	20	20
AEGL2	230	160	130	130	130
AEGL3	1900*	1900*	1100"	340	340
Sulfur dioxide (interim)					
AEGL1	0.20	0.20	0.20	0.20	0.20
AEGL2	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
AEGL3	30	30	30	19	9.6
Tetrachloroethylene (interim)					
AEGL1	35	35	35	35	35
AEGL2	230	230	230	120	81
AEGL3	1600	1600	1200	580	410
Tetranitromethane (final)					
AEGL1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	0.66	0.66	0.52	0.33	0.17
AEGL3	2.2	2.2	1.7	1.1	0.55
Titanium tetrachloride (interim)					
AEGL 1	NR	NR	NR	NR	NR
AEGL2	7.6	2.2	1.0	0.21	0.094
AEGL3	38	13	5.7	2.0	0.91
Toluene (interim)					
AEGL1	200	200	200	200	200
AEGL2	3100"	1600*	1200	790	650
AEGL3	**	6100"	4500*	3000*	2500*
2,4-Toluene diisocyanate (final)					
AEGL1	0.020	0.020	0.020	0.010	0.010
AEGL2	0.24	0.17	0.083	0.021	0.021
AEGL3	0.65	0.65	0.51	0.32	0.16
trans-Crotonaldehyde (interim)					

Substance	10 min	30 min	60 min	4 h	8 h
AEGL1	0.19	0.19	0.19	0.19	0.19
AEGL2	27	8.9	4.4	1.1	0.56
AEGL3	44	27	14	2.6	1.5
Trichloroethylene (interim)					
AEGL1	260	180	130	84	77
AEGL2	960	620	450	270	240
AEGL3	6100	6100	3800	1500	970
Trichloromethyl silane (interim)					
AEGL1	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60
AEGL2	37	12	6.2	3.1	3.1
AEGL3	170	56	28	7.0	7.0
Trimethylchlorosilane (interim)					
AEGL1	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8
AEGL2	190	64	32	16	16
AEGL3	790	270	130	33	33
Vinyl chloride (interim)					
AEGL1	450	310	250	140	70
AEGL2	2800	1600	1200	820	820
AEGL3	12000*	6800*	4800*	3400	3400
Xylenes (interim)					
AEGL1	130	130	130	130	130
AEGL2	2500*	1300*	920*	500	400
AEGL3	**	3600*	2500*	1300*	1000"

بیوست چهارم

Immediately Dangerous to Life and Health (IDLH) concentration

برگرفته از مؤسسه ملی ایمنی شغلی:

<http://www.cdc.gov/niosh/idlh/intrid4.html> (consulted on 9 May 2007).

Substance	IDLH, ppm	Substance	IDLH, ppm
Acetaldehyde	2,000	Dimethylsulphate	7
Acetic acid	50	Dioxane	500
Acetone	2,500	Ethanolamine	30
Acrolein	2	Ethyl acetate	2,000
Acrylonitrile	85	Ethyl acrylate	300
Ammonia	300	Ethyl alcohol	3,300
Aniline	100	Ethylamine	600
Benzene	500	Ethyl benzene	800
Bromine	3	Ethyl bromide	2,000
n-Butyl acetate	1,700	Ethyl butyl ketone	1,000
n-Butyl alcohol	1,400	Ethyl chloride	3,800
Carbon dioxide	40,000	Ethylene oxide	800
Carbon disulfide	500	Ethyl ether	1,900
Carbon monoxide	1,200	Fluorine	25
Carbon tetrachloride	200	Formaldehyde	20
Chlorine	10	Formic acid	30
Chloroacetaldehyde	45	Furfural	100
Chlorobenzene	1,000	n-Heptane	750
Chlorobromomethane	2,000	Hexachloroethane	300
Chloroform	500	n-Hexane	1,100
Cresol	250	Hydrazine	50
Cyclohexane	1,300	Hydrogen bromide	30
Cyclohexanol	400	Hydrogen chloride	50
Cyclohexanone	700	Hydrogen cyanide	50
Diethylamine	200	Hydrogen fluoride	30
Diisobutyl ketone	500	Hydrogen peroxide	75
Dimethylamine	500	Hydrogen sulfide	100
Dimethylformamide	500	Iodine	2
Isobutyl acetate	1,300	n-Pentane	1,500
Isobutyl alcohol	1,600	Perchloromethyl mercaptan	10
Isopropyl acetate	1,800	Petroleum distillates (naphta)	1,100
Iropropyl alcohol	2,000	Phenol	250
Isopropylamine	750	Phosgene	2
Isopropyl ether	1,400	Propane	2,100
L. P. G.	2,000	n-Propyl acetate	1,700
Methyl acetate	3,100	n-Propyl alcohol	800
Methyl acetylene	1,700	Propylene oxide	400
Methyl acrylate	250	Pyridine	1,000
Methyl alcohol	6,000	Selenium hexafluoride	2

