

# **Riskanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil**

- **Med fokus på explosioner och bemannade temporära byggnader vid revision**

***Lars Olsson & Johan Sedig***

---

**Department of Fire Safety Engineering and Systems Safety  
Lund University, Sweden**

**Brandteknik och Riskhantering  
Lunds tekniska högskola  
Lunds universitet**

**Report 5277, Lund 2008**



# **Riskanalyismetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil**

- Med fokus på explosioner och bemannade temporära byggnader vid revision

**Lars Olsson & Johan Sedig**

**Lund 2008**

**Titel**

Riskanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
- Med fokus på explosioner och bemannade temporära byggnader vid revision

**Title**

Risk analysis method applied on the refinery in Lysekil  
- With focus on explosions and occupied temporary buildings

**Författare/Authors**

Lars Olsson & Johan Sedig

**Report 5277**

**ISSN: 1402-3504**

**ISRN: LUTVDG/TVBB--5277--SE**

Number of pages: 168

**Keywords**

Risk analysis method, Vapour Cloud Explosion, VCE, outage, temporary buildings, refinery, EFFECTS, Riskcurves

**Sökord**

Riskanalysmetod, gasmolnsexplosion, Vapour Cloud Explosion, VCE, revision, temporära byggnader, raffinaderi, EFFECTS, Riskcurves

**Abstract**

In Texas, 2005, a vapour cloud explosion occurred during a refinery outage and start of a process unit. Fifteen people died and 180 persons were injured. The majority of the killed were in temporary buildings. The accident has brought attention to the increased risks during starts and stops related to outages. In this thesis a risk analysis method is proposed and applied on the refinery in Lysekil. The method is a basis for the design and placing of temporary buildings used in connection with outages.

© Copyright: Brandteknik och Riskhantering, Lunds tekniska högskola, Lunds universitet, Lund 2008.

---

Brandteknik och Riskhantering  
Lunds tekniska högskola  
Lunds universitet  
Box 118  
221 00 Lund

brand@brand.lth.se  
<http://www.brand.lth.se>

Telefon: 046 - 222 73 60  
Telefax: 046 - 222 46 12

Department of Fire Safety Engineering  
and Systems Safety  
Lund University  
P.O. Box 118  
SE-221 00 Lund  
Sweden

brand@brand.lth.se  
<http://www.brand.lth.se/english>

Telephone: +46 46 222 73 60  
Fax: +46 46 222 46 12

## FÖRORD

Denna rapport utgör examensarbete vid civilingenjörsutbildningen i riskhantering vid avdelningen för Brandteknik och Riskhantering, Lunds Tekniska Högskola. Examensarbetet motsvarar en termins heltidsstudier, det vill säga 30 högskolepoäng per person. Studien har genomförts i samarbete med Preem AB. Den hade inte kunnat genomföras utan engagemang och stöd från omgivningen. Vi vill i detta sammanhang tacka Bo Karlsson, Mats Lindgren och Magdalena Hellgren som varit våra handledare på Preem AB samt vår handledare vid Lunds Tekniska Högskola, Anders Jacobsson. Tack även till övrig personal inom Preem som hjälpt till med underlag till studien. Avslutningsvis vill vi även tacka det holländska forskningsföretaget TNO för lånet av beräkningsverktyget *Riskcurves* och Anders Björklund för konstruktiva kommentarer på vårt arbete.

Lars Olsson & Johan Sedig

Lund 2008



## **SAMMANFATTNING**

En riskanalysmetod har tagits fram för analys av explosionsrisker för personal i temporära byggnader i samband med revision. Analysmetoden har tillämpats på raffinaderiet i Lysekil, Preemraff. Även om de temporära byggnaderna endast är på plats omkring tio veckor i samband med revision så baseras analysstiden på ett år. Resultatet utgörs av riskkonturer som redovisar frekvensen för att ett specificerat övertryck överskrider på grund av en explosion. En rekommendation ges avseende gränsvärde för tolerabel risk. Slutsatsen av analysen är att temporära byggnader som placeras i eller nära processområdet borde vara konstruerade för att klara belastningar från explosioner. Antalet människor i processområdets närhet bör minimeras i samband med nedsläckning och start. Konventionella temporära byggnader med lägre hållfasthet bör avståndsepareras från processområdet. Det råder stor osäkerhet vilket tryck en temporär byggnad klarar, skillnaden mellan olika källor är anmärkningsvärd. Preem borde klarställa vilka temporära byggnader som används vid revision och deras hållfasthet. Analysens förutsättningar, avgränsningar och resultat utgör underlag för riskhanteringen i samband med revision. Det gäller dimensionering och placering av temporära byggnader såväl som detektering, larm och evakueringsrutiner.





## **SUMMARY**

A risk analysis method has been developed for the analysis of explosion risks to personell in temporary buildings in connection with outage. The method has been applied on the refinery in Lysekil, Preemraff. Although the temporary buildings are at the site for about ten weeks, in connection with outage, the analysis is based on the timeframe one year. The result is risk contours which show the frequency of a specified overpressure exceeded due to an explosion. A recommendation is given regarding limit of tolerable risk. The conclusion of the analysis is that temporary buildings which are placed in or close to the process area should be designed to cope with loads from explosions. The number of people in the vicinity of the process area should be minimized during start and stop. Regular temporary buildings with lower strength should be separated by distance from the process area. There is a large uncertainty concerning what pressure a temporary building cope, the difference between different sources is remarkable. Preem should clarify which temporary buildings are in use and their strength. Analysis conditions, boundaries and the results form a basis for the risk management in connection with outage. It concerns the design and placing of temporary buildings as well as detection, alarm and evacuation routines.



## INNEHÅLL

<b>1</b>	<b>Inledning .....</b>	<b>13</b>
1.1	<i>Syfte och mål .....</i>	14
1.2	<i>Omfattning och avgränsningar.....</i>	14
1.3	<i>Risikanalysens användningsområde.....</i>	14
<b>2</b>	<b>Probabilistiska riskanalysmetoder.....</b>	<b>14</b>
<b>3</b>	<b>Metod och angreppssätt.....</b>	<b>16</b>
<b>4</b>	<b>Raffinaderiprocessen .....</b>	<b>17</b>
<b>5</b>	<b>Raffinaderiet i Lysekil .....</b>	<b>18</b>
5.1	<i>Processen .....</i>	20
5.2	<i>Drift och underhåll.....</i>	22
5.3	<i>Detektering, larm och rutiner vid larm.....</i>	22
5.4	<i>Räddningstjänst .....</i>	23
5.5	<i>Byggnader.....</i>	23
<b>6</b>	<b>Explosionsfenomen .....</b>	<b>25</b>
6.1	<i>Gasmolnsexplosioner .....</i>	26
6.2	<i>Tryckvågor från explosioner .....</i>	27
6.3	<i>Tryckvågors belastning på byggnader.....</i>	28
<b>7</b>	<b>Identifiering av riskkällor.....</b>	<b>31</b>
<b>8</b>	<b>Analys av inledande händelser .....</b>	<b>34</b>
8.1	<i>Identifiering och kategorisering.....</i>	34
8.2	<i>Kvantifiering .....</i>	35
<b>9</b>	<b>Sekvensanalys .....</b>	<b>41</b>
<b>10</b>	<b>Konsekvensanalys.....</b>	<b>42</b>
10.1	<i>Multi-Energy metoden .....</i>	42
10.2	<i>TNT – ekvivalensmetoden.....</i>	46
10.3	<i>Modellering.....</i>	47
<b>11</b>	<b>Tolerabel risk.....</b>	<b>50</b>
<b>12</b>	<b>Resultat .....</b>	<b>53</b>
<b>13</b>	<b>Osäkerheter .....</b>	<b>55</b>
13.1	<i>Osäkerheter i frekvensanalysen.....</i>	56
13.2	<i>Osäkerheter i konsekvensanalysen .....</i>	56

<b>14</b>	<b>Diskussion och slutsatser .....</b>	<b>57</b>
14.1	<i>Analysmetoden .....</i>	57
14.2	<i>Analysen .....</i>	58
<b>15</b>	<b>Referenser .....</b>	<b>60</b>

## **BILAGOR**

<b>1</b>	<b>Anläggningsbeskrivningar.....</b>	<b>2</b>
<b>2</b>	<b>Flödesscheman .....</b>	<b>7</b>
<b>3</b>	<b>Identifiering av riskkällor.....</b>	<b>21</b>
<b>4</b>	<b>Sammanställning av riskkällor .....</b>	<b>31</b>
<b>5</b>	<b>Beräkning av brottsfrekvenser med "Purple book" .....</b>	<b>36</b>
<b>6</b>	<b>Väderstatistik från Måseskär 1996-2005.....</b>	<b>41</b>
<b>7</b>	<b>Beskrivning av parametrar i EFFECTS 7.4 .....</b>	<b>42</b>
<b>8</b>	<b>Rapportfil från simuleringar i EFFECTS 7.4 .....</b>	<b>45</b>
<b>9</b>	<b>Indata till Riskcurves .....</b>	<b>79</b>
<b>10</b>	<b>Genomgång av olyckor dokumenterade i MARS.....</b>	<b>81</b>
<b>11</b>	<b>Analys av tidsperioden med temporära byggnader på plats .....</b>	<b>94</b>

## 1 INLEDNING

I Sverige finns tre raffinaderier som framställer drivmedel och eldningsolja. Preem och Shell äger varsitt raffinaderi i Göteborg och därutöver har Preem en anläggning i Lysekil (Energimyndigheten, 2000). Ett raffinaderi är en komplex anläggning där råolja processas för att få fram bensin och andra petroleumprodukter. I ett raffinaderi finns därmed gott om brand- och explosionsfarliga material samt toxikologiska material. För att få en tillfredsställande säkerhet och tillförlitlig drift sker underhåll av anläggningen regelbundet. En del av underhållet kan genomföras under drift men flertalet åtgärder kräver att anläggningen släcks ned. Av den anledningen genomförs regelbundet revisionstopp som innebär att hela eller delar av anläggningen stängs av för underhåll. Vid dessa underhållsperioder finns mycket personal närvarande, tusentals personer vid en stor revision. I samband med revisionen placeras temporära byggnader på anläggningsområdet vilka bland annat utgör kontor och möteslokaler. Dessa byggnader används även en tid före respektive efter revisionsperioden för förberedelser respektive avslutande åtgärder. Vidare finns personal till hands om oplanerade ingrepp krävs i samband med uppstart. Av praktiska skäl är det önskvärt att placera de temporära byggnaderna så nära processen som möjligt. En praktisk placering kan dock vara negativt ur säkerhetssynpunkt.

År 2005 inträffade en explosion vid ett raffinaderi i Texas i samband med revision och start av en processenhet. Femton personer omkom och 180 personer skadades (CSB, 2007). De omkomna befann sig i eller vid temporära byggnader som var placerad i närheten av den enhet som startades. Olyckan var en brutal påminnelse om de konsekvenser som kan uppkomma när en oönskad händelse sker när många människor är i närheten. De praktiska fördelarna med närhet till anläggningen kan strida mot sunda säkerhetsprinciper. Olyckan och den efterföljande haveriutredningen visade att alla raffinaderier inte tillräckligt uppmärksammat risker vid start och stopp av processen i samband med revision. Haveriutredningen utförd av *U.S. Chemical Safety and hazard investigation Board* (CSB) resulterade bland annat i en riktad rekommendation till *American Petroleum Institute* (API) att ta fram riktlinjer för placering av temporära byggnader (CSB, 2007). Sådana riktlinjer togs fram av branschorganet API vilka sedan gavs ut i form av en så kallad "Recommended Practise", *Management of Hazards Associated with Location of Process Plant Portable Buildings* (API, 2007). Kontentan av guiden, tillämpad på raffinaderiet i Lysekil, innebär att mer detaljerade analyser krävs för att, om möjligt, kunna motivera den brukliga placeringen av temporära byggnader.

Olyckan i Texas, den nya standarden, framtida revisioner och investeringsprojekt har aktualiserat problematiken med placering av temporära byggnader. Preem önskar undersöka risken för människor som befinner sig i byggnader inom anläggningsområdet vid raffinaderiet i Lysekil.

## **1.1 Syfte och mål**

Syftet med studien är att

- ge information som ska användas för att placera och dimensionera temporära byggnader i samband med revisioner.
- utifrån analysens syfte och mål ta fram en riskanalysmetod och tillämpa på raffinaderiet i Lysekil.
- analysera risken för explosioner som kan påverka personal i byggnader inom området.
- bidra till ökad säkerhet.

Målet med studien är en rapport som redovisar en riskanalysmetod och dess tillämpning på raffinaderiet i Lysekil. Analysens mål är riskkonturer som visar frekvensen för att specificerat övertryck överskrids på grund av explosioner.

## **1.2 Omfattning och avgränsningar**

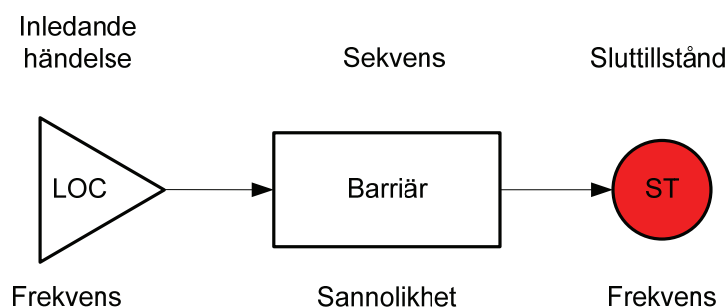
Analysen omfattar ett driftår såväl som start och stopp av anläggningen under den begränsade tid som temporära byggnader finns på plats i samband med en stor revision. Analyserad konsekvens är övertryck på grund av explosion. Risker på grund av toxicitet och brand omfattas inte. Analysens fokus är temporära byggnader. Någon revision har inte kunnat upplevas och studeras på plats eftersom inget revisionsstopp skett under studiens genomförande.

## **1.3 Riskanalysens användningsområde**

Riskanalysen utgör underlag för att värdera vilka områden det är lämpligt att placera temporära byggnader och vilket övertryck de bör vara dimensionerade för. Analysen ger även information om frekvensen för att permanenta byggnader utsätts för ett visst övertryck.

## **2 PROBABILISTISKA RISKANALYSMETODER**

Den första moderna probabilistiska riskanalysen anses vara den amerikanska analysen av ett kärnkraftverk, WASH 1400 (NRC, 1975). Det är en mycket omfattande analys vars dokumentation uppgår till sju pärmar. Metoden som används i WASH 1400 har influerats av NASA, National Aeronautics and Space Administration, som började använda probabilistiska riskkriterier i slutet av 1960-talet (Bedford and Cooke, 2001). Den probabilistiska riskanalysmetod som utvecklats inom kärnkraften har sedan anpassats och börjat användas inom offshore (Vinnem, 2007) och processindustrin (AIChE/CCPS, 2000). Respektive branch har sin benämning för sin probabilistiska riskanalysmetod. Inom kärnkraftsbranschen är benämningen PSA, Probabilistic Safety Assessment, eller PRA, Probabilistic Risk Assessment, och inom offshore liksom processindustrin är uttrycket QRA, Quantitative Risk Analysis, dominerande. Egentligen är det olika uttryck för en metod som i grunden är likadan, se figur 1.



**Figur 1** Grundprincipen för en probabilistisk riskanalys

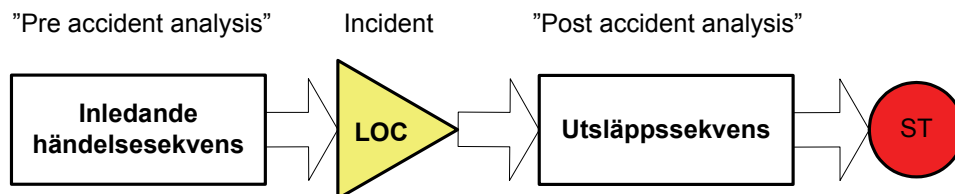
Principen är att analysera frekvensen för ett definierat sluttillstånd, konsekvens, utifrån inledande händelsers frekvens och barriärens otillgänglighet. Olika scenarion modelleras med händelsetråd som en sekvens av händelser. Barriärer är här ett uttryck i vid bemärkelse. Det kan vara en barriär som innesluter farligt material, tekniska konsekvenslindrande system eller omständigheter som avstånd och meteorologiska förhållanden. En probabilistisk riskanalys kontrollerar styrkan på dessa barriärer. Sluttillståndet som analyseras är beroende av syfte och mål med analysen. Inom processindustrin utgörs sluttillståndet ofta av dödsfall medan kärnkraftsindustrin analyserar frekvensen för härdskada. Även andra sluttillstånd förekommer, exempelvis används övertryck vid dimensionering av nya byggnader (HSE, 2007a).

Inom processindustrin finns flera guider för QRA. De mest kända är den amerikanska *Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis* (AIChE/CCPS, 2000) och den så kallade "Purple book" som tagits fram av de holländska myndigheterna tillsammans med industrin (VROM, 2005a). Den amerikanska guiden är övergripande och har en helhetssyn på riskanalysprocessen och dess koppling till säkerhet. "Purple book" ger inte samma utrymme för egna tolkningar utan analysen detaljstyrs. En grundläggande förutsättning för "Purple book" är att den behandlar risker för "tredje man", det vill säga risker för allmänheten. Båda guiderna är omfattande och utgör ett stöd vid genomförande av riskanalyser.

Specifika guider som behandlar byggnader och som bör nämnas är *Guidelines for Process Plant Buildings for External Explosions and Fires* (AIChE/CCPS, 1996) och *Guidance for the Location and Design of Occupied Buildings on Chemical Manufacturing Sites* (CIA, 1998). Det finns även information att hämta från myndigheter. *Location and design of occupied buildings at major accident hazard establishments* (HSE, 2007a) utgiven av brittiska myndigheten *Health and Safety Executive* är ett i sammanhanget relevant exempel. Det har inte identifierats någon guide för probabilistisk riskanalys som behandlar alla frågeställningar som är relevanta för placering av temporära byggnader i samband med revision. Någon riskanalys har inte heller identifierats. Utifrån identifierade kunskapskällor tas en metod fram som uppfyller analysens användningsområde vid raffinaderiet i Lysekil.

### 3 METOD OCH ANGREPPSSÄTT

Analysens syfte, mål, tillämpning, omfattning och avgränsningar utgör grunden för vald metod. Likaså styrs detaljeringsgraden av studiens syfte, mål och övergripande förutsättningar. *Center for Chemical Process Safety* delar in riskanalyser i ”pre accident-” och ”post accident analysis” (AIChE/CCPS 2000). Med det avses om analysens fokus är händelseförloppet före utsläpp av farligt material eller efter, se figur 2.



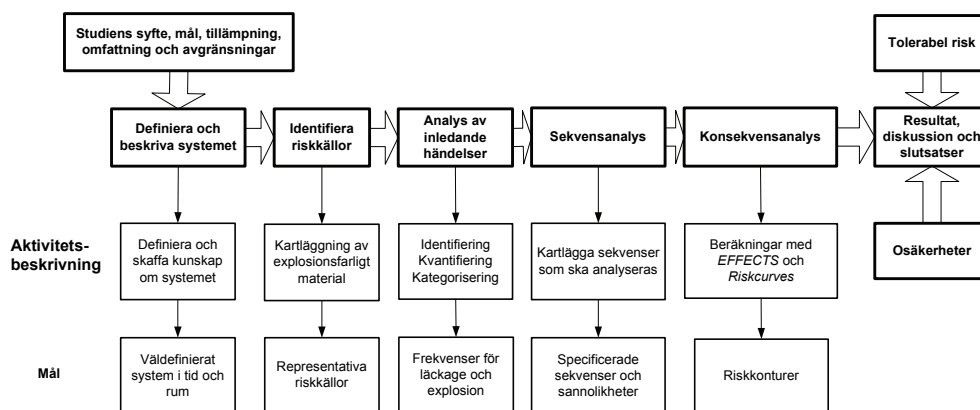
**Figur 2** Indelning av ett scenario i inledande händelsesekvens, LOC Loss Of Containment, utsläppssekvens och SlutTillstånd (ST).

I figuren har den sekvens av händelser som leder till incidenten benämnts med inledande händelsesekvens och den sekvens som följer efter incidenten utsläppssekvens. ”Loss Of Containment”, LOC, är den engelska benämningen på bruten inneslutningsbarriär. Uppdelningen är ett sätt att strukturera och förenkla analysen. Egentligen kan man betrakta alla händelseförlopp som en sekvens av händelser eller omständigheter. Sluttilståndet är en beteckning på den analyserade konsekvensen.

Studien är en ”post accident analysis”. Det innebär att analysens fokus är att analysera och kontrollera styrkan på de barriärer och omständigheter som lindrar konsekvenserna efter att inneslutningsbarriären brustit och utsläpp skett. Det är också ett underlag för att skapa de barriärer som önskas i form av avstånd till temporära byggnader och deras tålighet mot explosioner. Det övergripande angreppssättet är att analysera ett års drift. Det faktum att de temporära byggnaderna endast är på plats omkring tio veckor under ett revisionsår kompenseras genom lämpligt val av gränsvärde för tolerabel risk. Ur riskhanteringsperspektiv är det ett lämpligt angreppssätt eftersom årsdata bedöms vara tillförlitligare och analysen blir enklare att förstå, tolka och kommunicera.

Den övergripande arbetsgången kan delas in i aktiviteter, enligt figur 3.





Figur 3 Aktiviteter i analysen med aktivitetsbeskrivningar och mål.

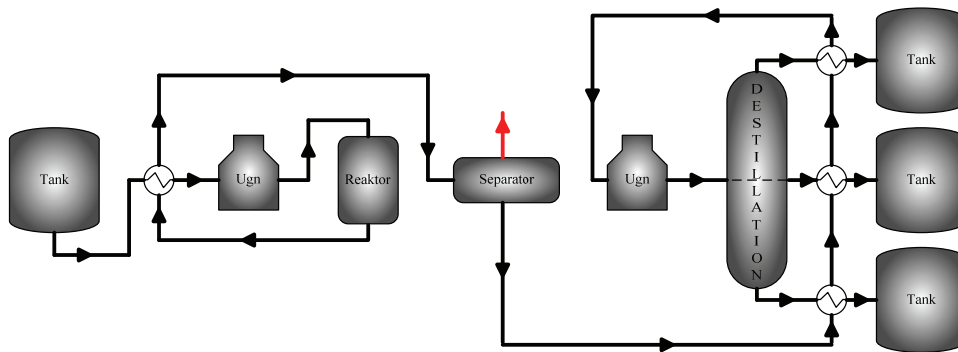
Studiens syfte, mål, tillämpning, omfattning och avgränsningar utgör grundförutsättningar för studiens alla aktiviteter. Utifrån de övergripande förutsättningarna definieras och beskrivs systemet som ska analyseras och riskkällor identifieras. I analysen av inledande händelser kvantifieras frekvenser för representativa läckage och explosioner. I sekvensanalysen kartläggs de sekvenser som ska analyseras. Konsekvensanalysen genomförs med hjälp av beräkningsprogrammet *EFFECTS* och *Riskcurves*. I *EFFECTS* beräknas läckageflödet av farligt material från de representativa riskkällorna och resultatet utgör indata till spridnings- och explosionsberäkningarna i *Riskcurves*. Resultatet från *Riskcurves* är riskkonturer som visar frekvensen för att ett specificerat övertryck överskrids. Med beaktande av osäkerheter och tolerabel risk diskuteras, tolkas och värderas resultatet samt slutsatser dras. Varje aktivitet kräver sin metod och angreppssätt. Detaljerad beskrivning av aktiviteterna görs i anslutning till redovisningen av respektive aktivitet.