Substance	IDLH, ppm	Substance	IDLH, ppm
Methylamine	100	Styrene	700
Methyl bromide	250	Sulfur dioxide	100
Methyl chloride	2,000	Sulfur monochloride	5
Methyl chloroform	700	Sulfur pentafluoride	1
Methylcyclohexane	1,200	1,1,2,2-Tetrachloroethane	100
Methyl isocyanate	3	Tetrachloroethylene	150
Methyl mercaptan	150	Tetrahydrofuran	2,000
Methyl metacrylate	1,000	Tetranithomethane	4
Methyl styrene	700	Toluene	500
Monomethyl aniline	100	Toluene 2,4-diisocyanate	2.5
Naphta (coal tar)	1,000	o-Toluidine	50
Naphtalene	250	Tributyl phosphate	30
Nitric acid	25	1,1,2-Trichloroethane	100
Nitric oxide	100	Trichloroethylene	1,000
Nitrobenzene	200	1,2,3-Trichloropropane	100
Nitrogen dioxide	20	Triethylamine	200
Nitromethane	750	Trifluorobromomethane	40,000
Nitrotoluene (o, m, p isomers)	200	Turpentine	800
Octane	1,000	Vinyl toluene	400
Oxigen difluoride	0.5	Xylene (o, p, m isomers)	900
Ozone	5	Xylidine	50

پیوست پنجم

تعیین آسیب حاصل از انفجارها بر انسان با استفاده از نمودارهای مشخصه

آسیب حاصل از انفجار را می‌توان با استفاده از جداول مرتبط کننده افزایش فشار با آسیب به انسان یا استفاده از فرمول ارزش احتمال (فصل ۷) تعیین کرد. معادلات ارزش احتمال، بزرگی حادثه (افزایش فشار و ضربه) را به درصد افراد در معرض قرار گرفته که درجه خاصی از آسیب را تحمل می‌کنند ارتباط می‌دهند و از روش‌های مرسوم برای محاسبه آسیب به انسان می‌باشند.

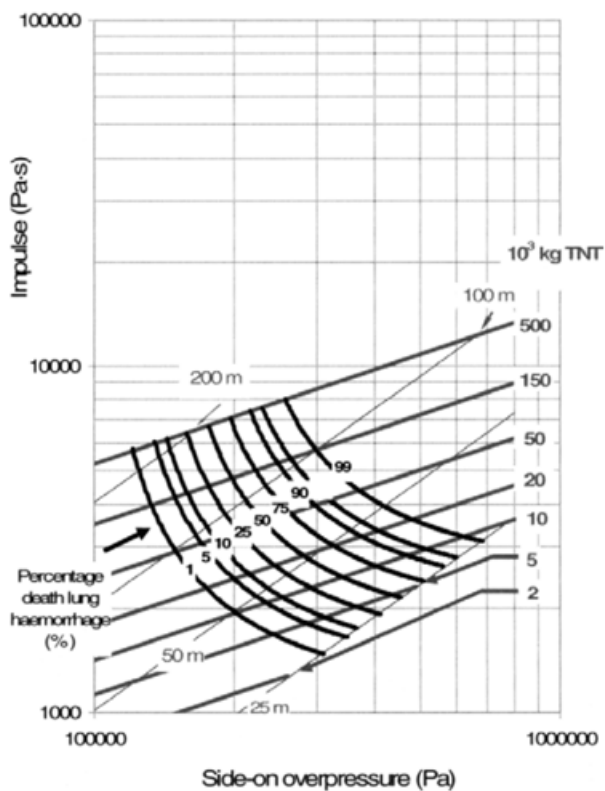
اخیراً نمودارهایی منتشر شده‌اند که معادلات ارزش احتمال و نمودارهای مشخصه افزایش فشار-ضربه-فاصله، اجازه ارزیابی مستقیم آسیب به انسان را می‌دهند. اگر چه استفاده از این نمودارها باعث کاهش دقت می‌شود، اما در عوض آسیب مستقیماً و در یک مرحله محاسبه می‌شود.