#### 4 RAFFINADERIPROCESSEN

Petroleum är samlingsnamn på kolväten bildat av organiskt material som legat lång tid under högt tryck och hög temperatur. Petroleum är en blandning av tusentals olika kemiska föreningar. Det föreningarna har gemensamt är att de till största delen är uppbyggda av atomerna väte och kol. En viktig egenskap hos olika kolväten är att varje förening har sin unika kokpunkt. Kokpunkten för den specifika föreningen beror på sammansättning, struktur, bindningstyper och kolkedjans längd. Ett raffinaderi består i sin enklaste form av en destillationsenhet, ett destillationstorn. I tornet stiger den förgasade råoljan upp, kondenseras av i olika fraktioner beroende på rådande temperatur. Ju längre upp i tornet gaserna stiger desto lättare fraktioner.

En raffinaderianläggning består förutom råoljedestillationsenheten av konverteringsprocesser vars antal beror på raffinaderiets komplexitet. De viktigaste konverteringsprocesserna är sönderslagning (krackning), uppbyggnad (polymerisation, alkylering) samt omvandling (isomerisering, reformering) av olika kolväten. Processerna används för att öka utbytet av

lättare kolväten eftersom det råder högre efterfrågan på dessa. En typisk processenhet beskrivs i figur 4.



**Figur 4** Flödesschema för en typisk processenhet.

Ett flöde börjar med att en fraktion matas från tank eller annan processenhet. Flödet förvärms i värmeväxlare med utgående flöde från reaktorn för att sedan värmas i ugn innan det når reaktorn. Reaktorn är den del i processflödet där själva konverteringen och avsvavling sker. Avsvavlingen görs med hjälp av katalysatormassa och vätgas varvid svavelväte,  $H_2S$ , och mättade kolväten bildas. Efterföljande konverteringsprocess kan ske i samma reaktor eller i en eller flera separata reaktorer beroende på vilken process det är. Vätskan separeras från gasen och värmeväxlas med utgående destillationsprodukter innan den förvärms i en ugn. Den gas som separeras består av lättare fraktioner och svavelväte. Det varma vätskeflödet fraktioneras i ett destillationstorn och matas vidare till tank eller annan processenhet. (Leffler, 2000)

## 5 RAFFINADERIET I LYSEKIL

Raffinaderiet har sin geografiska placering vid Brofjorden 15 km norr om Lysekil. Anläggningen är belägen i undulerad stenig terräng och omfattar en area på  $1,6 \text{ km}^2$ . I figur 5 ses raffinaderiet från ett fågelperspektiv.



**Figur 5** Raffinaderiet i Lysekil

Processområdet, där all vidareförädling sker, är beläget 24 meter över havets yta och täcker ett område motsvarande 350 gånger 400 meter, se figur 6.



**Figur 6** Processområdet vid raffinaderiet i Lysekil

Processområdet är indelat i zoner där anläggningens enheter sträcker sig över en eller flera zoner. Uppifrån ser enheternas placering ut som rader och

dessa går under benämningen fingrar. Ett finger innehåller oftast delar av flera enheter. Processområdet med fingrar och zoner framgår av figur 7.

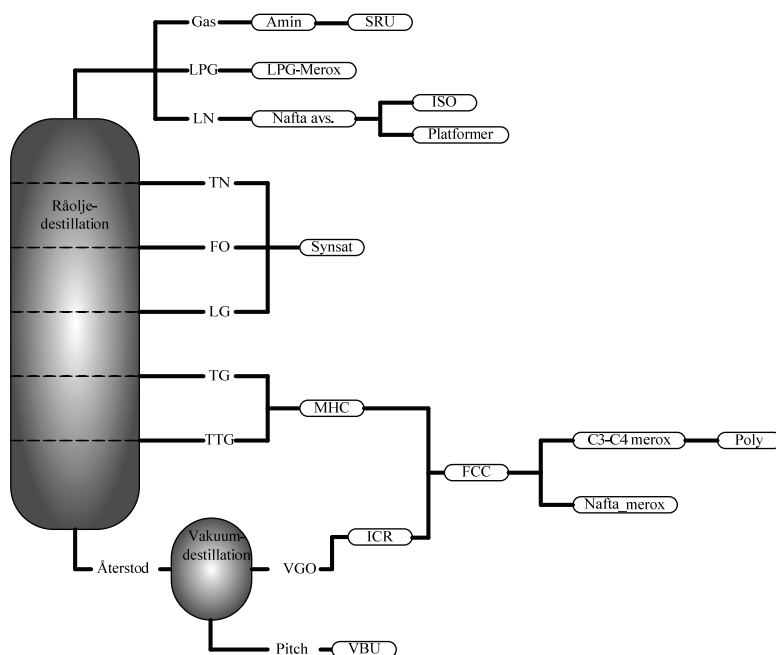


Figur 7 Processområdets indelning i zoner och fingrar.

## 5.1 Processen

Lysekils raffinaderi har kapacitet att förädla 11,4 miljoner ton råolja per år. Råoljan anländer till anläggningen med fartyg som anlägger vid råoljekajen. Hamnen tar årligen emot 400 fartyg där de flesta har ett dödviktstonnage på

omkring 100 000 ton. Råoljan pumpas från fartygen till råoljebergrummen. Anläggningen har fyra råoljebergrum med kapacitet på 200 000 m<sup>3</sup> vardera. Utöver dessa finns tre gamla beredskapslager, belägna en kilometer utanför raffinaderiet, med en kapacitet på 800 000 m<sup>3</sup> vardera. Från bergrummen matas råoljan till raffinaderiets tre råoljedagtankar för att sedan pumpas till anläggningens råoljedestillationstorn. Råoljedestillationsenheten förädlar cirka 33 000 m<sup>3</sup> råolja per dygn (Preem<sub>e</sub>). Destillationstornet och dess koppling till konverteringsenheterna i anläggningen beskrivs i figur 8.



**Figur 8** Principskiss av råoljedestillationstornet och de flöden som matas till anläggningens konverteringsenheter.

Fraktionerna som tas ut från råvarudestillationstornet är Gas (metan, etan), LPG (Liquid Petroleum Gas), Lätt nafta (LN), Tung nafta (TN), Fotogen (FO), Lätt gasolja (LG), Tung gasolja (TG) och Tung tung gasolja (TTG). Från tornets botten tappas den tyngsta gasoljan som kallas återstod. Återstoden destilleras under lågt tryck vidare i vakuumdestillationsenheten för att öka utbytet av gasolja i form av Vakuumgasolja (VGO). Bottenprodukten som erhålls kallas Pitch.

Råoljan innehåller 1-3 % svavel beroende på vilken råolja som förädlas. Myndighetskrav medför att fraktionerna måste renas och det sker med hjälp av vätgas i konverteringsenheternas reaktorer. När svavlet i fraktionerna reagerar med vätgasen bildas gasformigt svavelväte. Svavelvätet renas från svavel med hjälp av amin. Det svavelberikade aminet renas sedan från svavel för att användas på nytt. Det flytande svavlet som erhålls under reningsprocessen går vidare till tank för vidare transport. Efter rening förädlas de olika fraktionerna i olika konverteringsprocesser till olika drivmedel samt oljor. För att öka utbytet av lättare kolväten spjälkas återstoden och de tyngsta gasoljorna genom katalytisk krackning eller

termisk krackning. Beskrivning av de olika delanläggningarna och principiella flödesscheman finns i bilaga 1 och 2.

## **5.2 Drift och underhåll**

Alla processindustrier eftersträvar stabil drift eftersom det är positivt både för säkerhet och ekonomi. För att uppnå stabil drift krävs bland annat underhåll och inspektioner. Vid raffinaderiet i Lysekil finns två olika typer av revisioner, en mindre föranledd av katalysatorbyte och en större där mer tidskrävande underhåll, ändringar och inspektioner genomförs. Syftet är att maximera drifttiden och samtidigt ha ett effektivt förebyggande underhåll. De större revisionerna genomförs i nuläget vart fjärde år men planeringen är att förlänga drifttiden och ha revision vart femte år. Mindre revisioner genomförs varannat år. Vid de mindre stoppen är det inte alls så många temporära byggnader som vid stora revisioner. Underhållsstoppen görs oftast på hösten men våren kan även förekomma vilket exempelvis var fallet år 2007 vid raffinaderiet i Göteborg.

För att få flexibilitet och tillförlitlig drift är det en fördel om anläggningens processenheter är oberoende av varandra. Ett fel i en enhet ska inte påverka driften av en annan enhet. Det finns enheter som har ett visst oberoende eftersom de vid behov kan matas från lagertankar. Därmed finns det tillfällen då enheter kan starta utan att matande enhet är i drift. Grunden för start- och stoppsekvenser, det vill säga i vilken ordning som enheterna ska stoppas/startas, är främst styrt av underhållet och dess framdrift. Nedsläckning och start av anläggningen tar ungefär en vecka vardera.

## **5.3 Detektering, larm och rutiner vid larm**

En grundläggande förutsättning för att kunna vidta lämpliga åtgärder i samband med läckage av farligt material är vetskap om att läckage inträffat. Detektering av läckage kan ske automatiskt genom att fast installerade gasdetektorer aktiveras eller vid rondering på anläggningsområdet. Gasdetektorer för kolväten och vätgas finns utspridda på hela processområdet. Det är betydligt fler placerade i finger 6 till 9 jämfört med finger 1 till 5 (Preem<sub>a,b</sub>). Därutöver finns processlarm som kan triggas i samband med läckage. Raffinstruktionen *Fi-1.2 Nödlägesplan – Preemraff Lysekil* beskriver ansvarsområden, hur alarmering ska ske och vilka åtgärder som ska vidtas vid ett larm. Vid nödläge ska det interna larmnumret 3112 användas vilket går till utalarmeringspulpeten i kontrollrummet. Kontrollrumspersonalen har ansvaret att larma den interna räddningstjänsten via radiolarm. Normalt är det brandförmannen som beordrar larmoperatören i kontrollrummet att aktivera nödalarm men larmoperatören kan även göra det på eget initiativ om skäl finns. Nödalarm innebär att siréner inom anläggningsområdet ger korta ljudstötter under minst 90 sekunder. Vid varje nödalarmssirén, i varje ände av rörgator i processområdet, vid infartsportar samt på ett antal bullriga platser aktiveras även vita blyxtljus.

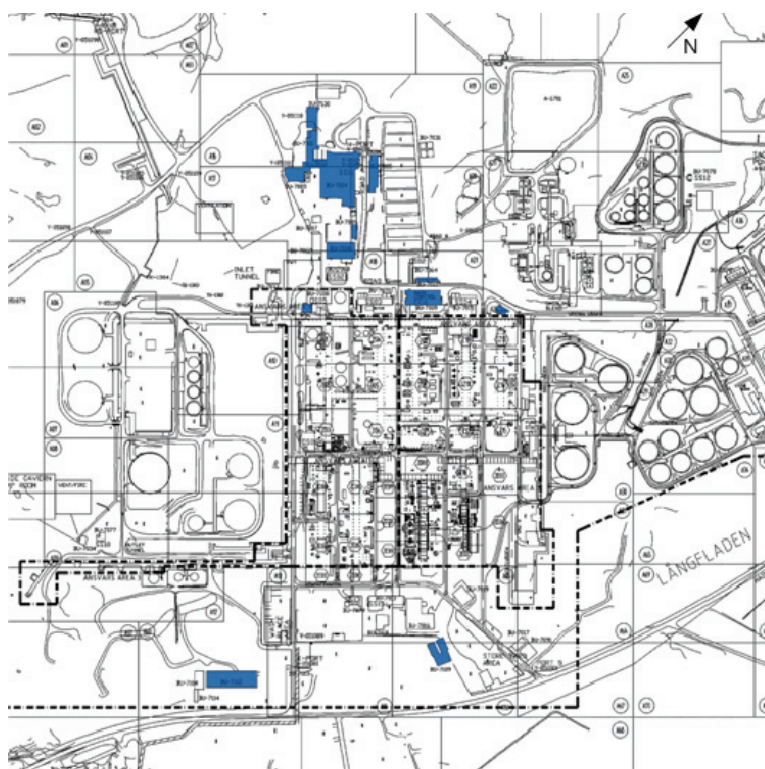
Vid nödalarm ska personal i anläggningarna och entreprenörsverkstadsbyggnaden ta sig till närmaste säkra återsamlingsplats,

verkstadsplan port 3 och 4. Kontorspersonal ska om inget annat meddelas stanna kvar på sina arbetsplatser. Vid revisionen 2007 skulle all personal som vid alarmtillfället arbetade utomhus, bege sig till den närmaste av uppsamlingsplatserna *Verkstadsplanen*, *Konstruktionsporten* eller *Sjöbolsporten* (Preem<sub>c</sub>).

#### 5.4 Räddningstjänst

Det finns en intern räddningstjänst vid raffinaderiet som är i tjänst dygnet runt. Normal bemanning på räddningstjänsten är en brandförman och tre brandmän. Vid minimibemanning krävs endast en brandförman och två brandmän. Om den interna räddningstjänsten inte är tillräcklig för att hantera situationen i samband med en olycka kan Lysekils räddningstjänst tillkallas.

#### 5.5 Byggnader



**Figur 9** Övergripande bild av raffinaderiet i Lysekil. De byggnader som normalt är bemannade är särskilt markerade. Pilen visar geografisk nord.

Figur 9 visar en övergripande bild av anläggningen. I figuren är de byggnader som normalt är bemannade särskilt markerade.

##### 5.5.1 Temporära byggnader

I samband med revision placeras ett stort antal temporära byggnader i närheten av processområdet. De utgör bland annat kontor och möteslokaler och kan ha olika utformning och hållfasthet. Det är konventionella

byggnader och vilka explosionstryck de klarar av är oftast inte känt. Ett undantag är kontorsmoduler av typen Indus K 24 vars hållfasthet beräknats till övertrycket 0,04 bar ("side-on overpressure") vid beaktande av stötvågens varaktighet (Beigler). Beigler påpekar att befintliga fönster behöver förstärkas så att samma hållfasthet uppnås som hos stommen. Om det gäller de moduler som används idag är okänt. Det finns inga fastställda regler för hur temporära byggnader ska placeras inom anläggningsområdet. Vid 2007 års revision placerades flertalet byggnader öster om processområdet och krackervägen. Även plana ytor på processområdets västra sida vid kontrollrummet användes för temporära byggnader. Enstaka byggnader förekom på södra sidan men på norrsidan fanns inga alls. (Preem<sub>d</sub>)

### **5.5.2 Kontrollrum**

Kontrollrummet, där raffinaderiprocessen styrs från, är beläget nordväst om processområdet. Det är omkring 40 meter som skiljer kontrollrummet från processen. Byggnaden är förstärkt för att klara explosioner men vilket tryck den klarar av är oklart. Enligt Preem är konstruktionstrycket enligt byggnadsritningen 0,07 bar men en senare utförd riskanalys anger 0,3 bar och 0,2 bar för väggar respektive tak utan att ange källa (MARSH).

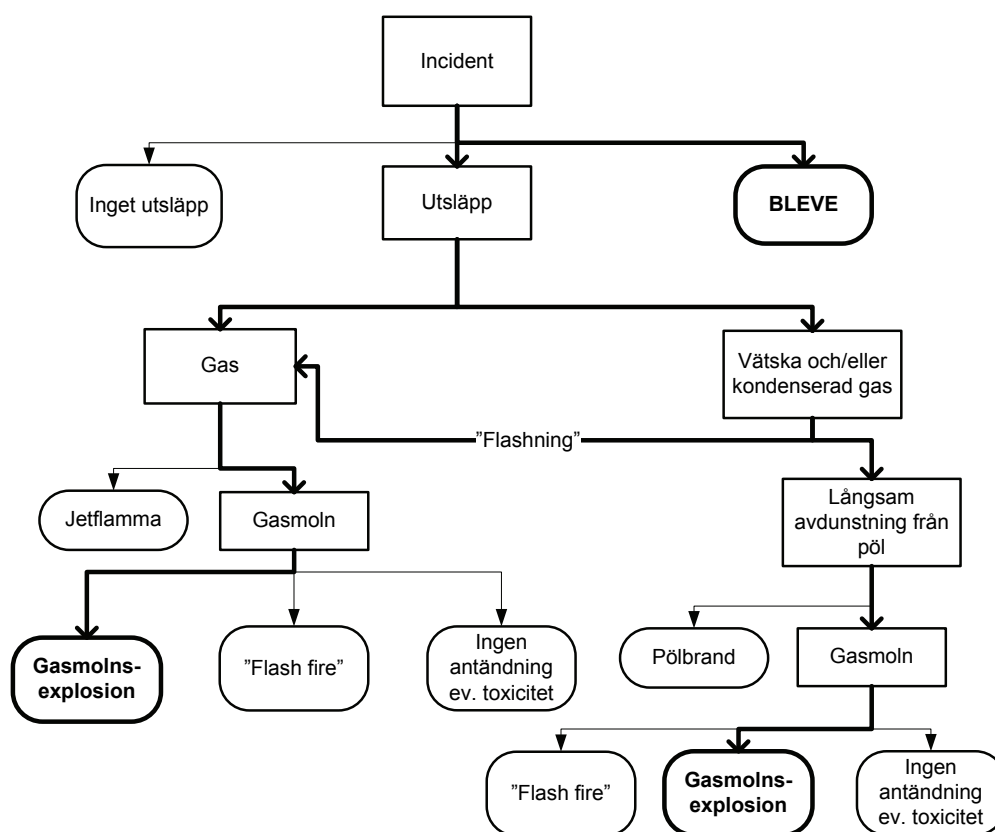
### **5.5.3 Övriga byggnader**

De övriga byggnader som är relevanta inom anläggningen är kontorsbyggnaden vid entrén. Där finns även verkstad och en byggnad som innehåller laboratoriet. Vilket tryck som dessa byggnader klarar är inte känt.



## 6 EXPLOSIONSFENOMEN

De fenomen som kan uppkomma i ett raffinaderi kan kategoriseras enligt händelseträdet i figur 10. De resulterande riskerna utgörs av brand, explosioner, toxiska utsläpp eller kombinationer därav. Enligt Kahn's och Abbasi's studie av historiska olyckor (1999) är explosioner den största orsaken till katastrofartade olyckor med många förolyckade. De händelsesekvenser som leder till explosioner har markerats i figuren.



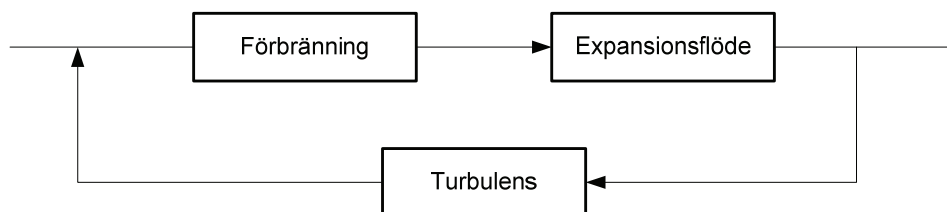
**Figur 10** Händelseträd som beskriver vilka fenomen som kan uppkomma i ett raffinaderi med mycket brand- och explosionsfarligt material. Något förenklat från (AIChE/CCPS, 2000).

Explosionsfarliga gasmoln kan bildas snabbt vid utsläpp av gas eller tryckkondenserad gas som förångas vid läckage. De kan även bildas genom relativt långsam avdunstning från en pöl. Efter diskussioner med Preem och handläggare vid Lunds Tekniska Högskola har det beslutats att exkludera BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion) och enbart fokusera på gasmolnsexplosioner. Tiden till att en BLEVE uppstår bedöms vara tillräcklig för att evakuering ska hinna ske. Det är en motivering som styrks av British Petroleums riktlinjer avseende placering av temporära byggnader i samband med revision (BP, 2005). Frekvensen för momentant utsläpp från en trycktank resulterande i en BLEVE är enligt Purple book av storleksordningen  $4 \cdot 10^{-7} \text{ år}^{-1}$  vilket är betydligt lägre än för en gasmolnsexplosion. Avgränsningen kan därför motiveras ur frekvenssynpunkt såväl som ur konsekvenssynpunkt. För att kunna

förhindra gasmolnexplosioner och lindra konsekvenserna om sådana uppstår är det viktigt med kunskap om uppkomst och verkan. Här ges en kortfattad beskrivning av kunskapsläget avseende gasmolnexplosioner.

## 6.1 Gasmolnexplosioner

En gasmolnexplosion definieras av CCPS, *Center for Chemical Process Safety*, som en antändning av ett brännbart moln av gas, ånga eller dimma, som medför att flamfronten accelererar till sådan hastighet att ett signifikant övertryck skapas (AIChE/CCPS, 1994). Det engelska uttrycket för detta fenomen är Vapour Cloud Explosion, VCE. En grundläggande förutsättning för benämningen är att explosionen sker utomhus. Hur förbränningsprocesser i stora gasmoln fungerar är inte helt klarlagt men dess effekter påverkas av inneslutningsgrad, storleken på molnet och turbulens (Borysiewicz, 2008). Även styrkan på tändkällan har betydelse, främst när det handlar om reaktiva gaser som exempelvis etylen (HSE, 2005a). Med inneslutningsgrad menas närvaron av väggar eller tak som medför ökad tryckupbyggnad när gasmolnet expanderar vid förbränningen. Inneslutning är en fri översättning av det engelska uttrycket "confinement". Turbulens skapas exempelvis av det läckande explosionsfarliga materialets rörelsemängd eller av föremål som utgör hinder för flamfronten. Även väderförhållanden påverkar graden av turbulens. Förekomsten av hindrande föremål brukar på engelska benämnas "congestion". Principen för gasmolnexplosion och den förstärkande effekt som turbulens medför framgår av figur 11. Ökad turbulens ger högre förbränningshastighet vilket ger ett ökat expansionsflöde vilket i sin tur skapar mer turbulens. Förbränningen kallas deflagration när flamfrontens hastighet är under ljudhastigheten och detonation när den når ljudhastigheten. Detonation är ett ovanligt fenomen, oftast sker enbart deflagration. Även deflagration kan ge höga övertryck.