آسیب به انسان در اثر انفجار به عنوان تابعی از میزان معادل TNT

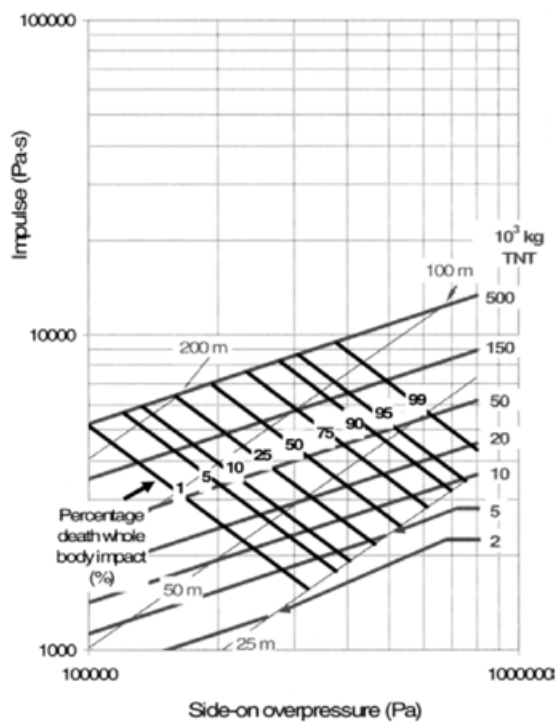
نمودارهای مشخصه (فصل ۴) نمودارهایی هستند که در آنها افزایش فشار و ضربه در هر فاصله‌ای از محل انفجار بر اساس تابعی از مقدار جرم معادل TNT رسم شده‌اند.

این نمودارها به کمک معادلات ارزش احتمال برای پارگی پرده گوش، مرگ در اثر پرتاب و ضربه به سر (شکستن جمجمه)، مرگ در اثر پرتاب و برخورد با بدن و مرگ در اثر خونریزی ریه بوجود آمده‌اند. شکل‌های الف-۵-۱، الف-۵-۲، الف-۵-۱ [۱].

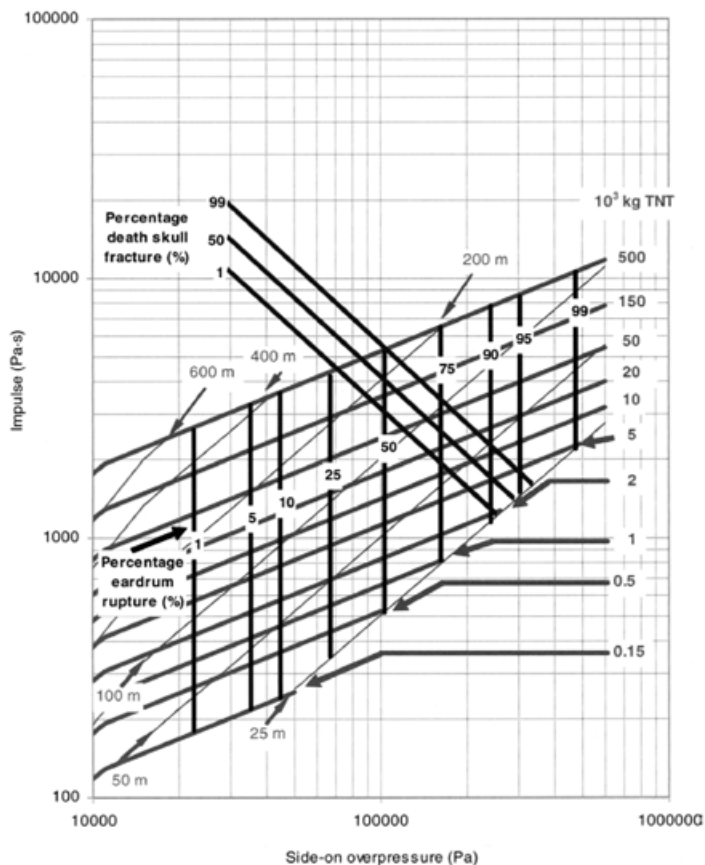
به وسیله این نمودارهای مشخصه، پیامدها بر روی انسان‌ها را می‌توان مستقیماً برآورد کرد، از محاسبات جلوگیری کرد و دید کلی درباره سیر ایجاد انفجارها را به دست آورد. زمانی که نتایج دقیق‌تری نیاز باشد، معادلات اساسی باید استفاده شوند.