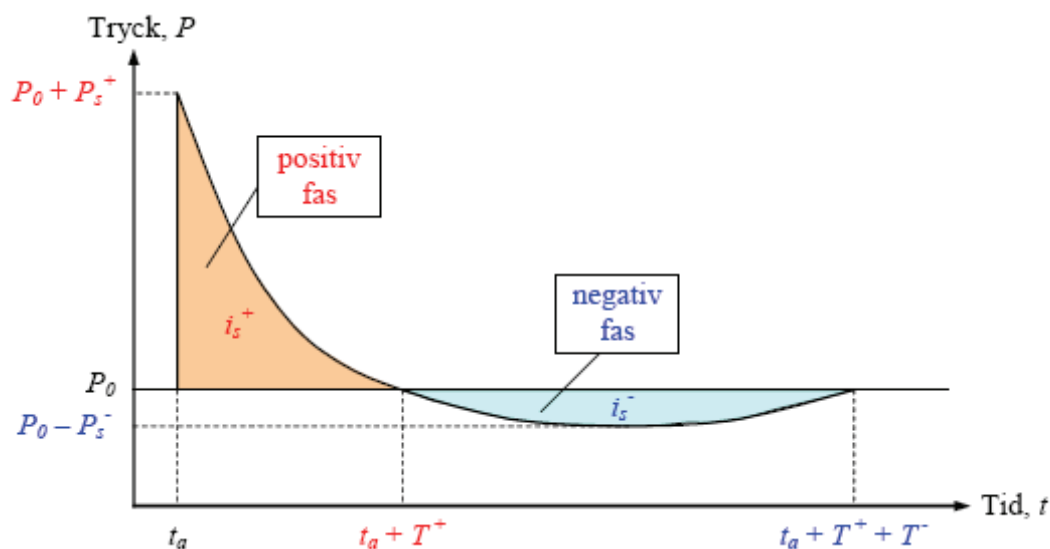


**Figur 11** Förbränning med resulterande expansionsflöde och turbulens som innebär positiv återkoppling vid gasmolnexplosioner (AIChE/CCPS, 1994)

Det har gjorts försök att påvisa en minsta bränslemassa som krävs för att en gasmolnexplosion ska kunna uppstå. Enligt den brittiska myndigheten HSE, Health and Safety Executive, finns det inga avgörande experimentiella data som styrker att en sådan minsta massa finns. Andra faktorer som bränslets reaktivitet, inneslutningsgrad, obstruktionsgrad ("congestion") och läckagets karaktär är antagligen lika relevanta. (HSE, 2005<sub>a</sub>).

## 6.2 Tryckvågor från explosioner

Tryckvågans utseende efter en explosion är beroende av explosionstyp. För att beskriva skillnaderna är det lämpligt att utgå från en ideal tryckvåg, en tryckvåg som orsakas av ett momentant utsläpp av energi från en punktkälla. En ideal tryckvåg i en viss punkt framgår av figur 12.



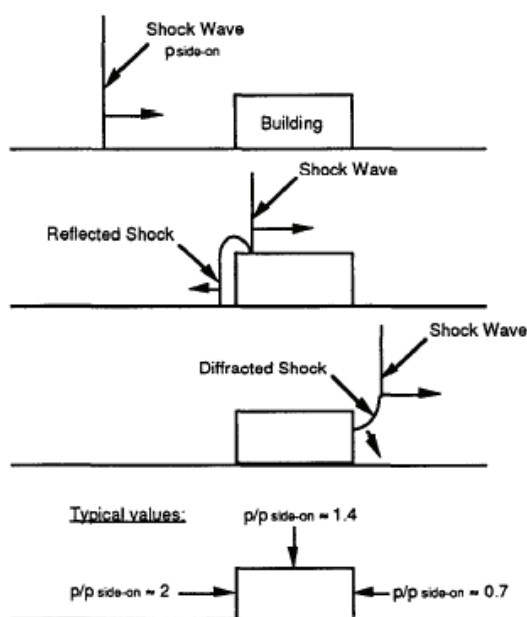
**Figur 12** Tryckets variation med tiden för en ideal tryckvåg (Räddningsverket, 2005).  
 $P_0$ =atmosfärstryck,  $P_s^+$ =maximalt statiskt övertryck ("side-on overpressure"),  
 $P_s^-$ =maximalt undertryck,  $i_s^+$ =positiv impuls,  $i_s^-$ =negativ impuls

Med ideal våg menas en fri stötvåg i luft utan störande reflexioner. När tryckvågen anländer vid tiden  $t_a$  erhålls en momentan tryckökning som sedan snabbt minskar så att undertryck skapas innan trycket återvänder till atmosfärstryck. Parametrar som är mest relevanta för att beskriva en ideal tryckvåg är det maximala statiska övertrycket  $p_s^+$ , "side-on overpressure", tryckvågens varaktighet,  $T^+$ , och impuls  $i_s^+$ . En tryckvåg har en positiv och en negativ impuls,  $i_s^+$  och  $i_s^-$ , vilka utgörs av ytorna mellan tryckvågskurvan och tidsaxeln. Normalt brukar en tryckvågs destruktiva karaktär relateras till övertrycket  $p_s^+$ . Tryckvågor från kärnexplosioner eller högexplosiva ämnen som TNT är de som bäst överensstämmer med den ideala tryckvågen. Orsaken är den extremt snabba frigörelsen av energi. Energifrigörelsen vid en gasmolnexplosion är betydligt långsammare och den utgör inte heller en punktkälla. Det innebär att en gasmolnexplosion ger ett lägre maximalt övertryck och längre varaktighet jämfört med en sprängladdning med samma energifrigörelse. Ju längre bort från explosionscentrum tryckvågen propagerar desto mer kommer den dock att likna den ideala tryckvågen. Experiment och teoretiska studier indikerar en annan avvikelse som kan vara relevant för belastningar på byggnadsstrukturer. Normalt är den positiva impulsen dimensionerande vid explosioner orsakade av sprängmedel men det är inte självklart fallet vid en gasmolnexplosion. Den negativa impulsen vid en gasmolnexplosion är större jämfört med den negativa impulsen vid en explosion orsakad av

sprängmedel. Det är en anledning till att det är svårare att bedöma konsekvenserna av en gasmolnexplosion jämfört med sprängladdningar. Att okritiskt överföra sprängladdningars skadekonsekvenser till gasmolnexplosioner kan därför bli fel. Ju närmare explosionscentrum desto större avvikelser från en ideal tryckvåg och desto större fel. (Pritchard, 1989)

### 6.3 Tryckvågors belastning på byggnader

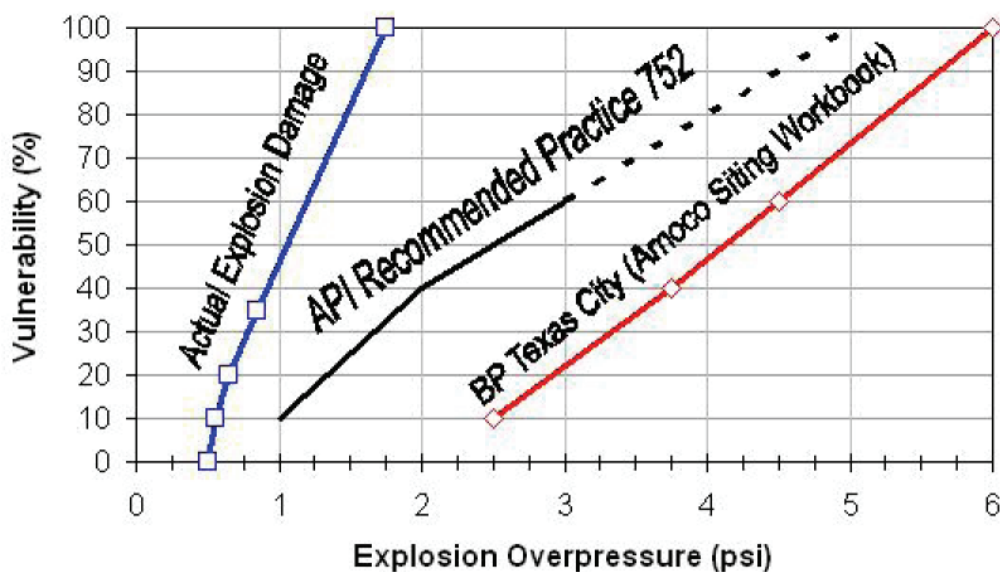
När en tryckvåg når ett objekt sker diffraktion och reflektion. När tryckvågen passerat återformas tryckvågen och propagerar vidare. Förloppet som sker när en tryckvåg når en byggnad framgår av figur 13.



Figur 13 Sidoperspektiv av förloppet när en tryckvåg når en byggnad  
(Bjerketved, Bakke, van Wingerden 1997)

Reflektionen medför att trycket blir högre jämfört med det maximala statiska övertrycket  $p_s^+$  ("side-on overpressure"). Typiska värden för det reflekterade trycket är olika för väggar och tak. Enligt Pritchard kan det reflekterade trycket teoretiskt bli åtta gånger det maximala statiska trycket men att det tenderar vara en faktor två för mindre extrema tryckvågor. Andra nämner en maximal faktor 20 (Räddningsverket, 2005, s.42).

Efter olyckan i Texas 2005 blev frågan om temporära byggnaders hållfasthet aktuell. I haveriutredningen jämförs olika källors värden för risken att dö i "single wood frame trailers" med den skada som verkligen uppstod vid olyckan, se figur 14.



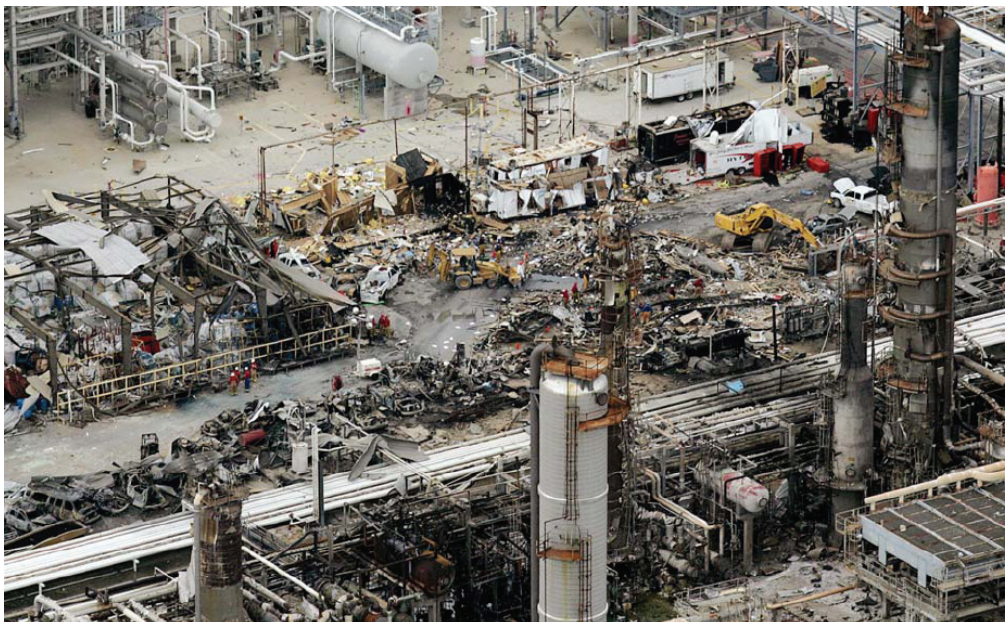
**Figur 14** Människors risk att dö i en "Single wood trailer" som funktion av övertryck från gasmolnsexplosion (CSB, 2007, s. 129). Det övertryck som avses är "peak incident side-on overpressure",  $P_s^+$ . 1 psi = 0,069 bar.

Dödligheten som observerades vid olyckan i Texas är betydligt värre än vad som anges i *API recommended Practice 752* (API, 2003) och anläggningens dokumentationen vid BP Texas City. Slutsatsen i haveriutredningen är att data enligt API 752 främst baseras på laster från jordbävning, bomber och extrema vindlaster. En tryckvåg från en gasmolnsexplosion har en betydligt längre varaktighet vilket inte överensstämmer med de data som anges i API 752. Vidare baseras datan på konventionella byggnader och inte temporära byggnader. Det är noterbart att kurvan som baseras på Texasolyckan når x-axeln vid övertrycket 0,5 psi (0,035 bar) vilket är i närheten av den beräknade hållfastheten 0,04 bar för kontorsmoduler av typen Indus K 24 (Beigler). Olämplig placering och felaktiga antaganden om temporära byggnaders hållfasthet kan få ödesdigra konsekvenser, se figur 15.



**Figur 15** Förstörda "trailers" vid olyckan i Texas. Pilen markerar utsläppskällan, "the blow down drum" Övertrycket som de utsattes för har uppskattats till 2.5 psi vilket motsvarar 0,17 bar (CSB ,2007).

Resterna av de temporära byggnader som förstördes vid olyckan i Texas kan ses i förgrunden i figur 15. En övergripande bild av förstörelsen efter olyckan ges av figur 16.

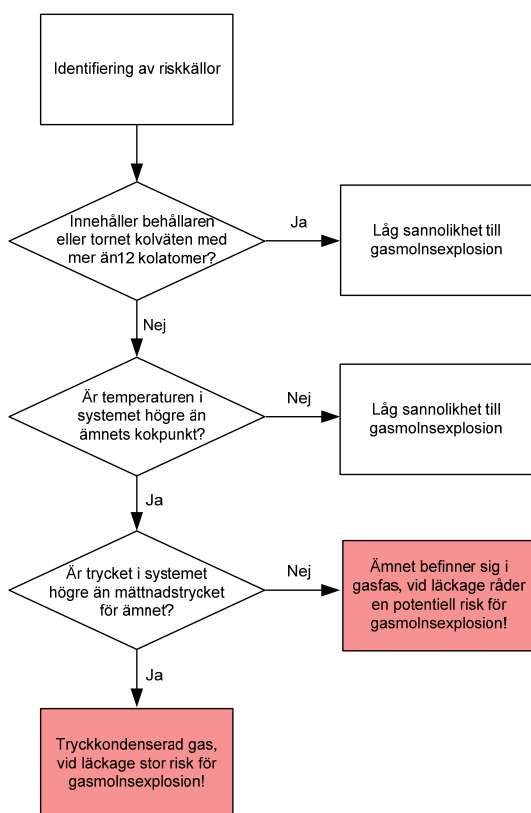


**Figur 16** Förödelsen efter gasmolnsexplosionen i Texas City 2005 (CSB, 2007).

Vid explosionen dog 15 personer och 180 skadades vilket säger en del om hur stora områden som påverkas av en gasmolnsexplosion.

## 7 IDENTIFIERING AV RISKKÄLLOR

I en artikel har Koschy, Mallikarjunan och Raghavan sammanställt statistik från rapporterade gasmolnexplosioner som ägt rum mellan åren 1921-1991 (1995). Statistiken visar att kolväten i vätskefas med tre eller fyra kolatomer var orsaken till 45 % av de rapporterade explosionerna. Det är även en tydlig koppling mellan läckageflöde och explosionsrisk, ju högre flöde desto större risk för explosion (Koschy et al 1995, Cox, Lees, Ang 1990). I de fall längre kolkedjor har medverkat i en explosion har temperaturen på läckaget överskridit ämnets kokpunkt vilket har resulterat i ett kraftigt gasmoln. Ett exempel på det är olyckan i Flixborough då ett gasmoln av cyklohexan exploderade (Koschy et al, 1995). Identifiera riskkällor innebär att systematiskt kartlägga anläggningen med avseende på explosiva ämnen. Det har gjorts genom att lokalisera de processdelar som främst består av kolväteföreningar med mindre än tolv kolatomer. Identifieringen kräver kunskap om de olika systemen vilken har införskaffats med hjälp av personal på raffinaderiet och litteraturstudier. I arbetet med identifieringen har principiella flödesscheman över anläggningen tagits fram, se bilaga 2. Metoden som använts för att identifiera riskkällorna baseras på Koschy, Mallikarjunan och Raghavan's artikel, raffinaderikunskap och flödesscheman. Metoden beskrivs i figur 17.



Figur 17 Metod för identifiering av riskkällor.

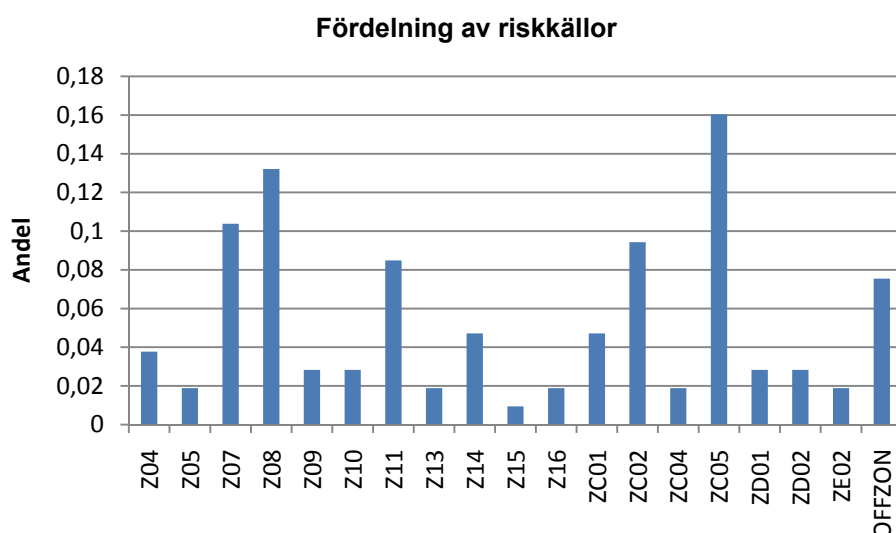
Identifieringen innebär att först lokalisera alla behållare och torn som innehåller ämnen med mindre än tolv kolatomer. För att sedan få fram de mest potentiella riskkällorna sker en sällning i två steg. I det första steget

gallras de ämnen bort som inte har nått sin kokpunkt, det vill säga de som befinner sig i vätskefas. I det andra steget sållas de ämnen som inte är tryckkondenserade. Genom denna metod erhålls två typer av riskkällor, tryckkondenserad gas och gas (markerade i figur 17). Vid kokpunktsbestämning har Räddningsverkets program RIB XM används, se tabell 1.

**Tabell 1** Olika kolvätenes kokpunkt (SRVs databas Farliga ämnen)

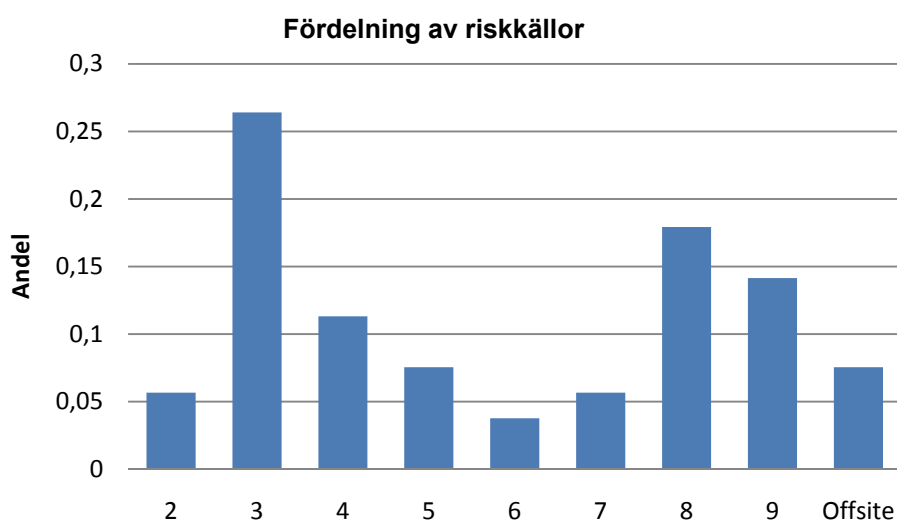
Kolväte	Kokpunkt (°C)
Metan	-162
Etan	-89
Propan	-42,1
Butan	-0,5
Pentan	36
Hexan	68,7
Heptan	98,5
Oktan	125,6
Nonan	150,8
Dekan	174,1
Undekan	195,9

De riskkällor som har identifierats beskrivs i bilaga 3. Det totala antalet riskkällor uppgår till 106 stycken. Figur 18 och 19 visar riskkällornas fördelning på de olika zonerna och fingrarna. De fem zoner med flest riskkällor är markerade på en karta över processområdet i bilaga 4.



**Figur 18** Riskkällornas fördelning på olika zoner uttryckt som andel av totalt 106 identifierade riskkällor.





**Figur 19** Riskkällornas fördelning på olika fingrar uttryckt som andel av totalt 106 identifierade riskkällor.

Identifieringen visar att de flesta riskkällor är koncentrerade till finger 3, 8 och 9. Finger 3 är den del av processområdet som är närmast kontrollrummet. Utöver dessa risker analyseras även två riskkällor med vätgas. Eftersom antalet riskkällor är många och likartade har ett representativt antal valts för att spegla riskbilden på raffinaderiet. De representativa riskkällorna i tabell 2 har tagits ut i samråd med Preem.

**Tabell 2** Representativa riskkällor

Riskkälla	Finger	Beskrivning
V-2105	2	Topproduktbehållare
V-2505	3	Topproduktbehållare
T-2302	3	Stripper
T-2304	3	Stripper
S-2401	4	Separator
C-2402B	4	Kompressor
V-2905	5	Topproduktbehållare
V-8202	6	Matningsbehållare
C-8140A	7	Kompressor
V-8103	7	Separator
D-1605	8	Topproduktbehållare
T-1601	8	Tvättorn
T-1514	9	C3Splitter
T-1507	9	Amin absorber

Riskkällorna är utvalda för att representera alla identifierade riskkällor både gällande geografisk placering samt riskkällans beskaffenhet. En

toppproduktbehållare är en behållare som separerar den kondenserade topprodukten från angränsande destillationstorn från gas. Det sker under ungefär samma tryck som i tornet. En matningsbehållare förser en process med en fraktion av kolväten medan en separator avskiljer gas från vätska. Ett tvättorn renar kolväten från olika ämnen. En splitter separerar två kolväten med hjälp av deras olika kokpunkter och en stripper separerar olika fraktioner. Aminabsorber är ett tvättorn där avsvavling av LPG sker. Kompressorerna utgör en del av det system som fördelar vätgas till olika delar av anläggningen.

## 8 ANALYS AV INLEDANDE HÄNDELSER

Analys av inledande händelser görs normalt genom tre steg (SKi, 2005):

- Identifiering
- Kategorisering
- Kvantifiering

Identifiering innebär en strukturerad kartläggning av vad som kan gå fel i anläggningen och som medför utsläpp av farligt material. Identifierade händelser grupperas sedan i olika kategorier. Syftet med kategoriseringen är att inte behöva analysera alla identifierade händelser utan endast en representativ händelse per kategori. Frekvensmässigt beaktas alla händelser inom respektive kategori men konsekvensmässigt analyseras endast den representativa händelsen. Kategoriseringen är nödvändig för att få en hanterbar analys men samtidigt får inte förenklingen göra att relevant information går förlorad. Frekvensen för respektive kategori, och därmed för den representativa händelsen, bestäms vid kvantifieringen.

### 8.1 Identifiering och kategorisering

Analysens fokus är händelseförloppet efter ett utsläpp av farligt material. I praktiken innebär det identifiering av riskkällor och att läckage postuleras. Någon detaljerad analys av vad som kan orsaka läckage till omgivningen har inte gjorts. I analysen används läckagekategorier som överensstämmer med "Purple book". Det innebär att för alla representativa riskkällor postuleras

1. giljotinbrott,  $\emptyset = D$
2. ett hål med den effektiva diameter som motsvarande 10 % av det analyserade giljotinbrottets diameter,  $\emptyset = 0,1D$
3. ett hål med den effektiva diametern 10 mm,  $\emptyset = 10 \text{ mm}$

Alla läckage postuleras vid anslutningen till riskkällan vid tankstutsen. Vidare antas läckaget ske under vätskenivån i riskkällans botten. Det är konservativt eftersom det maximerar läckagemängden. Maximal läckagetid antas vara 5 minuter. Bakgrunden till valet av fem minuter är att en genomgång gjord av Koschy, Mallikarjunan och Raghavan visar att 80% av

inträffade gasmolnexplosioner skett inom 3 minuter efter läckaget börjat. Resterande 20% har inträffat efter 3 minuter men inom 35 minuter. (1995)

## **8.2 Kvantifiering**

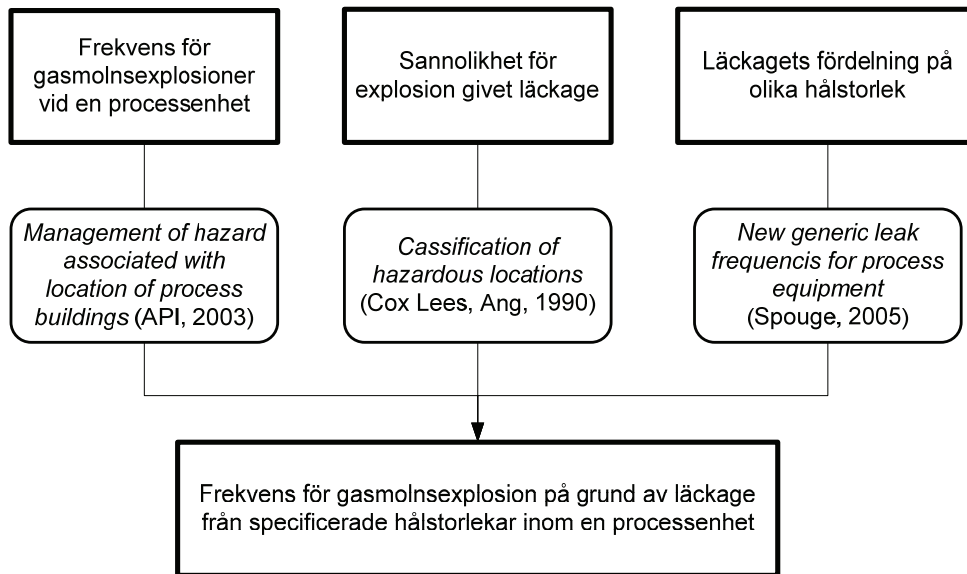
Här redovisas två metoder för att ta fram frekvenser för att läckage och explosion ska inträffa under ett års drift. Den ena metoden baseras på ”Purple book” och den andra på generiska data för inträffade gasmolnexplosioner.

### **8.2.1 Kvantifiering baserad på ”Purple book”**

Frekvenser för läckage kan tas fram på flera sätt. Ett sätt är att summera frekvenser för läckage från olika komponenter. Med tanke på ett raffinaderis storlek innebär det ett omfattande arbete. En kontroll har utförts genom att använda ”Purple book” (VROM, 2005a) för att få fram frekvenser för läckage från en processenhet, se bilaga 5. En jämförelse med erfarenhetsdata i API 752 (API, 2003) visar att explosionsfrekvensen underskattas med en faktor tre. Det bekräftas av andra källor som anser att ”Purple book” underskattar läckagefrekvensen (VROM, 2005a, HSE, 2006). Att skillnaden begränsas till tre är tack vare att frekvensen för läckage från luftkylare är dominerande. Frekvensen för läckage från luftkylaren baseras dock på en artikel av Spouge (2005) och inte på ”Purple book”. Om enbart data från ”Purple book” används blir underskattningen av frekvensen ännu större. Det finns därför ingen anledning att använda ”Purple book” för att få fram läckagefrekvenser. Att anpassa sannolikheten för explosion givet en underskattad frekvens för läckage är inget bra alternativ. Istället väljs att utgå från generiska data för gasmolnexplosioner vid processenheter vid raffinaderier.

### **8.2.2 Kvantifiering med generiska data för gasmolnexplosioner**

Här beskrivs ett angreppssätt som utgår från observerade gasmolnexplosioner, se figur 20.



**Figur 20** Angreppssätt för att beräkna frekvensen för gasmolnexplosion inom en processenhet baserat på observerad frekvens för gasmolnexplosion, läckagets fördelning på olika hålstorlek och sannolikhet för explosion givet läckage.

I API 752 finns frekvenser för explosioner vid olika processenheter i ett raffinaderi (API, 2003). De baseras på observationer från verkligheten och betraktas därför som realistiska värden. Utgående från frekvenser för explosioner, sannolikhet för explosion givet läckage och fördelningen av läckagestorlek i form av håldiameter kan frekvensen för olika storlekar av läckage och explosioner beräknas. Frekvensen för att en gasexplosion ska inträffa i en processenhet ges av

$$f_{Exp} = \sum_{i=1}^k f_i \cdot p_i$$

- $f_{Exp}$  = Frekvensen för gasmolnexplosioner i en processenhet [år<sup>-1</sup>]
- $f_i$  = Frekvensen för läckagekategori  $i$  [år<sup>-1</sup>]
- $i$  = Index för läckagekategori baserat på hålstorlek [-]
- $p_i$  = Sannolikhet för explosion givet läckage inom en kategori [-]
- $k$  = Antalet postulerade läckage inom processenheten [-]

För att få fram frekvensen för de olika läckagekategorierna krävs att förhållandet mellan inträffandefrekvensen mellan olika läckagekategorier är känd.

$$r = \frac{f_i}{f_r}$$

- $r$  = Kvoten mellan frekvensen för läckagekategori och en referensfrekvens [-]
- $f_r$  = Frekvensen för ett referensläckage [år<sup>-1</sup>]
- $f_i$  = Frekvensen för läckagekategori  $i$  [år<sup>-1</sup>]

Frekvenser för explosioner vid olika processenheter återges i tabell 3.

**Tabell 3** Frekvenser för explosioner vid olika processenheter (API, 2003 Appendix C.2)

Process Unit	Frequency of explosion/year of operation
Alkylation	$5,1 \cdot 10^{-4}$
Cat cracking	$6,5 \cdot 10^{-4}$
Cat reforming	$2,6 \cdot 10^{-4}$
Crude	$4,9 \cdot 10^{-4}$
Hydrotreating	$2,0 \cdot 10^{-4}$
Hydrocracking	$5,6 \cdot 10^{-4}$
All units	$4,3 \cdot 10^{-4}$

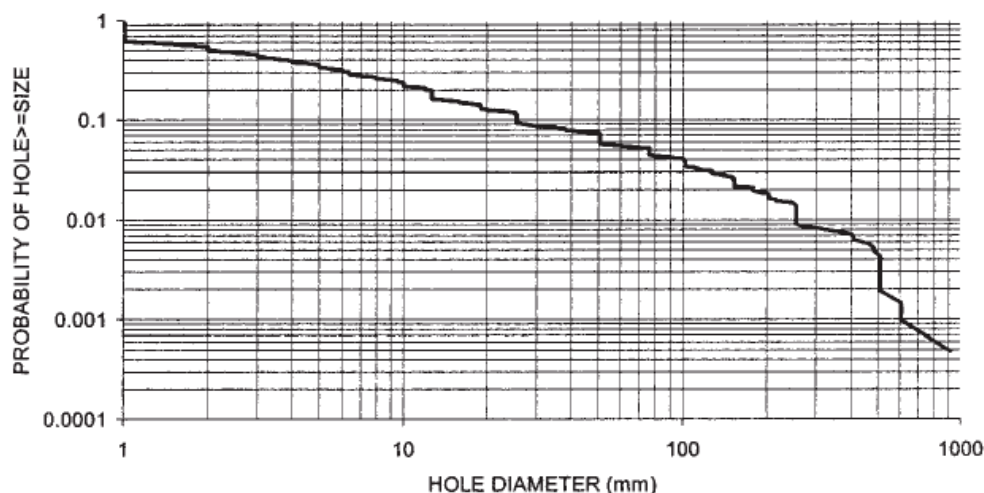
Storleksordningen för en explosion i en processenhet är  $10^{-4}$  år<sup>-1</sup>. Värdet  $4,3 \cdot 10^{-3}$  år<sup>-1</sup> för ”all units” tolkas som medelvärde för alla processenheter. Sannolikheten för explosion givet läckageflöde ges av tabell 4.

**Tabell 4** Sannolikheten för antändning och explosion givet läckage baserat på Cox, Lees och Ang (1990)

Läckageflöde	Läckagekategori	Sannolikhet för explosion givet läckage
Litet (~3 kg/s)	Ø=10 mm	0,002
Stort (1-50 kg/s)	Ø=0,1D	0,008
Extremt (> 50 kg/s)	Ø=D	0,09

Det är viktigt att poängtera att sannolikheterna för explosion snarare utgör kvoter som anger hur stor andel av läckagen som medfört explosion. Det är *inte* sannolikheten för explosion givet en viss läckageposition, vindriktning, vindhastighet och stabilitetsklass. Sannolikheten för antändning och explosion är anläggningsspecifikt och beroende av läckagescenario på ett sätt som inte återspeglas i de generella värdena. Anläggningsspecifika tändkällor och antändningssannolikheter går inte att hantera i programmet *Riskcurves 7.0*. Endast läckagets storlek och dess inverkan på sannolikheten kan beaktas.

Läckagets fördelning på olika hålstorlekar framgår av figur 21.



**Figur 21** *Fördelningen av läckagestorlek uttryckt i håldiameter (Spouge, 2005). Statistiken baseras på offshoredata från Hydrocarbon Releases Database insamlad under åren 1992-2001.*

Fördelningen av läckagens hålstorlek baseras på offshoredata från *Hydrocarbon Releases Database*. Motsvarande data för raffinaderiindustrin har inte hittats. Information finns därmed att beräkna frekvenser för olika läckage och explosioner. Metoden beskrivs enklast genom ett exempel.

Frekvensen för en explosion på grund av läckage i råoljeanläggningen är enligt tabell 3  $4,9 \cdot 10^{-4}$  gånger per år (Crude). Den representativa riskkällan som valts utgörs av topproduktbehållare V-2105 och läckaget postuleras vid ett rör med diametern 203 mm som ansluter i behållarens vätskefas.

Följande ekvationer gäller:

$$f_{EGB} = f_{GB} \cdot p_{GB}$$

$$f_{E10\%} = f_{10\%} \cdot p_{10\%}$$

$$f_{E\emptyset 10} = f_{\emptyset 10} \cdot p_{\emptyset 10}$$

$$f_{Exp} = f_{EGB} + f_{E10\%} + f_{E\emptyset 10}$$

$f_{EGB}$ = Frekvensen för explosion vid giljotinbrott	[år <sup>-1</sup> ]
$f_{GB}$ = Frekvensen för läckage på grund av giljotinbrott	[år <sup>-1</sup> ]
$f_{E10\%}$ = Frekvensen för explosion vid hål motsvarande 10 % av diametern	[år <sup>-1</sup> ]
$f_{10\%}$ = Frekvensen för läckage på grund av hål motsvarande 10 % av diametern	[år <sup>-1</sup> ]
$f_{E\emptyset 10}$ = Frekvensen för explosion vid hål motsvarande 10 mm	[år <sup>-1</sup> ]
$f_{Exp}$ = Frekvensen för gasmolnsexplosioner i processenheten	[år <sup>-1</sup> ]
$p_{GB}$ = sannolikhet för explosion givet giljotinbrott, $\emptyset = D$	[-]
$p_{10\%}$ = sannolikhet för explosion givet läckage motsvarande $\emptyset = 0,1D$	[-]
$p_{\emptyset 10}$ = sannolikhet för explosion givet läckage motsvarande $\emptyset = 10$ mm	[-]

Information saknas eftersom det är sex obekanta och endast fyra ekvationer. Ytterligare två ekvationer erhålls om förhållandet mellan frekvensen för olika hålstorlekar tas fram med hjälp av figur 21. Som referensläckage väljs giljotinbrott. Eftersom de mindre läckagen baseras på effektiv diameter måste de räknas om till en diameter baserat på kontraktionskoefficienten

$C_D=0,62$  (hål med skarpa kanter). I detta fallet blir diametrarna 26 mm respektive 13 mm. Med  $\varnothing_{GB}=203$  mm,  $\varnothing_{10\%}=26$  mm,  $\varnothing_{10mm}=13$  mm och avläsning i figur 21 erhålls kvoterna

$$r_{10\%} = \frac{0,1}{0,02} = 5$$

$$r_{\varnothing 10} = \frac{0,2}{0,02} = 10$$

I praktiken innebär kvoterna att de mindre läckagen är 5 respektive 10 gånger mer frekventa än giljotinbrottet. Ekvationssystemet kan förenklas till

$$f_{Exp} = f_{GB} \cdot p_{GB} + r_{10\%} \cdot f_{GB} \cdot p_{10\%} + r_{\varnothing 10} \cdot f_{GB} \cdot p_{\varnothing 10}$$

Vilket ger

$$f_{GB} = \frac{f_{Exp}}{(p_{GB} + r_{10\%} \cdot p_{10\%} + r_{\varnothing 10} \cdot p_{\varnothing 10})} = 3,3 \cdot 10^{-3} \quad [\text{år}^{-1}]$$

Numeriskt erhålls frekvensen  $f_{GB}=3,3 \cdot 10^{-3} \text{ år}^{-1}$  vilket ger

$$f_{10\%} = r_{10\%} \cdot f_{GB} = 1,6 \cdot 10^{-2} \quad [\text{år}^{-1}]$$

$$f_{\varnothing 10} = r_{\varnothing 10} \cdot f_{GB} = 3,3 \cdot 10^{-2} \quad [\text{år}^{-1}]$$

På samma sätt beräknas frekvenser för övriga representativa riskkällor. Tillvägagångssättet är likadant om det är flera representativa riskkällor för en processenhet eller finger. Frekvensen för läckage har beräknats för alla riskkällor med hjälp av Excel och resultatet framgår av tabell 5.

**Tabell 5** *Frekvensen för giljotinbrott och för olika storlekar av läckage för respektive finger från representativa riskkällor. Läckagen motsvarar en effektiv diameter på 10% av nominell rördiameter respektive 10 mm. Den totala explosionsfrekvensen för varje finger är markerad med **fet stil**.*

F	Enhet	Explosions- frekvens <sup>1)</sup>	Riskkällor	f <sub>GB</sub> [år <sup>-1</sup> ]	f <sub>10%</sub> [år <sup>-1</sup> ]	f <sub>Ø10</sub> [år <sup>-1</sup> ]
2	Råolja 210	<b>4,9·10<sup>-4</sup></b>	V-2105	3,3·10 <sup>-3</sup>	1,6·10 <sup>-2</sup>	3,3·10 <sup>-2</sup>
3	Isomer 233	4,3·10 <sup>-4</sup>	V-2505	3,7·10 <sup>-3</sup>	1,8·10 <sup>-2</sup>	3,7·10 <sup>-2</sup>
	LPG 250	4,3·10 <sup>-4</sup>	T-2302	1,5·10 <sup>-3</sup>	1,5·10 <sup>-2</sup>	3,7·10 <sup>-2</sup>
	Platformer 232	2,6·10 <sup>-4</sup>	T-2304	1,1·10 <sup>-3</sup>	1,0·10 <sup>-2</sup>	3,7·10 <sup>-2</sup>
	<b>Total frekvens</b>	<b>1,12·10<sup>-3</sup></b>				
4	MHC 240	<b>2,0·10<sup>-4</sup></b>	S-2401	5,0·10 <sup>-4</sup>	5,0·10 <sup>-3</sup>	1,3·10 <sup>-2</sup>
	Synsat 280		C-2402B <sup>3)</sup>	1,0·10 <sup>-4 3)</sup>	- <sup>3)</sup>	- <sup>3)</sup>
5	Visbreaker 290	<b>4,3·10<sup>-4</sup></b>	V-2905	3,1·10 <sup>-3</sup>	1,6·10 <sup>-2</sup>	1,3·10 <sup>-2</sup>
6	HPU 280	4,3·10 <sup>-4</sup>	V-8202	3,6·10 <sup>-3</sup>	1,2·10 <sup>-2</sup>	2,9·10 <sup>-2</sup>
	Synsat 280	4,0·10 <sup>-5 2)</sup>				
	<b>Total frekvens</b>	<b>4,7·10<sup>-4</sup></b>				
7	ICR 810	<b>5,6·10<sup>-4</sup></b>	V-8103	2,4·10 <sup>-3</sup>	1,9·10 <sup>-2</sup>	4,8·10 <sup>-2</sup>
			C-8140A <sup>4)</sup>	1,0·10 <sup>-4 4)</sup>	4)	4)
8	FCC-150	6,5·10 <sup>-4</sup>	D-1605	2,3·10 <sup>-3</sup>	1,1·10 <sup>-2</sup>	2,3·10 <sup>-2</sup>
	Poly. 160	4,3·10 <sup>-4</sup>	T-1601	5,8·10 <sup>-3</sup>	2,9·10 <sup>-2</sup>	2,3·10 <sup>-2</sup>
	<b>Total frekvens</b>	<b>1,1·10<sup>-3</sup></b>				
9	Mercox 180	4,3·10 <sup>-4</sup>	T-1507	3,1·10 <sup>-3</sup>	1,5·10 <sup>-2</sup>	1,2·10 <sup>-2</sup>
	Propen	4,3·10 <sup>-4</sup>	T-1514	3,1·10 <sup>-3</sup>	1,5·10 <sup>-2</sup>	1,2·10 <sup>-2</sup>
	<b>Total frekvens</b>	<b>8,6·10<sup>-4</sup></b>				

- 1) 4,3·10<sup>-4</sup> utgör medelvärdet för processenheter enligt API 752. Övriga frekvenser är specifika för processenheten.
- 2) Frekvensen har valts till 20% av fekvensen för "Hydrotreater", finger 4.
- 3) Händelsen som avses är explosion i det plåtskjul som kompressor C-2402B är placerad i. Explosionsfrekvensen 2,0·10<sup>-4</sup> fördelas lika mellan kompressorhuset och separator S-2401. Frekvensen 1,0·10<sup>-4</sup> för kompressorn utgör alltså frekvensen för explosion i skjulet och inte frekvensen för rörbrott.
- 4) På samma sätt som är beskrivet i fotnot 3 så avser frekvensen explosion i det skjul som kompressor C-8140A är placerad i. Frekvensen 1,0·10<sup>-4</sup> för kompressorn utgör alltså frekvensen för explosion i skjulet och inte frekvensen för rörbrott.

Läckagefrekvenserna i tabell 5 utgör inte indata till beräkningarna i *Riskcurves*. Det är frekvensen för explosion vid ett specificerat läckage som beräkningsprogrammet kräver. För respektive läckagekategori och riskkälla har frekvensen för explosion beräknats genom att multiplicera med sannolikheten för explosion givet läckage enligt tabell 4. Resultatet framgår av tabell 6.



**Tabell 6** De representativa riskkällorna och frekvensen för att respektive läckagekategori medför en gasmolnexplosion.

Finger	Representativa riskkällor	$f_{\text{EGB}}$ [år <sup>-1</sup> ]	$f_{\text{E10\%}}$ [år <sup>-1</sup> ]	$f_{\text{E010}}$ [år <sup>-1</sup> ]
2	V-2105	$3 \cdot 10^{-4}$	$1,3 \cdot 10^{-4}$	$6,5 \cdot 10^{-5}$
3	V-2505	$3,3 \cdot 10^{-4}$	$1,5 \cdot 10^{-4}$	$7,3 \cdot 10^{-5}$
	T-2302	$1,3 \cdot 10^{-4}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$	$7,3 \cdot 10^{-5}$
	T-2304	$9,9 \cdot 10^{-5}$	$8,1 \cdot 10^{-5}$	$7,3 \cdot 10^{-5}$
4	S-2401	$4,5 \cdot 10^{-5}$	$4,0 \cdot 10^{-5}$	$2,5 \cdot 10^{-5}$
	C-2402B	$1,0 \cdot 10^{-4}$ <sup>1)</sup>	- <sup>1)</sup>	- <sup>1)</sup>
5	V-2905	$2,8 \cdot 10^{-4}$	$1,3 \cdot 10^{-4}$	$2,5 \cdot 10^{-5}$
6	V-8202	$3,2 \cdot 10^{-4}$	$9,2 \cdot 10^{-5}$	$5,8 \cdot 10^{-5}$
7	V-8103	$2,2 \cdot 10^{-4}$	$1,5 \cdot 10^{-4}$	$9,6 \cdot 10^{-5}$
	C-8140A	$1,0 \cdot 10^{-4}$ <sup>1)</sup>		
8	D-1605	$2,1 \cdot 10^{-4}$	$9,2 \cdot 10^{-5}$	$4,6 \cdot 10^{-5}$
	T-1601	$5,2 \cdot 10^{-4}$	$2,3 \cdot 10^{-4}$	$4,6 \cdot 10^{-5}$
9	T-1507	$2,8 \cdot 10^{-4}$	$1,3 \cdot 10^{-4}$	$2,5 \cdot 10^{-5}$
	T-1514	$2,8 \cdot 10^{-4}$	$1,3 \cdot 10^{-4}$	$2,5 \cdot 10^{-5}$

1) Frekvensen  $1,1 \cdot 10^{-4}$  är frekvensen för explosion i det plåtskjul som kompressorn är placerad i. Frekvensen har inte delats upp i olika läckagestorlekar.