شکل الف-۵-۱- درصد افراد کشته شده در اثر خونریزی ریه (خطوط توپر سیاه) به صورت تابعی از فاصله d (خطوط خاکستری نازک) و جرم معادل TNT (خطوط خاکستری کلفت) [۱]



شکل الف-۵-۲- درصد افراد کشته شده در اثر برخورد بدن با یک جسم صلب (خطوط توپر سیاه) به صورت تابعی از فاصله d (خطوط خاکستری نازک) و جرم معادل TNT (خطوط خاکستری کلفت) [۱]

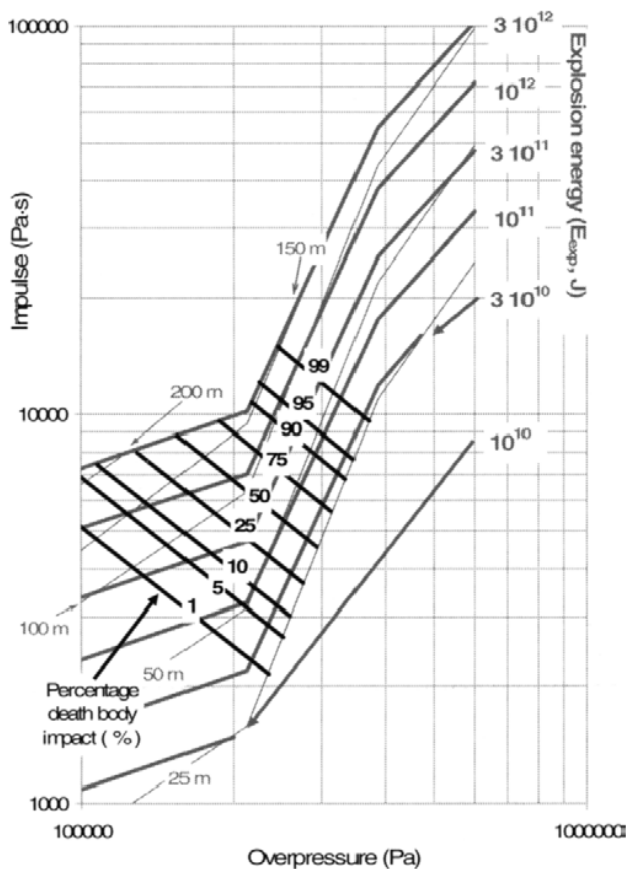


شکل الف-۵-۳- درصد افرادی که پرده گوششان پاره شده (خطوط توپر سیاه) کشته شده در اثر برخورد بدن با یک جسم صلب (نقطه چین) به صورت تابعی از فاصله d (خطوط خاکستری نازک) و جرم معادل TNT (خطوط خاکستری کلفت) [۱]

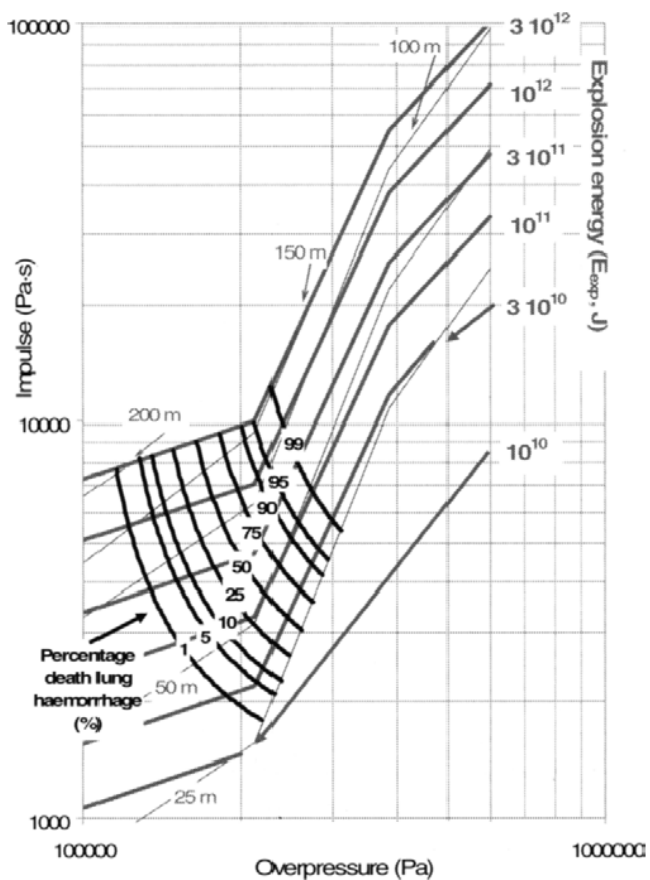
آسیب به انسان در اثر انفجار توده بخار به صورت تابعی از روش انرژی چندگانه

نمودارهای مشخصه افزایش فشار-ضربه-فاصله، برای انفجار توده گاز از مدل انرژی چندگانه با توان ۱۰ که با معادله ارزش احتمال ترکیب شده است تعیین می‌شوند (فصل ۴) که آسیب را به عنوان تابعی از فاصله برای پیامدهای زیر محاسبه می‌کند [۲]:

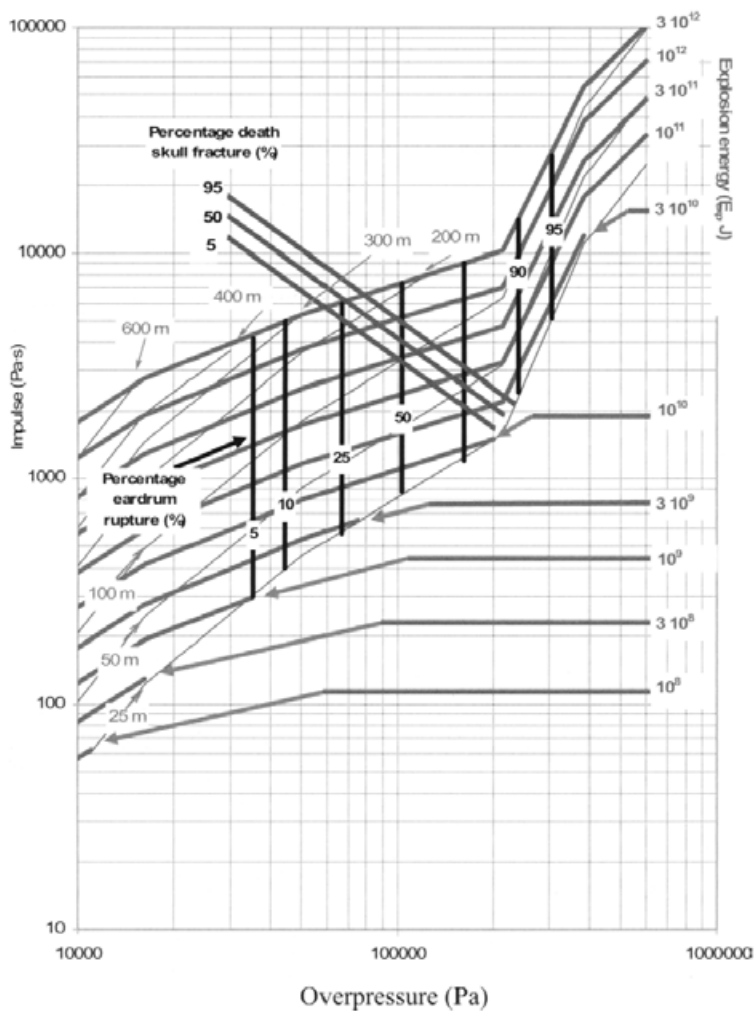
- پارگی پرده گوش
- مرگ در اثر ضربه به سر
- مرگ در اثر برخورد کل بدن
- مرگ در اثر خونریزی ریه (شکل‌های الف-۵-۶، الف-۵-۵، الف-۵-۴)



شکل الف-۵-۴- درصد افرادی که در اثر برخورد کل بدن گشته شده‌اند (خطوط سیاه) به صورت تابعی از فاصله d (خطوط خاکستری نازک) و انرژی انفجار (خطوط خاکستری کلفت) برای انفجار توده گاز با استفاده از مدل انرژی چندگانه با توان ۱۰ [۲]



شکل الف-۵-۵- درصد افرادی که در اثر خونریزی ریه کشته شده‌اند (خطوط سیاه) به صورت تابعی از فاصله d (خطوط خاکستری نازک) و انرژی انفجار (خطوط خاکستری کلفت) برای انفجار توده گاز با استفاده از مدل انرژی چندگانه با توان ۱۰ [۲]



شکل الف-۵-۵- درصد افرادی که پرده گوششان پاره شده (خطوط سیاه) به صورت تابعی از فاصله d (خطوط خاکستری نازک) و انرژی انفجار (خطوط خاکستری کلفت) برای انفجار توده گاز با استفاده از مدل انرژی چندگانه با توان ۱۰ [۲]