## 9 SEKVENSANALYS

Händelsesekvenser efter utsläpp av explosionsfarligt material är ett försök att realistiskt beskriva verkliga scenarion. Sekvenserna kan i princip göras hur komplexa som helst varför förenklingar krävs. En viktig förenkling är att så kallade ”dominoeffekter” inte beaktats. Med ”dominoeffekter” avses händelseförlopp som förvärrar konsekvensen på ett ofta oförutsett och svåranalyserat sätt. Det kan vara sekundära effekter av rörslag som medför ytterligare rörbrott eller en explosion som gör att närstående behållare rämningar med potentiell risk för flera explosioner. Sådana scenarion är säkerhetsmässigt relevanta eftersom det är så som verkligheten kan se ut. Osäkerheterna i en QRA gör dock värdet av att analysera dominoeffekter begränsat. Det kan till och med vara en nackdel om analysen utger sig vara mer exakt än vad den egentligen är. Vidare beaktas inte multipla explosioner. Även sådana scenarion kan inträffa och är säkerhetsmässigt relevanta. Än värre förlopp erhålls om explosionerna inte kan betraktas som multipla utan att det blir en enda stor explosion. Endast en explosion per läckage analyseras. Beroende på styrka och storlek på explosionen kan man argumentera för att dominoeffekter och simultana multipla explosioner indirekt beaktas. Med en sådan avgränsning blir sekvenserna en förenklad bild av verkligheten där det inte är så många faktorer som påverkar händelsesekvensen vid ett utsläpp. I praktiken blir det yttre omständigheter som väderförhållanden och förekomsten av tändkällor. Händelseträdet i figur 22 beskriver de sekvenser som modelleras efter ett utsläpp.

Inledande händelse	Stabilitetsklass	Vindhastighet	Vindriktning	Ej antändning	Brand utan explosion	Sluttillstånd
Läckage av explosionsfarligt material	D	Låg	Syd	Ja		Enbart gasspridning
	B	Mellan	Sydväst	Nej	Ja	Brand
	F				Nej	Effektzon explosion
		Hög				
Frekvens	Sannolikheter			Frekvens		

**Figur 22** Händelseträd som visar läckage och spridning av gas till omgivningen. Meteorologiska förhållanden påverkar gasspridningen och om antändning sker erhålls ett sluttillstånd som innebär brand och/eller en explosionspåverkad zon.

Figuren beskriver händelsesekvenser som leder till gasspridning, brand och explosion. Beroende på väderomständigheter, spridningen av gas och förekomsten av antändningskällor erhålls enbart gasspridning, brand eller brand och explosion. Analyserat sluttillstånd är den effektzon som påverkas av ett specificerat övertyck på grund av explosion. De indata som krävs för att analysera sekvensen efter läckage är meteorologiska data. *Sveriges Meteorologiska och Hydrologiska Institut*, SMHI, har tagit fram väderstatistik baserat på 10 års mätdata från Måseskär under åren 1996-2005. Måseskär är beläget väster om Orust omkring 15 kilometer sydväst om Lysekil samhälle. Data framgår av bilaga 6 i den form som beräkningsprogrammet *Riskcurves* kräver. Frekvensen för gasmolnsexplosion utgör indata till *Riskcurves* och sannolikheten för explosion givet läckage har beaktats i analysen av inledande händelser.

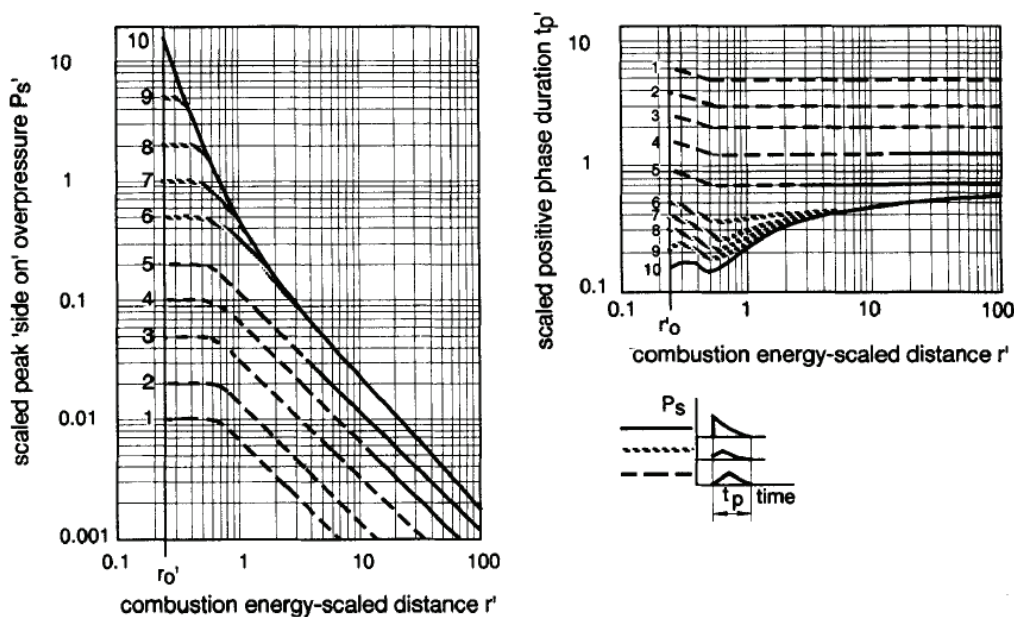
## 10 KONSEKVENSANALYS

I analysen har två metoder använts för beräkning av explosioner, Multi-EnergyMetoden och TNT-metoden. Multi-EnergyMetoden dominerar eftersom de flesta scenarion utgörs av gasmolnsexplosioner men det finns undantag där den inte är lämplig. Det gäller anläggningarna där produktion av vätgas sker. Två riskkällor har därför modellerats med TNT-metoden.

### 10.1 Multi-Energy metoden

I mitten av 80-talet publicerade Berg sin första artikel om Multi-Energy modellen (Berg, 1985) som senare kom att utgöra explosionsmodellen i den så kallade "Yellow book" (VROM, 2005b). Där annat inte anges baseras beskrivningen här på den ursprungliga artikeln från 1985 och Mercx och Berg's artikel *The Explosion Blast Prediction Model in the revised CPR 14E (yellow Book)* (Mercx & Berg, 1997). En grundläggande förutsättning för att en explosion ska uppstå är ett gasmoln som har en bränsle- luftkoncentration inom bränslets brännbarhetsgränser. Diskussionen här, liksom i artiklarna, förutsätter att dessa förutsättningar är uppfyllda. Dispersionen, det vill säga hur materialet sprids i atmosfären, behandlas inte.

Modellen baseras på principen att signifikanta tryckvågor endast kan uppkomma när hela eller delar av gasmolnet är inneslutet. Förbränning i det fria ger deflagration med väldigt låga tryck som följd. Inneslutningen kan bestå av parallella plan eller andra obstruerande objekt. Väggar hindrar gasens expansion vid förbränning vilket ger en flödesbild som gynnar förbränningshastigheten. På samma sätt skapar andra obstruerande objekt turbulens och högre förbränningshastighet vilket skapar höga tryck. Multi-Energy modellen bygger på tryckvågskurvorna i figur 23.



**Figur 23** Tryckvågskurvor som för ett normerat avstånd från explosionscentrum,  $r'$ , anger maximalt övertryck och normerad varaktighet för tryckvågens positiva fas.  $r'$  och  $t'_p$  är normerade med avseende på tillgänglig förbränningsenergi genom faktorn  $(E/P_0)^{1/3}$ .  $P_0$  och  $E$  betecknar omgivande tryck respektive tillgänglig förbränningsenergi. (Mercx & van den Bergh, 1997)

För ett normerat avstånd till explosionscentrum,  $r'$ , anges i diagrammen övertryck,  $P'_s$ , och tryckvågens varaktighet,  $t'_p$ . Trycket,  $P'_s$ , är normerat med avseende på atmosfärstrycket och  $r'$ ,  $t'_p$  med avseende på tillgänglig förbränningsenergi enligt

$$P'_s = \frac{P_s}{P_0}, \quad r' = \frac{r}{\left(\frac{E}{P_0}\right)^{1/3}}, \quad t'_p = \frac{t_p \cdot c_0}{\left(\frac{E}{P_0}\right)^{1/3}}$$

$P_s$ = Maximalt övertryck	[Pa]
$P'_s$ = Normerat maximalt övertryck	[-]
$P_0$ = Omgivande tryck	[Pa]
$t_p$ = Varaktighet för tryckvågens positiva fas	[s]
$t'_p$ = Normerad varaktighet för tryckvågens positiva fas	[-]
$c_0$ = Ljudhastigheten i omgivningen	[m/s]
$r$ = Avstånd till explosionscentrum	[m]
$r'$ = Normerat avstånd till explosionscentrum	[-]
$E$ = Tillgänglig förbränningsenergi	[J]

Varje kurva startar vid ett visst övertryck vid ett avstånd  $r_0'$  som är den dimensionslösa radien på ett hemisfäriskt gasmoln med stökiometrisk blandning i luft. Kurvorna förutsätter energiinnehållet  $3,5 \text{ MJ/m}^3$  vilket är ett värde som gäller för de flesta kolväten vid stökiometrisk blandning. Varje kurva tillhör en viss "laddningsstyrka" vilket är ett övertryck som kan förväntas i en region med obstruerande föremål. Styrkan är beroende av antal, typ och orientering av de obstruerande föremålen såväl som bränslets reaktivitet. I praktiken innebär kurvvalet i figur 23 val av flamfrontshastighet.

### 10.1.1 Tillämpning av Multi-Energy metoden

En modell kan vara validerad och hur bra som helst men dess värde blir begränsad om den inte tillämpas på korrekt sätt. Grunden för Multi-Energy metoden är att bestämma (Merx, Berg, Hayhurst, Robertson, Moran 2000):

- en "laddningsstorlek" (charge size) som motsvarar energin som medverkar till explosionen
- en "laddningsstyrka" (charge strength) som definierar vilket övertryck som skapas

Merx och Berg ger råd angående val av tryckkurva, "laddningsstyrka". De citerar Kinsella som menar att det är tre faktorer som påverkar en gasmolnsexplosion (Merx & Berg, 1997):

- Inneslutningsgrad, "degree of confinement"
- Obstruktionsgrad, "degree of congestion"
- Antändningsenergi

Baserat på dessa faktorer har Kinsella tagit fram riktlinjer enligt tabell 7.

**Tabell 7** Initial blast strength enligt Kinsella (Kinsella citerad av Merx & Berg, 1997)

Blast Strength Category	Low Energy Ignition	High Energy Ignition	High Congestion	Low Congestion	No Congestion	Parallel Plane Confinement	Unconfined	ME-Model Class	Source Overpressure (kPa)
1		X	X			X		7-10	100-> 1000
2		X	X				X	7-10	100-> 1000
3	X		X			X		5-7	20-100
4		X		X		X		5-7	20-50
5		X		X			X	4-6	10-50
6		X			X	X		4-6	10-50
7	X		X				X	4-5	10-20
8		X			X		X	4-5	10-20
9	X			X		X		3-5	5-20
10	X			X			X	2-3	2-5
11	X				X	X		1-2	1-2
12	X				X		X	1	1

Beroende på förutsättningarna anges i tabellen ett intervall på lämplig kurva, "ME-model class", enligt Multi-Energy modellen. Hög obstruktionsgrad, antändningsenergi och inneslutningsgrad medför höga övertryck medan låga faktorer ger låga övertryck.

Att bestämma en "laddningsstorlek" innebär att specificera den gasmassa som medverkar till explosionen, det vill säga hur stor massa som är

innesluten. Ofta uttrycks den i procent av den massa som läckt ut. Andelen är beroende av omgivningen men även av utsläppets karaktär. Ett stort utsläpp ger en större spridning som innebär större sannolikhet att gasen når öppna ytor medan gasen från ett litet läckage kan bli kvar inom en och samma processenhet.

På grund av industrins problem med den praktiska tillämpningen av Multi-Energy modellen initierades ett forskningsprojektet GAMES (Guidance for the Application of the Multi-Energy Method). Här återges slutsatsen från projektet:

The main finding is that a safe approach in most situations is to apply the procedure of the new Yellow Book for the determination of the volume of the obstructed region in combination with the hydraulic average obstacle diameter and a flame path length equal to the radius of a hemisphere with a volume equal to the volume of the obstructed region. (Merxc, van den Berg, van Leeuwen)

Slutsatsen är att angreppssättet i den nya ”Yellow book” (VROM, 2005b) bedöms vara säkert för de flesta situationer. I vissa avseenden kan dock angreppssättet i GAMES ifrågasättas. I den forskning som gjorts om explosioner har cylindrar använts som obstruerande föremål. Det finns alltså ingen vetenskapligt förankrad kunskap om hur oregelbundna föremål påverkar explosionsförloppet. Det har projekt GAME försökt hantera genom att beräkna en ”hydraulisk medeldiameter”. De nämner själva att det är en tveksam hantering (Merxc et. al, s.44). Samma frågeställning diskuteras även i artikeln *Developments in vapour cloud explosion blast modeling* där resultaten från projekt GAMES tillämpats på en oljeplattform (Merxc et al, 2000). Att få fram en medeldiameter på en obstruerad region kräver en betydande arbetsinsats och frågan vad den är värd när det saknas en vetenskaplig förankring. Den praktiska nyttan av de råd som ges begränsas. I många situationer är en enkel modellering som exempelvis följer tabell 7 tillräcklig.

I projekt GAME identifierades flera kunskapsluckor. Vissa av dem har senare forskning försökt besvara. Kriterier för när obstruerade regioner ska anses orsaka en stor eller flera små explosioner behandlas i *The multi-energy critical separation distance* (Berg, Versloot, 2003) och *Research to improve guidance on separation distance for the multi-energy method (RIGOS)* (HSE, 2005<sub>b</sub>). Men det finns frågor som är obesvarade. Ett bevis på det är olyckan i Buncefield 2005 där en gasmolnsexplosion inträffade vid en oljedepå. De beräkningar som gjorts kan inte återskapa de trycknivåer som verkligen uppstod. Beräkningarna ger ett övertryck av 20-50 mbar medan de verkliga uppskattas till 700-1000 mbar. I olycksutredningen föreslås ett forskningsprojekt i syfte att klarställa varför så höga övertryck uppstod. (HSE, 2007b s.13) Höga trycknivåer har erhållits trots att inneslutningsgraden varit låg. Det innebär att det finns omständigheter där Multi-Energy modellen inte är tillämpbar.

### 10.1.2 Begränsningar

Multi-Energy modellen är förknippad med begränsningar. Skaparen av modellen, A.C. van den Berg, nämner tillsammans med Mercx:

The model is a simple model for blast predictions vapor cloud explosions. Vented internal explosions should be dealt with in another manner

Like all practical and therefore simple models, the ME model assumes point symmetry. Directional effects which will affect the blast close to the source are neglected. Siting of control rooms and other buildings close to the hazardous area should not be based on simple modeling

Detonations are assumed not to occur. This means that detonation of the whole cloud is excluded. Detonative blast strength may be reached in highly obstructed regions.  
(Mercx & Berg, 1997)

Begränsningarna är viktiga att vara medveten om vid utvärderingen av analysen. Den som bedöms mest relevant är modellens antagande om riktningssymmetri. Temporära byggnader placeras ofta nära processområdet där riktningssymmetri beroende effekter kan tänkas uppstå vilket alltså inte beaktas. Det innebär att analysens resultat måste betraktas som en överslagsberäkning som är förknippad med osäkerheter. Osäkerheterna bedöms dock minska med avståndet från explosionscentrum.

### 10.2 TNT – ekvivalensmetoden

Militären har av förklarliga skäl alltid varit intresserade av explosiva material och dess effekter. Det är därför ingen tillfällighet att TNT-ekvivalensmetoden har sitt ursprung i det militära. Grundprincipen är att relatera en explosion till en representativ massa TNT (TriNitroToluen). Den tillgängliga energin för en explosion konverteras till en ekvivalent TNT-laddning enligt:

$$Q_{TNT} = \alpha_e \cdot \frac{Q_f \cdot E_{mf}}{E_{mTNT}} = \alpha_m \cdot Q_f$$

$\alpha_e$ = TNT ekvivalens baserad på energi	[-]
$\alpha_m$ = TNT ekvivalens baserad på massa	[-]
$E_{mf}$ = Bränslets förbränningsenergi per massenhet	[J/kg]
$E_{mTNT}$ = Explosionsenergi TNT	[J/kg]
$Q_f$ = Bränslemassa	[kg]
$Q_{TNT}$ = Ekvivalent massa TNT	[kg]

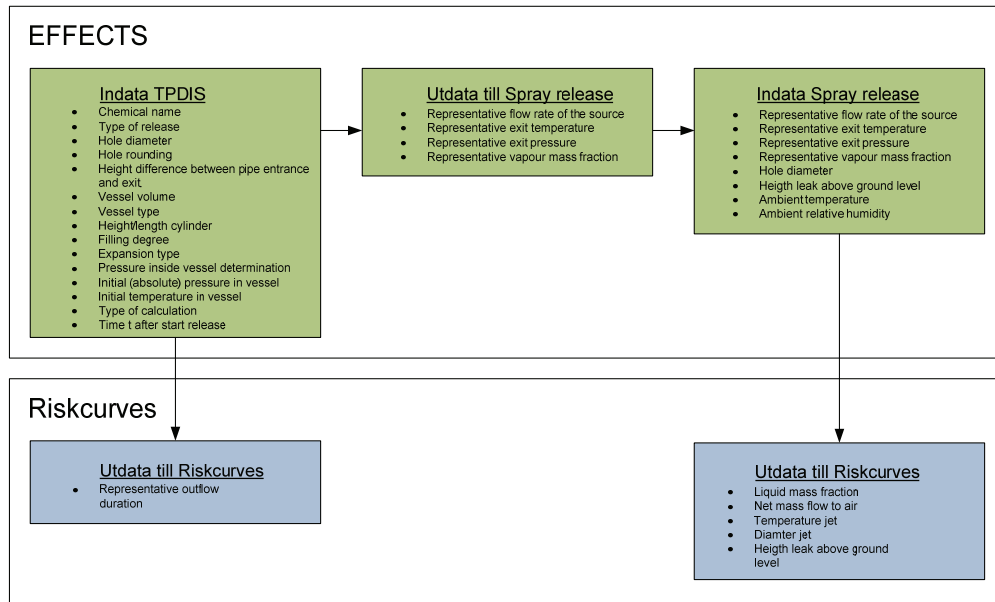
Med hjälp av den ekvivalenta massan TNT och beräkning av ett normerat avstånd,  $r'$ , erhålls tryckvågens maximala övertryck enligt liknande principer som Multi-Energy metoden, det vill säga från en specifik kurva som gäller för TNT. (VROM, 2005b)

### 10.3 Modellering

Beräkningen av riskkonturer och effektzoner har skett i två steg. För att få fram indata har beräkningsprogrammet *EFFECTS 7.4* använts (TNO, 2007a). Utdata från *EFFECTS* har sedan använts som indata till beräkningarna i *Riskcurves 7.5* (TNO, 2008). Resultatet från *Riskcurves* utgörs av riskkonturer som visar frekvensen för att ett specificerat övertryck överskrids.

#### 10.3.1 Flödesberäkningar i *EFFECTS*

*EFFECTS* är ett beräkningsprogram som används för att kunna förutsäga konsekvenser från läckage av farligt material. Konsekvenser som kan analyseras är till exempel läckageflöden, gasspridning, gaskoncentration, värmestrålning och övertryck från explosioner. Beräkningsmodellerna i programmet baseras på den så kallade "Yellow Book" (VROM, 2005b). I analysen har läckage av tryckkondenserad gas och dess tillstånd efter utsläpp analyserats. Vid beräkning av läckaget har en beräkningsmodell för tvåfasflöde använts som beräknar utflödet från ett läckage som sker i botten på en behållare med tryckkondenserad gas. Modellen heter TPDIS, "bottom venting". Trycksänkningen vid läckage medför att den tryckkondenserade gasen "flashar" vilket innebär ett tvåfasflöde. För att simulera "flashningen" har beräkningsmodellen "Spray release" använts. Beräkningsgången framgår av figur 24.



**Figur 24** Beräkningsmodeller som använts i *EFFECTS* med indata och utdata samt kopplingen till beräkningsprogrammet *Riskcurves*.

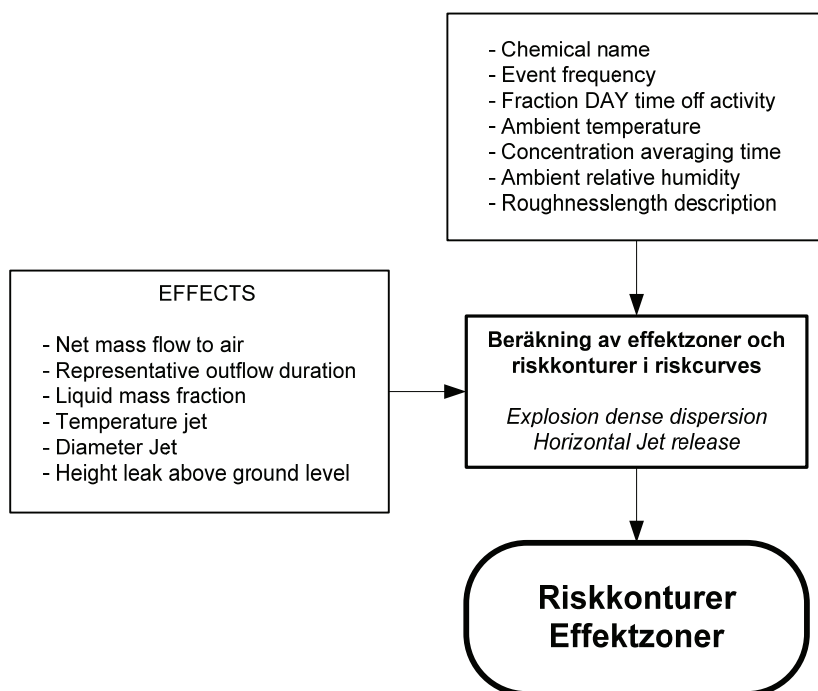
Indata för de olika riskkällorna kommer från anläggningsdokumentation vid Preem. För mer information om indata och antaganden de baseras på se bilaga 7. För indata till respektive riskkälla hänvisas till rapportfilen i bilaga 8. Indata till *Riskcurves* är redovisade i bilaga 9.

Vid simulering av riskkällorna T-2302, T-2304, V-8103 och S-2401 har ett annat förfarande använts för att simulera läckaget. Bakgrunden till ändrat förfarande är att programmet inte klarar av att beräkna källstyrkan under de tryck och temperaturer som råder i dessa system. För att lösa problemet har en vätskemodell använts för att beräkna källstyrkan. En nackdel med vätskemodellen är att trycket i systemet avtar med tiden jämfört med tvåfas modellen där vätska kontinuerligt förångas och trycket bibehålls. Det har dock ha en marginell påverkan på flödet. För att bestämma ångfraktionen används samma förfarande som för de andra riskkällorna fast med modellens maximalt tillåtna tryck och temperatur. För mer information om programmet *EFFECTS* och beräkningsmodellerna hänvisas till ”Yellow book” och programmets manual (TNO 2006).

### **10.3.2 Modellering i Riskcurves**

Utsläppsscenario har modellerats med *Riskcurves 7.5* (TNO, 2008). Programmet är liksom *EFFECTS* utvecklat och marknadsförs av det holländska forskningsföretaget TNO. *Riskcurves* är avsett för att beräkna individrisk och grupprisk från anläggningar som hanterar brännbara, explosiva eller giftiga ämnen. Programmet baseras på ”Purple book”, ”Yellow book” och ”Green book” (VROM, 2005a,b, TNO, 1992) Manualen och programmet är inte konsistenta då det finns en del avvikelser mellan dem. Programmet är under utveckling och en del av de funktioner som beskrivs i manualen är inte tillgängliga (TNO, 2007b). Det är anledningen att *EFFECTS* använts för att få fram indata. Det faktum att programmet följer ”Purple book” har inneburit såväl möjligheter som begränsningar. Begränsningarna utgörs främst av vilken sannolikhet för att dö som riskkonturerna baseras på. I praktiken innebär det att riskkonturer endast kunnat beräknas för övertrycket 0,1 bar. Övertrycket 0,1 bar är betydligt högre än 0,04 bar som är vad kontorsmodulen Indus K 24 hållfasthetsmässigt klarar. Ursprungliga planen var att beräkna riskkonturer för ett antal övertryck, bland annat 0,04 bar och kontrollrummets förmodade konstruktionstryck 0,3 bar. Begränsningarna avseende övertryck gäller enbart beräkning av riskkonturer, effektzonen från en explosion har kunnat beräknas för de övertryck som önskats. En övergripande förutsättning för analysen i *Riskcurves* är att ämnet propan har använts vid simuleringarna. Propan representerar propan och alla kolväten som är tyngre (Chamberlain). Alla representativa riskkällor har modellerats baserat på deras faktiska placering i anläggningen. De modeller som använts i *Riskcurves* och vilka indata som krävts framgår av figur 25.





Figur 25 Modeller som använts i Riskcurves och indata.

Omgivningstemperaturen 8 °C och den relativa luftfuktigheten 74% har använts i analysen. Dessa värden utgör årsmedelvärden ( $P_{\text{reem}_f}$ ). Alla gasmolnsexplosioner baseras på tryckkurva 7, det vill säga stark deflagration. Skillnaden mot 10, som motsvarar detonation, är liten. Typiska värden för andel innesluten gasmassa är enligt utredningen efter Texasolyckan mellan 10% och 20% (Baker, Olson, Bennett 2005 s.9). Andelen gasmassa som antagits medverka till explosionen är 10 % för giljotinbrott, 20% för läckagehål motsvarande 10% av nominell diameter och 30% för läckage från 10 mm hål. För små rördimensioner där det 10%-iga postulatet medför ett läckagehål mindre än 10 mm har 30% av gasmassan antagits bli innesluten. Principen är att ju mindre läckaget är desto större risk är det att gasmassan blir kvar i det finger där läckage uppstått och innesluts. Stora läckage ger större gasspridning och gasmassan fördelas på flera fingrar. Mellan fingrarna finns mindre vägar som separerar dem. Om avståndet är tillräckligt stort för att en enda stor explosion inte ska uppstå har inte kontrollerats. Sannolikheten för att läckage ska uppstå under dagen har antagits vara lika stor som under natten, det vill säga "fraction day of activity" har valts till 50%. Faktorn tolkas ange andelen dag som väderstatistiken ska baseras på.

I vätgasset finns kompressorerna C-2402B och C-8140A vilka utgör riskkällor. De är placerade i plåtskjul som är utformade så att läckande vätgas leds bort via ventilationsarean som finns mellan väggar och tak. Byggnaden är inte sluten då väggarna varken når taket eller ned till marken. Även om skjulen har ventilationsspalt så utesluter det inte att en explosion ändå kan uppstå. Eftersom gasen i sådana fall är innesluten i skjulet kan inte scenariot modelleras som en gasmolnsexplosion. Befintliga analyser visar att ett realistiskt övertryck vid en explosion i skjulet där C-2402B är

placerad uppgår till 0,035 bar vid avståndet 90 meter (Höiset, 2002). Motsvarande analys och explosionstryck för kompressorskjulet där C-8140A är placerad saknas. För att kunna simulera riskerna med explosion i kompressorskjulen har en TNT-modell använts som anpassats till övertrycket 0,035 bar vid 90 meter. Explosionerna har antagits vara likadana i båda skjulen och i *Riskcurves* simulerats med "Mass of TNT" 700 kg och "Equivalency factor" 4 %. Dessa förutsättningar ger övertrycket 0,035 bar vid avståndet 90 meter. Det kan medföra att explosionen vid kompressorskjulet C-8140A underskattas något eftersom det är en kompressor med högre tryck.

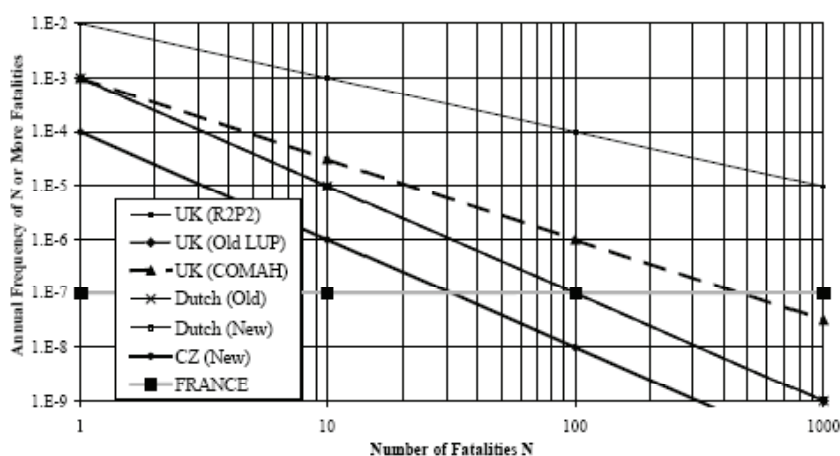
## 11 TOLERABEL RISK

Inom processindustrin varierar tolerabel risk mellan olika länder och det finns även historiska variationer inom ett och samma land (Trbojevic). Denna variation är ett tecken på ämnets komplexitet. Ett värde för vad som är tolerabelt är en kompromiss mellan frågeställningar som bland annat berör etik, moral, riskuppfattning, nytta och ekonomiska aspekter. Därutöver tillkommer osäkerheter som alla riskanalysmetoder är förknippade med. Många säkerhetsrelaterade beslut tas inom processindustrin och kriterier för tolerabel risk är ett verktyg för riskvärdering och riskhantering. Det finns några aspekter som man bör vara medveten om och beakta vid framtagande av riktlinjer för tolerabel risk:

- De kriterier som analysresultatet jämförs med är kopplade till den analysmetod som används för att få fram riskmåten (Hendershot).
- Riktlinjerna ska främja en balanserad riskbild. I denna analys innebär det att risken i samband med start och stopp vid revision inte ska vara oproportionerligt stor jämfört med stationär drift. Det innebär även att vissa personer inte ska utsättas för oproportionerligt stor risk jämfört med andra.
- Det är en fördel om riktlinjerna är enkla att förstå. Onödig komplexitet kan medföra att de misstolkas eller helt enkelt inte används.
- Risker är ackumulativa, det vill säga risker från flera källor ska summeras. En enskild risk kan vara tolerabel medan flera risker av samma storlek kan medföra oacceptabel risk.
- Absoluta riskmått är förknippade med osäkerheter. Värdering av risk är därför inte enbart en jämförelse av beräknade riskmått med specificerade värden. Även antalet barriärer är relevant.
- Ej genomtänkta kriterier kan medföra suboptimering. Med det avses exempelvis kriterier som medför oförutsedda ändrade beteenden som ökar risken istället för att minska den. Det är viktigt att ha en helhetsbild av säkerheten.
- Det är en fördel om riktlinjerna har en förankring i omvärlden, det vill säga de kriterier som används är inte unika utan används även av andra. Det kan vara motstridigt mot önskan att kriterierna ska vara kopplade till den analysmetod som används.

En genomgång har genomförts som endast identifierat två probabilistiska gränsvärden för tolerabel risk som behandlar risker inom ett företags anläggningsområde. Det ena gränsvärdet är Preem's egna interna gränsvärden för tolerabel risk och det andra är ett tillsynskriterie som används av den brittiska myndigheten *Health and Safety Executive*, HSE.

Det finns naturligtvis litteratur om tolerabel risk men den omfattar oftast risker för tredje man eller anger endast principerna för olika typer av mått, se exempelvis Hendershot, Jacobsson & Lamnevik (2001) och Trbojevic. Ett företags benägenhet att tolerera risker är interna angelägenheter som inte är enkelt tillgängliga för allmänheten. Det har dock identifierats en guide som används av British Petroleum för placering av temporära byggnader vid raffinaderier (BP, 2005). Guiden är läsvärd men eftersom den är konsekvensbaserad så är den inte till någon hjälp avseende probabilistiska gränsvärden. Det är enklare att hitta information om probabilistiska gränsvärden avseende samhällsrisk, se exempelvis figur 26.



**Figur 26** Exempel på FN-kurvor (FN, Frequency Number) som visar tillåten samhällsrisk för olika länder inom EU och hur gränsvärdena har utvecklats med tiden (Trbojevic). Figuren är otydlig så tillvida att det är svårt att särskilja de olika linjerna men variationen mellan såväl tidsperioder och länder är uppenbar.

Figur 26 illustrerar komplexiteten med val av gränsvärden på ett bra sätt. Gränsvärdena varierar både mellan olika länder och mellan olika tidsperioder i ett och samma land. Det finns en aspekt som är intressant med diagrammet och det är gränsvärdet som används i Frankrike. Det avviker från de andra då den tolerabla frekvensen för dödsfall är  $10^{-7}$  år<sup>-1</sup> och oberoende av antalet personer som omkommer. Övriga linjer har en lutning. Gränsvärdet i Frankrike uppfyller kravet på balanserad riskbild, det vill säga vissa personer ska inte utsättas för oproportionerligt stor risk jämfört med andra. Det är en egenskap som är relevant i denna analys. Den analyserade konsekvensen är övertryck på grund av explosion varför det sökta gränsvärdet ska anges som en frekvens för ett specificerat övertryck. Det är grunden för HSE's tillsynskriterie vid nybyggnation inom en industris anläggningsområde. Kriteriet innebär att en byggnad ska dimensioneras för det största explosionstryck som förväntas uppkomma under tio tusen år (HSE, 2007a). Gränsvärdet är ursprungligen redovisat i *Guidance for the Location and Design of Occupied Buildings on Chemical Manufacturing Sites* (CIA, 1998) vilken tagits fram av *Chemical Industries Association*. Tillsynskriteriet är en rekommendation som processindustrin själva tagit fram. Till dimensioneringskriteriet hör, enligt HSE, att sannolikheten att dö i

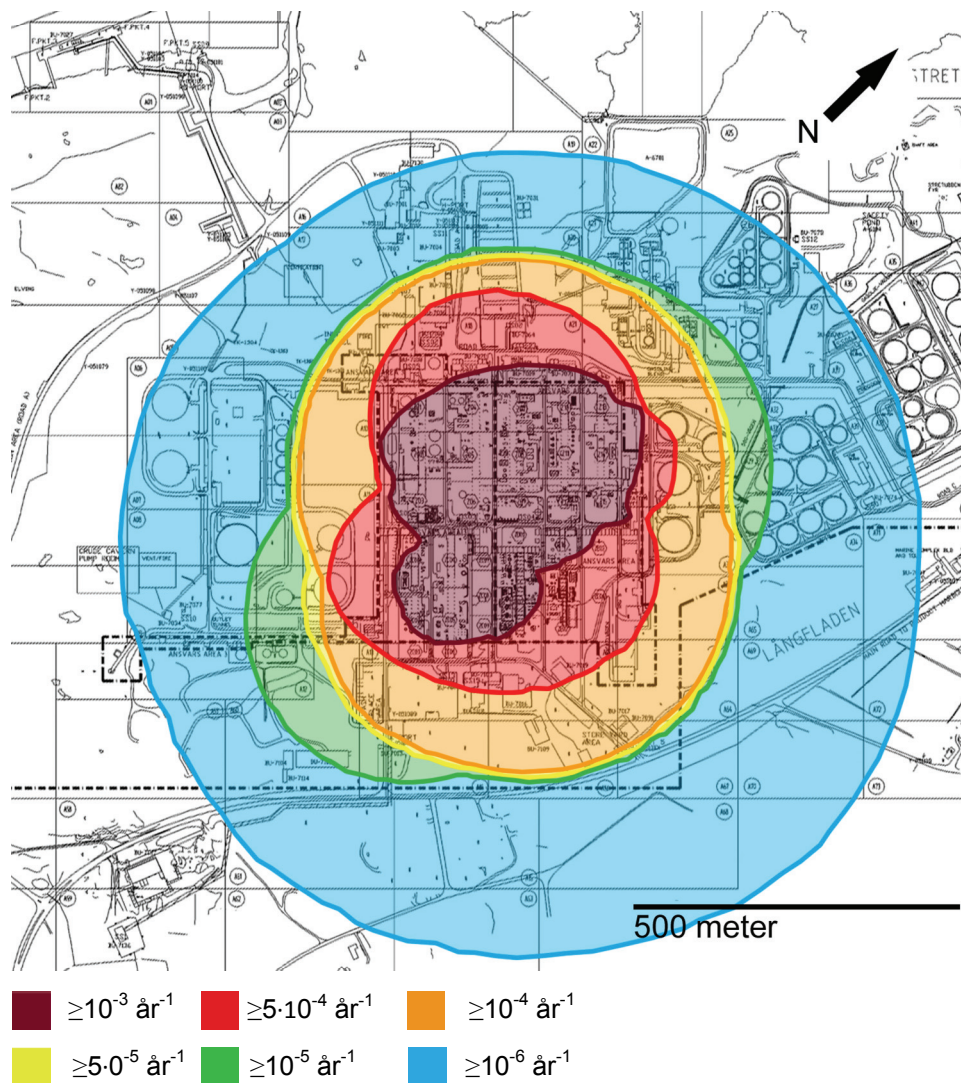
en byggnad som utsätts för det dimensionerande trycket ska begränsas till 1 %. Denna sannolikhet har begränsat värde eftersom det i praktiken inte går att visa att den är uppfylld. Intentionen är dock tydlig, byggnaden ska dimensioneras så att risken för dödsfall är mycket låg även om byggnaden utsätts för det största förväntade explosionsstrycket under tidsperioden 10 000 år. Frekvensen för dödsfall på grund av explosion för en person som befinner sig i en korrekt dimensionerad byggnad under ett års tid blir därmed  $10^{-6}$  år<sup>-1</sup>. Det förutsätter ett explosionsstryck som förväntas inträffa var 10 000:e år. Även om explosionsstrycket överstiger det förväntade så utgör byggnaden ett visst skydd men risken för dödsfall är då inte analyserad. Av den anledningen måste man betrakta HSE's tillsynskriterie som en horisontell linje med frekvensen  $10^{-4}$  år<sup>-1</sup> i ett FN-diagram. Frekvensen  $10^{-4}$  år<sup>-1</sup> överensstämmer väl med den riskmatris som används inom Preem. Tolkningen av raffinstruktionen *RI-4.1 Kvantifierad riskberäkning – anläggningssäkerhet bilaga 3 Utökad riskmatris* är att olyckor med potential att skada mer än tio personer tolereras med frekvensen  $10^{-4}$  år<sup>-1</sup>.

HSE's tillsynskriterie gäller för nybyggnation av permanenta byggnader inom anläggningsområdet. Det innebär att exponeringstiden, det vill säga tiden under risk, är likvärdig med anläggningens livstid. En temporär byggnad däremot exponeras omkring tio veckor vart femte år. Att rakt av tillämpa ett kriterie som utformats för en permanent byggnad på temporära byggnader kan bli onödigt konservativt. En förhöjd risk med en faktor fem kan tolereras utan att riskbilden blir alltför obalanserad. Det ska dock betraktas som ett undantag som kräver en värdering innan det praktiseras.

Innan ett gränsvärde tas i bruk är det lämpligt att kontrollera vad det ger för konsekvenser. Ett alltför konservativt gränsvärde kan medföra suboptimering som ur ett helhetsperspektiv kan vara negativt ur säkerhetssynpunkt. Vilka olägenheter medför exempelvis stora avstånd till de temporära byggnaderna? Kan det medföra att de inte används i samma utsträckning och påverka underhållsarbetet negativt? Vilka tryck kan man rimligen dimensionera temporära byggnader för? En sådan konsekvensanalys har inte gjorts. Det kan finnas omständigheter där det finns skäl att avvika från de rekommendationer som ges här. Kriterierna för tolerabel risk ska därför betraktas som riktlinjer och inte som krav.

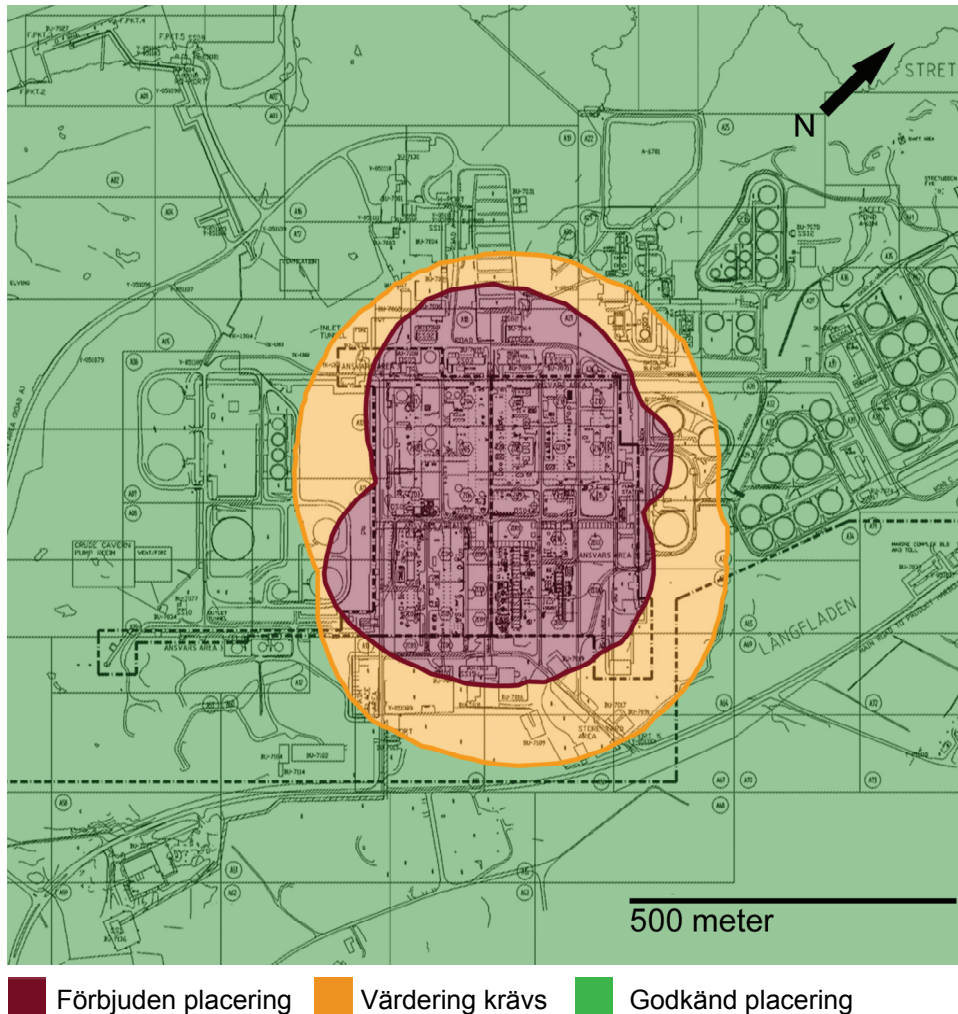
## 12 RESULTAT

Risikkonturer som anger frekvensen för ett övertrycktryck som överstiger 0,1 bar vid ett år stationär drift är redovisade i figur 27.



**Figur 27** Frekvensen för att övertrycket överstiger 0,1 bar under ett års stationär drift utan revision. Pilen visar geografisk nord.

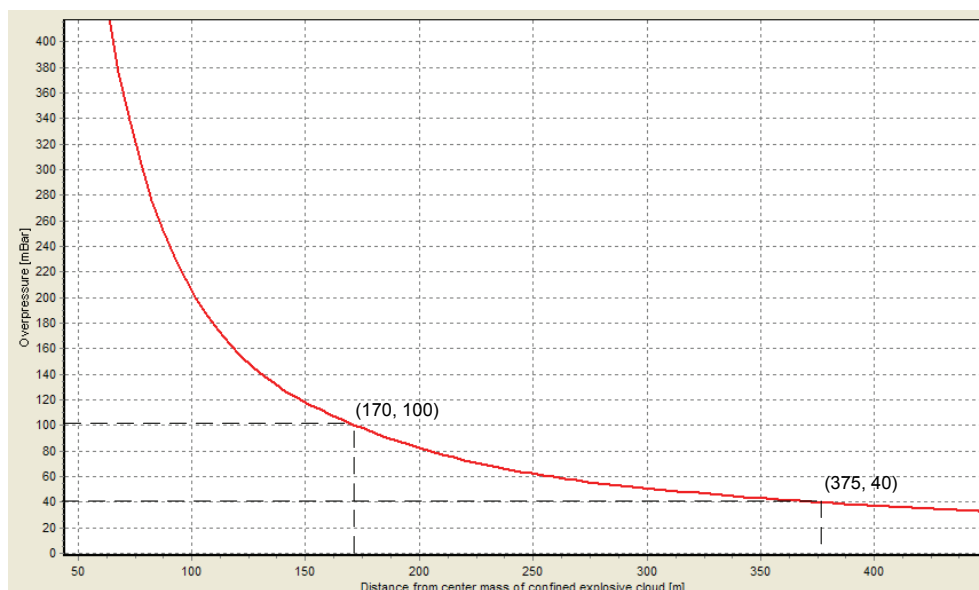
Som framgår av figuren så är det ganska stora riskavstånd det handlar om för att uppfylla HSE's kriterie för nybyggnation,  $10^{-4} \text{ år}^{-1}$ . Det gäller för temporära byggnader som klarar övertrycket 0,1 bar. Tillämpning av valda gränsvärden för tolerabel risk ger en rekommenderad placering av temporära byggnader enligt figur 28.



**Figur 28** Rekommenderad placering av temporära byggnader som är dimensionerade för att klara belastningen från övertrycket 0,1 bar (side-on pressure) orsakat av en gasmolnsexplosion. Pilen visar geografisk nord.

I det gröna området i figur 28 är det tillåtet att placera temporära byggnader som klarar övertrycket 0,1 bar. En person som befinner sig i en sådan byggnad utsätts för lika stor risk som en person som befinner sig i en permanent byggnad dimensionerad enligt HSE's tillsynskriterier. I praktiken innebär det att en person kan gå från ett korrekt dimensionerat kontrollrum till en temporär byggnad utan att risken förändras. En byggnadsplacering i det orange området innebär en riskökning med en faktor fem jämfört med HSE's kriterier. En sådan ökning kan tolereras om omständigheterna så kräver. Placering inom det orange området måste föregås av en särskild värdering.

Ursprungligen var planen att ta fram frekvenser för att trycket 0,04 bar överskreds. På grund av begränsningar i beräkningsprogrammet *Riskcurves* var det bara möjligt att analysera övertrycket 0,1 bar. Som framgår av figur 29 så är avståndet till övertrycket 0,04 bar betydligt längre än för 0,1 bar. Figur 29 visar övertrycket som funktion av avståndet från explosionscentrum efter ett läckage från toppproduktbehållare V-2105.



**Figur 29** Övertryck som funktion av avstånd från explosionscentrum efter giljotinbrott i anslutningen till toppproduktbehållare V-2105.

Avståndet från processområdets centrum till riskkonturen  $10^{-4}$  år<sup>-1</sup> kan alltså fördubblas om övertrycket 0,04 bar utgör grunden för riskkonturerna. Viss försiktighet krävs vid approximationer som baseras på skalning eftersom det kan ge missvisande resultat. Orsaken är att tryckkurvan i figur 29 inte är likadan för alla explosioner. Det viktigaste budskapet från figur 29 är att riskavståndet i hög grad är beroende av byggnadens tålighet mot övertryck från gasmolnexplosioner. Det är därför viktigt att veta vilket övertryck som de temporära byggnaderna verkligen tål.

### 13 OSÄKERHETER

Analysen har resulterat i frekvenser för att övertrycket 0,1 bar eller högre ska uppstå på grund av gasmolnexplosion vid olika drifttillstånd. Att påstå att riskkonturerna visar den absoluta sanningen vore förmätet. Osäkerheterna i en QRA är stora, speciellt när det gäller explosioner. Varje steg i en analys är förknippad med osäkerheter, det startar redan vid valet av omfattning och de avgränsningar som görs. En analys innebär att det finns en medvetenhet om riskerna även om den är förknippad med osäkerheter. Risker kan finnas i de områden som inte analyserats. Ofta krävs en analys för att dra en välgrundad slutsats. Analysen har avgränsats till övertryck på grund av gasmolnexplosioner, det vill säga BLEVE, brand, värmestrålning och giftiga gasutsläpp har inte analyserats. Dessa förenklingar har varit nödvändiga. Analysverksamhet är helt enkelt en process där varje riskområde behandlas i en ordning som bestäms av dess bedömda relevans. Det är viktigt att vara medveten om osäkerheter vid riskvärdering. Osäkerheterna gäller både analysen av frekvenser och konsekvenser.

### **13.1 Osäkerheter i frekvensanalysen**

Analysen baseras på generiska frekvenser för gasmolnsexplosion vid olika processenheter enligt API 752, sannolikhet för explosion givet läckage och fördelning av hålstorlekar enligt data från offshoreindustrin. Erfarenheter från verkligheten är att föredra eftersom det är just verkligheten som modelleringen ska efterlikna. Det förutsätter dock att raffinaderiet i Lysekil inte avviker alltför mycket från andra raffinaderier i världen. Det finns osäkerheter och de består bland annat i att ursprungskällan till frekvenserna inte varit tillgänglig. Analysen har helt enkelt förlitat sig på att API, *American Petroleum Institute*, kvalitetssäkrar den information som de publicerar i sina guider. Det är ett rimligt antagande. Att överföra frekvenserna från API 752 till processerna i Lysekil är inte oproblematiskt. Det kan uppstå tolkningsproblem när det gäller hur processenheter ska kategoriseras. Kategoriseringen av processenheterna vid raffinaderiet har gjorts tillsammans med Preem så att de överensstämmer med dem som nämns i API 752. Guiden säger hur frekventa explosioner är och det saknas information om deras storlek. Fördelningen mellan olika läckagestorlekar och därmed explosionsfrekvensens koppling till konsekvensanalysen erhålls genom statistiska data från offshoreindustrin och sannolikheten för explosion givet ett läckage. Eventuella skillnader mellan läckagets fördelning på olika hålstorlekar inom offshoreindustrin och raffinaderiindustrin är svårt att uttala sig om. Branschspecifika data hade varit att föredra men tyvärr saknas motsvarande databas för raffinaderiindustrin. Sannolikheten för explosion givet läckage är även det en källa till osäkerhet. Det påverkar till viss del hur stor andel av explosionerna som härstammar från stora läckage respektive mindre läckage. Förhållandet mellan hålstorlekarna bedöms dock ha större påverkan. Fördelen med angreppssättet är att det är förhållandevis enkelt och att frekvensen för explosioner kommer att överensstämma med observationer från verkligheten.

### **13.2 Osäkerheter i konsekvensanalysen**

Osäkerheterna i konsekvensanalysen överensstämmer väl med de som nämns i *The ASSURANCE project* (Risö, 2002):

1. Scenario completeness and correctness
2. Uncertainty in definition of scenarios / ambiguity
3. Modelling uncertainty, including the description of physical phenomena and the detailed model characteristics, constants and parameters
4. Input assumptions / boundary conditions / Interface between models
5. Simplifications made throughout the analysis
6. Overall level of "conservatism" of the analyst

I praktiken innebär det bland annat osäkerheter vid val av riskkällor, val av scenarion och hur läckage och gasspridning modelleras. Många val är tydligt konservativa och ett exempel på det är att endast läckage med



tryckkondenserad gas modelleras. Vidare postuleras läckage och rörbrott vid tankstutsen till riskkällan vilket maximerar utflödet av explosionsfarligt material. Det finns vissa scenarion där utflödet kan bli något underskattat. I *EFFECTS* och *Riskcurves* går det inte att simulera utflöde från två rörändar. Den största osäkerheten bedöms vara modelleringen av själva explosionen. Mängden gas som bidrar till explosionen styr effektzonens storlek i hög grad. Det är omöjligt att få en korrekt massandel för varje scenario för alla vindriktningar och stabilitetsklasser. Att bestämma andelen gas som medverkar till explosionen baseras på bedömningar som till en del är subjektiva. Med tanke på osäkerheterna är det en rimlig hantering. Lika svårt är det att välja en "laddningsstyrka" som är realistisk. Det är också anledningen till att "laddningsstyrkan" konservativt valts till 7, vilket motsvarar stark deflagration. Samtidigt måste man vara medveten om att multipla explosioner inte beaktas i analysen. Osäkerheterna och hanteringen av dem gör det svårt att bedöma graden av konservatism. För att göra en bra bedömning krävs en jämförelse med gasmolnsexplosioner som inträffat i verkligheten.

## 14 DISKUSSION OCH SLUTSATSER

### 14.1 Analysmetoden

En riskanalysmetod har tagits fram och tillämpats på raffinaderiet i Lysekil. Resultatet utgörs av riskkonturer för de övertryck som väljs att analyseras. Riskkonturerna ger frekvensen för att ett specificerat övertryck överskrids. På så sätt erhålls ett riskmått som är lämpligt att använda som underlag för att dimensionera och placera temporära byggnader i samband med revision. Samtidigt ges även information om den risk som personal i permanenta byggnader utsätts för. Rätt använd bidrar riskanalysmetoden till ökad säkerhet.

Genomgången av databasen MARS, *Major Accident Reporting Systems*, i bilaga 10 visar att sannolikheten för läckage är mycket större vid start av en anläggning jämfört med stationär drift. Det kan inte uteslutas att det är en viss förhöjd sannolikhet även i samband med stopp. Analysmetoden baseras på analystiden ett år vilket inte påvisar den förhöjda risken för läckage och explosion. Trots det är analystiden ett år lämplig. Motiveringen är att årsdata är mer tillförlitliga och att analysen är enklare att förstå, tolka och kommunicera. Vidare är det enklare att välja och motivera ett gränsvärde för tolerabel risk. Angreppssättet bör kombineras med att minimera antalet människor i närheten av processområdet i samband med nedsläckning och start. Det kan dock finnas pedagogiska skäl att visa på den förhöjda risken i samband med revision. I bilaga 11 redovisas en analys som baseras på den tid som de temporära byggnaderna är på plats i samband med en stor revision. Den ger en bild av hur risken förändras under revisionsperioden.

Den metod som använts för att få fram frekvenser för läckage och explosion är enkel och att föredra jämfört med andra metoder som baseras på att kartlägga komponenter. Att kartlägga alla komponenter i ett processområde stort som 5-6 fotbollsplaner är inte rimligt och det ger inte heller något

bättre resultat. Den metod som använts i analysen kan dock tillämpas på ett bättre sätt. Det gäller valen av läckagekategorier. Läckage genom ett hål med diametern 10 mm ger i *Riskcurves* enbart explosion vid stabila väderklasser. Det gäller även de läckage där 10% av rörets diameter medför en liten effektiv flödesdiameter. Läckagekategorierna bör väljas så att explosion erhålls oavsett väderklass. I vilken utsträckning valet av antal representativa riskkällor och postulerade läckage påverkar resultatet har inte kontrollerats. Det är en fördel om ett ökat antal riskkällor och postulerade läckage inte påverkar resultatet nämnvärt. Det skulle innebära att en förhållandevis låg detaljeringsgrad är tillräcklig för att få ett tillförlitligt resultat.

Konsekvensanalysen har till viss del styrts av beräkningsverktyget *EFFECTS* som i sin tur baseras på det holländska regelverket som omfattar risker för tredje man. Grad av konservatism och om den är lämplig vid analys av risker inom anläggningsområdet är svårt att värdera. Det är en avvägning mellan önskvärd realism samtidigt som analysen inte får utföras så att risken underskattas. Beräkningsprogrammet *Riskcurves* följer ”Purple book” till den grad att det inte går att beräkna riskkonturer för mer än övertrycket 0,1 bar. Det är en begränsning som är svår att förstå eftersom det i denna analys utgjort ett hinder i säkerhetsarbetet.

Analysen är en av två oberoende analyser som delvis haft samma uppdrag. Den andra analysen har gjorts av Shell Global Solution (Shell, 2008). En jämförelse visar att resultaten för ett års stationär drift är anmärkningsvärt lika. Jämförelsen styrker den riskanalysmetod som använts.

Ett specificerat övertryck från en gasmolnexplosion är inte tillräckligt för att dimensionera en temporär byggnad. Exempelvis krävs det även information om tryckvågans varaktighet. I praktiken krävs att en dimensionerande gasmolnexplosion specificeras där det statiska övertrycket utgör en viktig del.

## **14.2 Analysen**

Slutsatsen av analysen är att temporära byggnader som placeras i närheten av processområdet bör vara tåliga mot explosioner. Antalet människor i processområdets närhet bör minimeras i samband med nedsläckning och start. Konventionella temporära byggnader med lägre hållfasthet bör avståndsepareras från processområdet. Avståndet är beroende av den belastning som byggnaderna tål. Det råder osäkerhet vilket tryck temporära byggnader klarar. Skillnaden mellan olika källor är anmärkningsvärd. Preem bör klarställa vilka temporära byggnader som används vid revision och vilka övertryck de klarar. Analysen baseras på ett antal förutsättningar och avgränsningar. Bland annat har inte BLEVE analyserats och läckagetiden fem minuter har använts. Det är exempel som tillsammans med resultatet bör utgöra underlag för utformning av riskhanteringen i samband med revision. Det gäller dimensionering och placering av temporära byggnader såväl som detektering, larm och evakueringsrutiner.

På grund av begränsningar i beräkningsprogrammet *Riskcurves* har endast riskkonturer baserat på övertrycket 0,1 bar kunnat tas fram. Det är ett övertryck som konventionella temporära byggnader inte klarar. Riskkonturer baserade på övertrycket 0,04 bar hade varit lämpligare. Ett alternativ är att placera de temporära byggnaderna efter de riskkonturer som tagits fram av Shell Global Solution för övertrycket 0,05 bar (Shell, 2008). Eftersom närhet till processen är önskvärd så är antagligen det bästa alternativet att konstruera nya temporära byggnader med en väl dokumenterad hållfasthet som är anpassad efter önskad placering.

## 15 REFERENSER

- AICHe/CCPS (1994), *Guidelines for Evaluating the Characteristics of Vapour Cloud Explosions, Flash Fires, and BLEVES*, Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, ISBN 978-0-8169-0474-7
- AICHe/CCPS (1996), *Guidelines for Evaluating Process Plant Buildings for External Explosions and Fires*, Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, ISBN: 0-8169-0646-7
- AICHe/CCPS (2000), *Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis*, Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, utgåva 2, ISBN: 0-8169-0720-X
- API (2003), *Management of Hazards Associated with Locations of Process Plant Buildings*, API Recommended Practice 752 second edition, November 2003
- API (2007), *Management of Hazards Associated with Location of Process Plant Portable Buildings*, American Petroleum Institute, API Recommended Practice 753
- Baker, Olson, Bennet (2005), *Explosion dynamics analysis of the March 23, 2005 explosion at the BP, Texas city refinery isomerization unit*, August 4 2005, BakerRisk Project No. 01-01093-001-05
- Bedford and Cooke (2001), *Probabilistic Risk Analysis Foundations and methods*, Cambridge University Press, ISBN:0521773202
- Beigler (1991), *Beträffande explosionsbelastning på kontorsmoduler av typ Indus K 24*, Korrespondans mellan SSI Byggkonsult AB och Indus Modul AB
- Berg, A.C. van den (1985), The Multi- Energy Method - A Framework for Vapour Cloud Explosion Blast Prediction, *Journal of Hazardous Materials* 12 (1985) 1-10
- Berg, Versloot (2003), The multi-energy critical separation distance, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries* 16 (2003) 111-120
- Bjerketved, Bakke, van Wingerden (1997), Gas explosion handbook, *Journal of Hazardous Materials* 52 1997 1-150
- Borysiewicz, Kacprzyk, Leszczynski, Romanczak, Rymwid-Mickiewicz (2008), *Spatial planning in preventive and abatement measures*, RIVER-SHIELD project Work package WP 4.3 "Spatial and land use planning consideration", Warsaw February 2008

BP (2005), *Guidance on Practice for Design and Location of Occupied Portable Buildings within Refineries and Chemical Plants*, BP Group Engineering technical practices, British Petroleum, 2005

Chamberlain G.A., *A methodology for Managing Explosion Risks in Refineries and Petrochemical Plants*, prepared for presentation at the AIChE 38<sup>th</sup> Loss Prevention Symposium, New Orleans, April 25-29, 2004  
Advances in Consequence Modeling I, unpublished

CIA (1998), *Guidance for the Location and Design of Occupied Buildings on Chemical Manufacturing Sites*, Chemical Industries Association, February 1998, ISBN 1 85897 077 6

Cox, Lees, Ang (1990), *Classification of hazardous locations*, Institution of Chemical Engineers, ISBN 0 85295 258 9

CSB (2007), *Investigation report Refinery explosion and fire (15 killed, 180 injured)*, Texas city, U.S. Chemical Safety and hazard investigation Board, Report no. 2005-04-I-TX

Energimyndigheten (2000), *Översyn av beredskapslagstiftningen inom oljeområdet*, ER 23:2000

Hendershot Dennis. C, *Risk Guidelines as a Risk Management Tool*, Presentation at the 1996 Process Plant safety Symposium Houston, Texas, April 1-2, 1996, Opublicerad, hämtad 2008-08-04 från  
<<http://home.att.net/~d.c.hendershot/papers/pdfs/riskguidelines.pdf>>

HSE (2005<sub>a</sub>), *Vapour cloud explosions*, Health and Safety Executive, Semi Permanent Circular, SPC/technical (LD1-4)/05

HSE (2005<sub>b</sub>), *Research to improve guidance on separation distance for the multi-energy method (RIGOS)*, Health and Safety Executive, research report 369, ISBN 0 7176 6146 6

HSE (2006), *Failure frequencies for major failures of high pressure storage vessels at COMAH sites: A comparison of data used by HSE and the Netherlands*, Health and Safety Executive, hämtad från  
[www.hse.gov.uk/comah/srag.htm](http://www.hse.gov.uk/comah/srag.htm) 2008-06-12

HSE (2007a), *Location and design of occupied buildings at major accident hazard establishments*, Health and Safety Executive, Semi Permanent Circular, SPC/ENF/106 (Version 2)

HSE (2007b), *Buncefield major incident investigation*, Buncefield Major Incident Investigation Board, Health and Safety Executive

Höiset (2002), *Explosion estimation from H<sub>2</sub> leakage under compressor shelters for process areas 230 and 240*, Research Centre Porsgrunn, O2A\_CL9, 2002-03-21

Jacobsson & Lamnevik (2001), *Tolerabel risk inom kemikaliehanterande verksamheter, En vägledning från IPS*, IPS Intressentföreningen för Processsäkerhet, December 2001

Kahn, Abbassi (1999), Major accidents in process industries and an analysis of causes and consequences, *Journal of loss Prevention in the Process Industries* 12 361-378

Koschy A., Mallikarjunan M.M., Raghavan K.V. (1995), Causative factors for vapour cloud explosions determined from past-accident analysis, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, Vol. 8. No. 6 355-358

Leffler (2000), *Petroleum refining In Nontechnical Language*, Third edition Pennwell, ISBN 0-87814-776-4

MARSH, *Preem Petroleum AB Preemraff Lysekil Sweden EML Scenario Study*, 2007

Mercx & van den Berg (1997), The Explosion Blast Prediction Model in the revised CPR 14E (yellow Book), *Process Safety Progress vol.16 No.3*

Mercx, van den Berg, van Leeuwen, *Application of correlations to quantify the source strength of vapour cloud explosions in realistic situations. Final report for the project: 'GAMES'*, TNO Prins Maurits Laboratory, TNO Report 1998-C53, October 1998, Opublicerad

Mercx, van den Berg, Hayhurst, Robertson, Moran (2000), Developments in vapour cloud explosion blast modeling, *Journal of Hazardous Materials* 71 (2000) 301-319

NRC (1975), *Reactor Safety Study; An Assessment of Accident Risks in U.S. Commercial Nuclear Power Plants*, WASH-1400, NUREG 75/014

Preem<sub>a</sub>, *Gasvarnare västra delen onsite 82- Styr o övervkn proc.inst.*  
Ritning E83—000-P234D&ELD rev 0.05 2008-06-16

Preem<sub>b</sub>, *Gasvarnare östra delen onsite 82- Styr o övervkn proc.inst.*  
Ritning E82—000-P244D&ELD rev 0.03 2008-06-16

Preem<sub>c</sub>, *Preemraff Lysekil revstopp 2007 Hur att agera vid larmUNRS\_10*

Preem<sub>d</sub>, *Placering av bodar rev 2007*, Ritning V20020 rev 7 07-07-13

Preem<sub>e</sub>, *Information om hur råolja produceras, transporteras, raffineras, lagras och produkter lastas ut*, 2003-11-05

Preem<sub>f</sub>, *Engineering specification SDE-02 Basic data and Site Information*

Pritchard D. K. (1989), A review of methods for predicting blast damage from vapour cloud explosions, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 1989, Vol 2, October

Risö (2002), *Assessment of Uncertainties in Risk Analysis of Chemical Establishments The ASSURANCE project Final summary report*, Risö National Laboratory, Roskilde, Risö-R-1344(EN)  
ISBN 87-550-3062-9, ISBN 87-550-3063-7 (Internet), ISSN 0106-2840, hämtad 2008-08-04 från  
<[http://www.iiasa.ac.at/Research/RAV/Staff/publications/amendola/assurance\\_2002.pdf](http://www.iiasa.ac.at/Research/RAV/Staff/publications/amendola/assurance_2002.pdf)>

Räddningsverket (2005), *Dynamisk lastpåverkan – referensbok*, Räddningsverket Karlstad Avdelningen för stöd till räddningsinsatser, 2005-12-23

Shell (2008), *Preemraff Lysekil Refinery Coarse Facility Siting Explosion Exceedance – Summary Report*, GS.08.53856 Confidential, 2008-10-22

SKi (2004), *Tillsynshandbok PSA*, Statens Kärnkraftsinspektion, SKi rapport 2003:48, ISSN 1104-1374

Spouge (2005), New Generic Leak Frequencies for Process Equipment, *Process Safety Progress* vol. 24 no. 4

TNO (1992), *Methods for the determination of possible damage*, CPR 16E, TNO, Apeldoorn

TNO (2006), *TNO Safety Software EFFECTS, DAMAGE, EFFECTPLUS, EFFECTSGIS, EFFECTSPROF* Version 7 User and reference manual, version manual 7.3 release 12

TNO (2007a), *EFFECTS Vs 7.4* Software library version: 7.4.1.0570 (1 aug 2007) Universal database version: 2.05 (24 July 2007)

TNO (2007b), *TNO Safety software Riskcurves version 7 user and reference manual*, December 2007 Apeldoorn Holland

TNO (2008), *Riskcurves 7.5*, Software library version: 7.5.6.1085, 14 Mar 2008 13:00:00, Universal database version: 2.05 (24 July 2007)

Trbojevic, *Risk criteria in the EU*, Risk support Limited, London, U.K. hämtad 2008-08-04 från  
<[www.risk-support.co.uk/B26P2-Trbojevic-final.pdf](http://www.risk-support.co.uk/B26P2-Trbojevic-final.pdf)>

Vinnem, Jan-Erik (2007), *Offshore Risk Assessment: Principles, Modelling, and Applications of QRA Studies*, Springer, utgåva 2, Springer series in reliability engineering ISSN 1614-7839, ISBN-13:9781846287169

VROM (2005a), *Guidelines for quantitative risk assessment*, “Purple book”, The department of Housing Spatial Planning and the Environment (VROM), Publication Series on Dangerous Substances (PGS 3)

VROM (2005b), *Methods for the calculation of physical effects Due to releases of hazardous materials (liquids and gases)*, “Yellow book” Third edition, The department of Housing Spatial Planning and the Environment (VROM), Publication Series on Dangerous Substances (PGS 2)

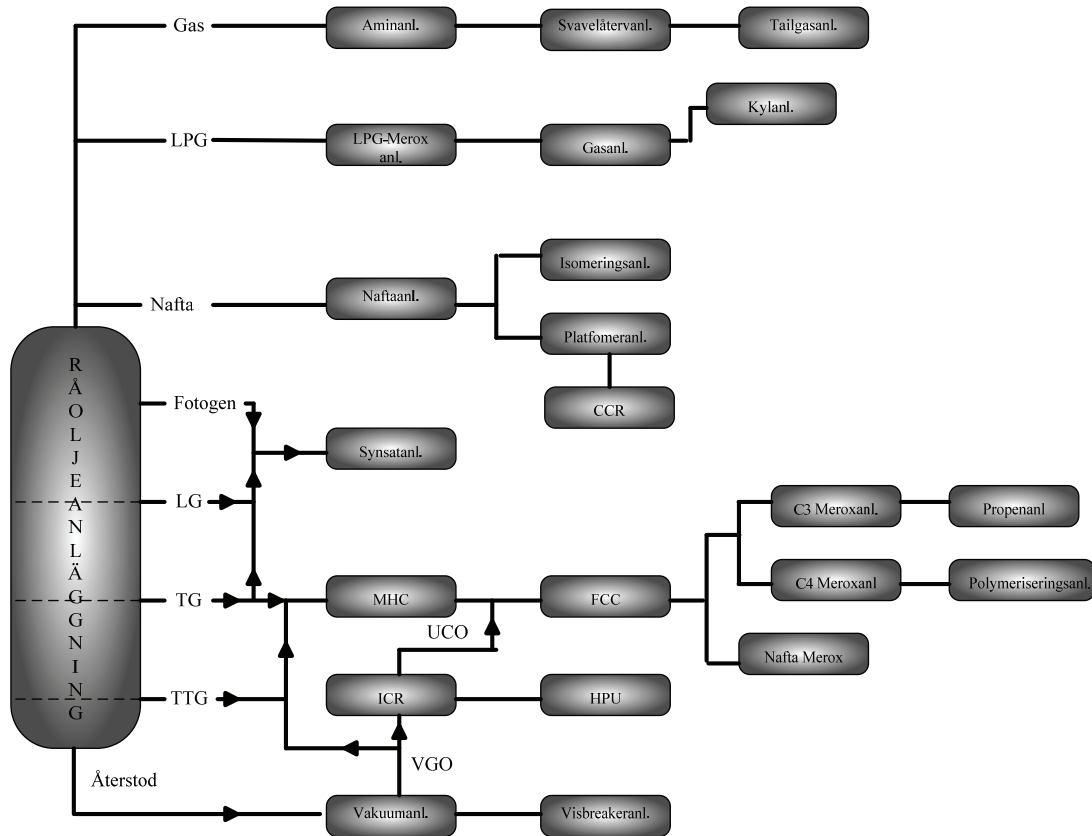


## **BILAGOR**

<b>1</b>	<b>Anläggningsbeskrivningar.....</b>	<b>2</b>
<b>2</b>	<b>Flödesscheman .....</b>	<b>7</b>
<b>3</b>	<b>Identifiering av riskkällor.....</b>	<b>21</b>
<b>4</b>	<b>Sammanställning av riskkällor .....</b>	<b>31</b>
<b>5</b>	<b>Beräkning av brotffrekvenser med ”Purple book” .....</b>	<b>36</b>
<b>6</b>	<b>Väderstatistik från Måsekär 1996-2005 .....</b>	<b>41</b>
<b>7</b>	<b>Beskrivning av parametrar i EFFECTS 7.4 .....</b>	<b>42</b>
<b>8</b>	<b>Rapportfil från simuleringar i EFFECTS 7.4 .....</b>	<b>45</b>
<b>9</b>	<b>Indata till Riskcurves .....</b>	<b>79</b>
<b>10</b>	<b>Genomgång av olyckor dokumenterade i MARS .....</b>	<b>81</b>
<b>11</b>	<b>Analys av tidsperioden med temporära byggnader på plats .....</b>	<b>94</b>

## 1 ANLÄGGNINGSBESKRIVNINGAR

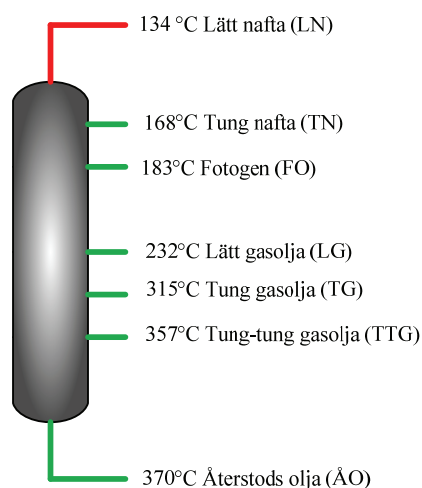
För att få ett större sammanhang hur anläggningen fungerar samt dess flöden beskrivs här raffinaderiets anläggningar kortfattat. I figur 1 beskrivs hur de olika anläggningarna är sammankopplade.



Figur 1 Raffinaderiets olika processanläggningar

### 1.1 Råoljedestillationsanläggningen (210)

I anläggningens destillationstorn destilleras råoljan, olika fraktioner tas ut på olika höjder av tornet beroende på ämnens olika kokpunkter, se figur 1. Innan råoljan matas in i tornet värmeväxlas den med utgående fraktioner och värms upp i anläggningens två ugnar, till omkring 365-375°C. Fraktionerna pumpas sedan till mindre torn, stripper, för att driva av lättare kolväten som leds tillbaka in i rådestillationstornet. De ”strippade” fraktionerna matas ut i olika delar av anläggningen beroende på fraktion.



**Figur 2** Råoljedestillationstornets fraktioner samt dess temperatur

Temperaturen från de olika avdragsbottenarna i figuren är baserade på ett månatligt medelvärde. De olika fraktionerna sektioneras i tornet i ett temperaturintervall vilket gör att varje fraktion innehåller en stor mängd olika kolväten.

## 1.2 Aminanläggningen (270)

I raffinaderiets avsvavlingsanläggningar omvandlas oljans svavel till gasformigt  $H_2S$ , divätesulfid. I aminanläggningen tvättas gasen i ett torn, absorber, genom att gasen går in i botten, stiger upp i tornet och möter en ström av kallt amin. Aminets funktion är att kallt amin absorberar  $H_2S$  och varmt amin avger  $H_2S$ . Det svavelberikade aminet samlas i botten där det matas efter värmeväxling till raffinaderiets regenereringstorn för rening. I regenereringstornet avges divätesulfiden från aminet och går över topp till Svavelåtervinningsanläggningen. Det reade aminet matas sedan till absorbern.

## 1.3 Svavelåtervinningsanläggningen (260)

Svavelåtervinning är en process där värme och katalysator används för att återvinna svavlet från divätesulfiden som kommer från aminanläggningens regenereringstorn. Att omvandla gasformigt svavelväte till flytande åstadkoms genom hög temperatur samt reducerad luftmängd. Processen bildar svaveldioxid vilket sedan kondenseras till flytande svavel. Processen producerar en del restgaser (tailgas) vilka matas till tailgasanläggningen för återvinning av resterande svavel. Det flytande svavlet matas sedan till tank för vidare transport.

## 1.4 LPG anläggningen (250)

Anläggningen matas med LPG som renats i aminanläggningens aminabsorber T-2701. LPG:n renas på resterande svavel, merkaptaner samt koldioxid av anläggningens Meroxanläggning. LPG separeras sedan genom destillation i två steg. I det första separeras metan/etan från propan/butan, vidare separering mellan propan och butan sker i det andra steget. En viss återvinning av propan från behållarna sker med hjälp av anläggningens kylanläggning.

## 1.5 Naftaavsvavlingsanläggningen (231)

Anläggningen har i uppgift att avsvavla nafta, ta bort kväveföreningar med hjälp av vätgas och katalysator samt att separera lätt naftan. Avsvavlingen sker i anläggningens reaktorer.

Efter avsvavling separeras H<sub>2</sub>S gasen samt butan och lättare i en stripper från de tyngre lätt nafta komponenterna (C5 och uppåt). I nästa stripper skiljs C5/C6 ifrån C7+. De separerade kolvätena går till följande anläggningar: C1/C2 till Brännngasanläggningen, C3/C4 till LPG anläggningen, C5/C6 till Isomeriseringsanläggningen och C7+ går till platformeranläggningen.

## 1.6 Platformeranläggningen (232)

Platforming står för platina reformering vilket betyder att man använder platina som katalysator för att omforma C7+ naftan från naftaavsvavlingsanläggningen till reformat som är en bensinkomponent. Det som sker under reformeringen är att det matade flödet som består mest av naftener (ringformad alkan) samt parafiner (alkaner med raka kolkedjor) reformeras till aromater (ringformad alken) samt isoparafiner (alkan med grenad kolkedja). Reformeringen gör att oktantalet höjs. För att reformeringen ska äga rum behövs stora mängder vätgas. Vätgasen erhålls från det vätgasöverskott som bildas under processen. Anläggningen har en nyckelroll då den även distribuerar vätgasöverskottet till raffinaderiets andra processanläggningar. Anläggningen återanvänder katalysatormassan i delanläggningen CCR.

## 1.7 Isomeriseringsanläggningen (233)

Isomerisering är en process där man på katalytisk väg omvandlar de lätta komponenterna i naftan, C5/C6, till bensinkomponenter med högt oktantal. För att processen ska äga rum behövs vätgas som distribueras från platformeranläggningen. Naftan separeras efter isomeriseringen i ett torn (deisohexanizer) där det lågkokande C5/C6 (isomerat) tas ut på toppen samt C7+ (hexat) tas ut från botten.

## 1.8 Synsatanläggningen (280)

Synsatanläggningen är avsvavlings- samt avaromatiseringsanläggning för MK-1 (används till miljödiesel, fotogen/gasoljefraktion), LG (lätt gasolja), fotogen, TG (tung gasolja) samt LLCO (lättlätt krackad gasolja). Reningen sker i anläggningens två reaktorer, en avsvavlingsreaktor samt en avaromatiseringsreaktor, med hjälp av reaktormassa samt vätgas. Avaromatisering sker bara när anläggningen matas med MK-1 eftersom produkten fordrar en låg aromathalt för att uppfylla miljöspecifikationer.

## 1.9 Vakuumanläggningen (220)

Återstoden från råoljeanläggningen som är ca: 35-40% av råoljan behandlas vidare i vakuumanläggningen för att öka andelen lätta produkter. Anläggningen fraktionerar återstoden genom att sänka trycket i destillationstornet vilket resulterar i att kokpunkten för de olika fraktionerna sänks och mer gasolja kan tas ut vilket resulterar i produktandelen ökar. Fraktionerna som tas ut från tornet kallas lätt vakuumgasolja, LVGO, tung vakuumgasolja, TVGO, samt Pitch (vakuumåterstod). LVGO samt TVGO matas till ICR anläggningen eller till tank, Pitchen matas vidare till Visbreakeranläggningen 290 för vidare termisk krackning.

## 1.10 MHC anläggningen (240)

MHC- anläggning utgör en av raffinaderiets fyra krackeranläggningar. MHC, Mild Hydro Cracking, är även en avsvavlingsanläggning. Avsvavlingen sker i den första av anläggningens två reaktorer med hjälp av vätgas och reaktormassa. Till MHC matas mestadels med TG (tung

gasolja) från tank men även med VGO (vakuumgasolja) från Vakuumanläggningen 220. I krackern mättas krackningen med vätgas för att inte erhålla omättade kolväten.

### **1.11 Visbreakeranläggningen (290)**

Visbreakeranläggningen utgör raffinaderiets andra kracker. Genom den termiska spjälkningen återvinns nafta, gasolja och bränningsgas ur pitchen som biprodukt bildas vistar, återstod. Anläggningen kan också matas direkt med råoljeanläggningens återstod. Efter fraktionering matas fraktionerna till olika delar i raffinaderiet för avsvavling. Gasoljan matas till MHC-anläggningen, nafta går till Naftaavsvavlingsanläggningen och gasen till aminanläggningen. Vistarna matas direkt till tank.

### **1.12 ICR anläggningen (810)**

ICR anläggningen byggdes 2006 för att kunna förädla mer gasolja från eldningsoljorna (återstod) genom sönderslagning av längre kolkedjor. Anläggningen är av samma utförande som MHC anläggningen och är raffinaderiets tredje kracker. Rening sker i första reaktorn för att sedan följas av krackning i den andra. Matning till anläggningen är hög och lågsvavlig vakuumgasolja från Vakuumanläggningens produkttankar. Efter fraktionering erhålls gas, nafta, fotogen samt diesel och UCO (unconverted oil, återstod). Återstoden används som matning till FCC anläggningen.

### **1.13 HPU anläggningen (820)**

HPU- anläggningen har en nyckelroll i distributionen av vätgas. Anläggningen byggdes samtidigt som ICR anläggningen för att förse denna med vätgas. Anläggningen förser även Naftaavsvavlings- samt Synsatanläggningen med vätgas. Som matning används nafta från fraktioneringstornets topp på ICR anläggningen. Vid framställning av vätgas kan även anläggningen matas med butan från LPG anläggningen eller från bergrum.

### **1.14 FCC och gasåtervinningsanläggningen (150)**

FCC anläggningen är en katalytisk krackningsanläggning och utgör raffinaderiets fjärde kracker. Sönderslagning av längre kolkedjor till mindre sker på katalytisk väg med hjälp av katalysatormassa och värme. Katalysatorns inverkan gör att sönderslagningen kan ske under lägre temperatur. Matningen till anläggningen består mestadels av unconverted oil (UCO) från ICR anläggningen samt VGO från tank. Fraktioner som tas ut från anläggningen är nafta, gasolja samt återstod (decant). Nafta fraktionerna vidarebehandlas i 170 Nafta-Meroxanläggningen. Producerad LPG (C3/C4) separeras och matas därefter till C3/C4 Meroxanläggningen för rening av merkaptaner.

### **1.15 Nafta-Meroxanläggningen 170**

Anläggningens uppgift är att omvandla skadliga merkaptanerna i naftan från FCC-anläggningen till disulfider som är mindre skadligt för den färdiga produkten. Efter rening matas naftan till tank.

### **1.16 C3/C4 Meroxanläggningen 180**

C3/C4 Meroxanläggningarna är två anläggningar som har i uppgift att avskilja svavelväte, merkaptaner, karbonyl sulfid samt koldioxid. Flödet kommer till de två anläggningarna efter

separation i FCC-anläggningens C3/C4 splitter. Efter rening går C4 strömmen till polymeriserings anläggningen och C3 strömmen går vidare till propenanläggningen.

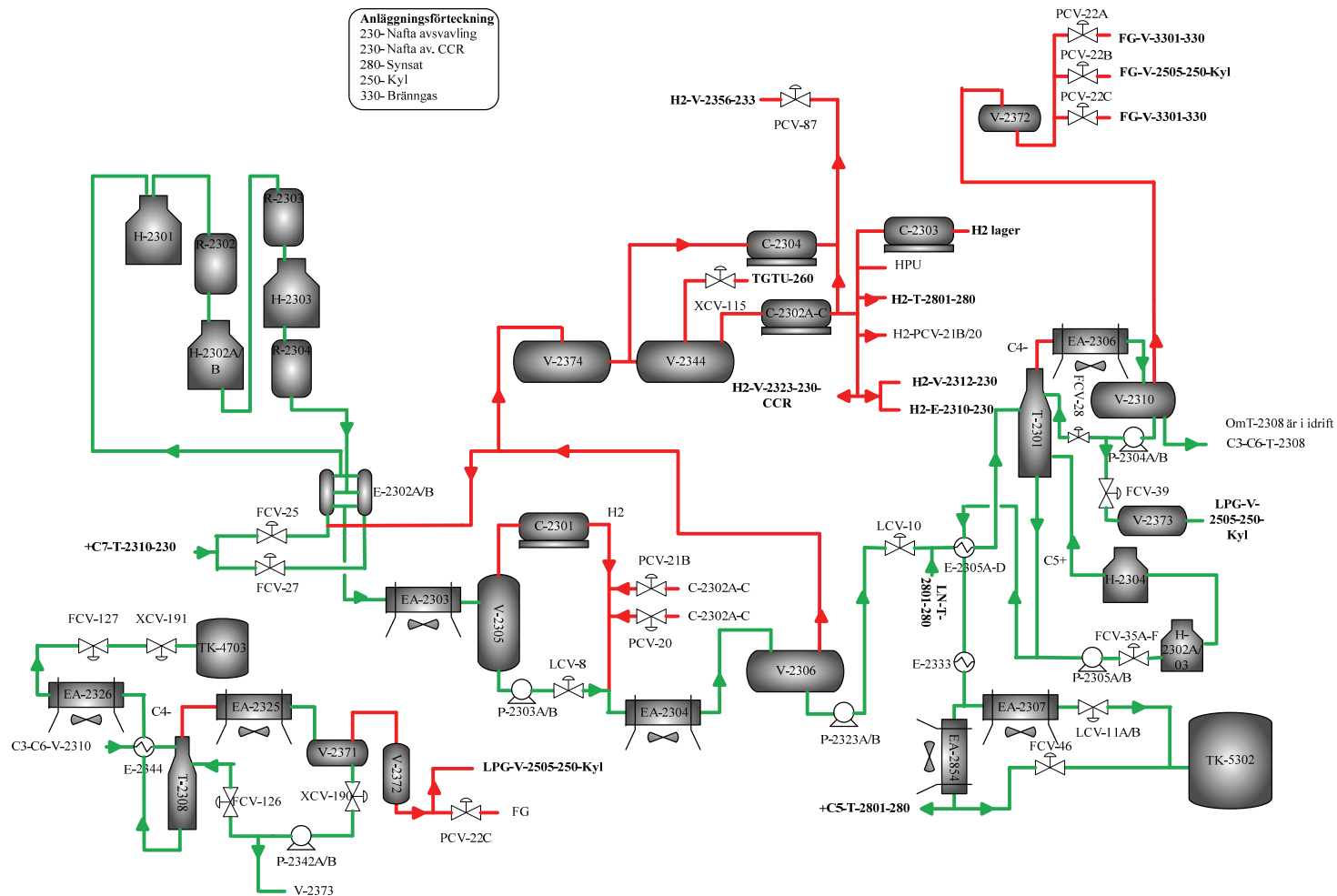
### **1.17 Polymeriseringsanläggningen 160**

Polymerisering är en process där de omättade gaserna propen och buten slås samman för att bilda bensinfraktioner. Processen sker på katalytisk väg. Propen samt buten (olefiner, omättade kolväten) finns inte vanligtvis i råolja utan bildas under raffineringens krackningsprocesser. Olefinerna matas till anläggningen från 180 C3/C4 Meroxanläggningen. Största delen av matningen är buten samt butan. Mättade kolväten används för att styra hur reaktiv blandningen skall bli. Reaktionen är exoterm vilket medför att om blandningen är allt för reaktiv sker en temperatur ökning. En allt för hög temperatur ökning leder till koks bildning och således en förkortad livslängd av anläggningens katalysatorer. Produkten som bildas kallas polybensin och är en bensin komponent.

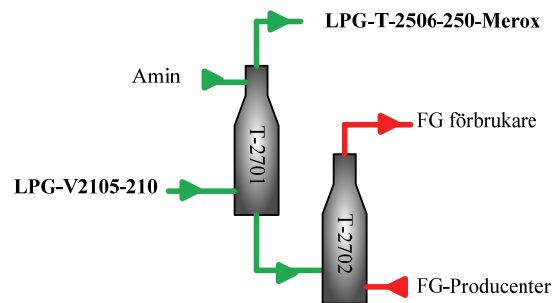
### **1.18 Propenanläggningen**

Propenanläggningens uppgift är att producera så rent propen som möjligt. Propenet matas till anläggningen från gasåtervinningsanläggning via C3 Meroxanläggningen för rening. Det höghaltiga propenet lagras i vätskefas genom trycknedtagning i bergrum.

## 2 FLÖDESSCHEMAN



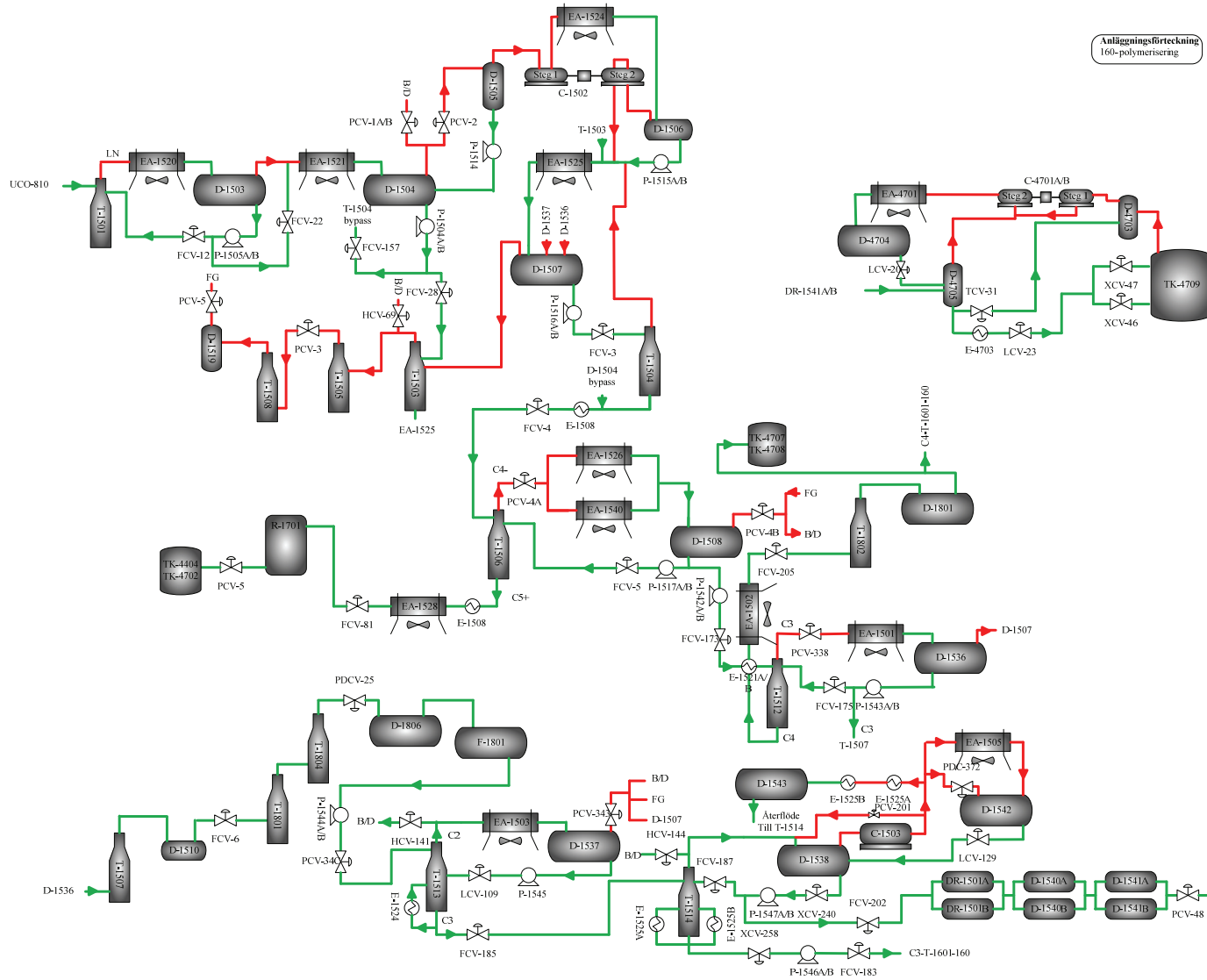
Figur 3 Plattform 232-anläggningen



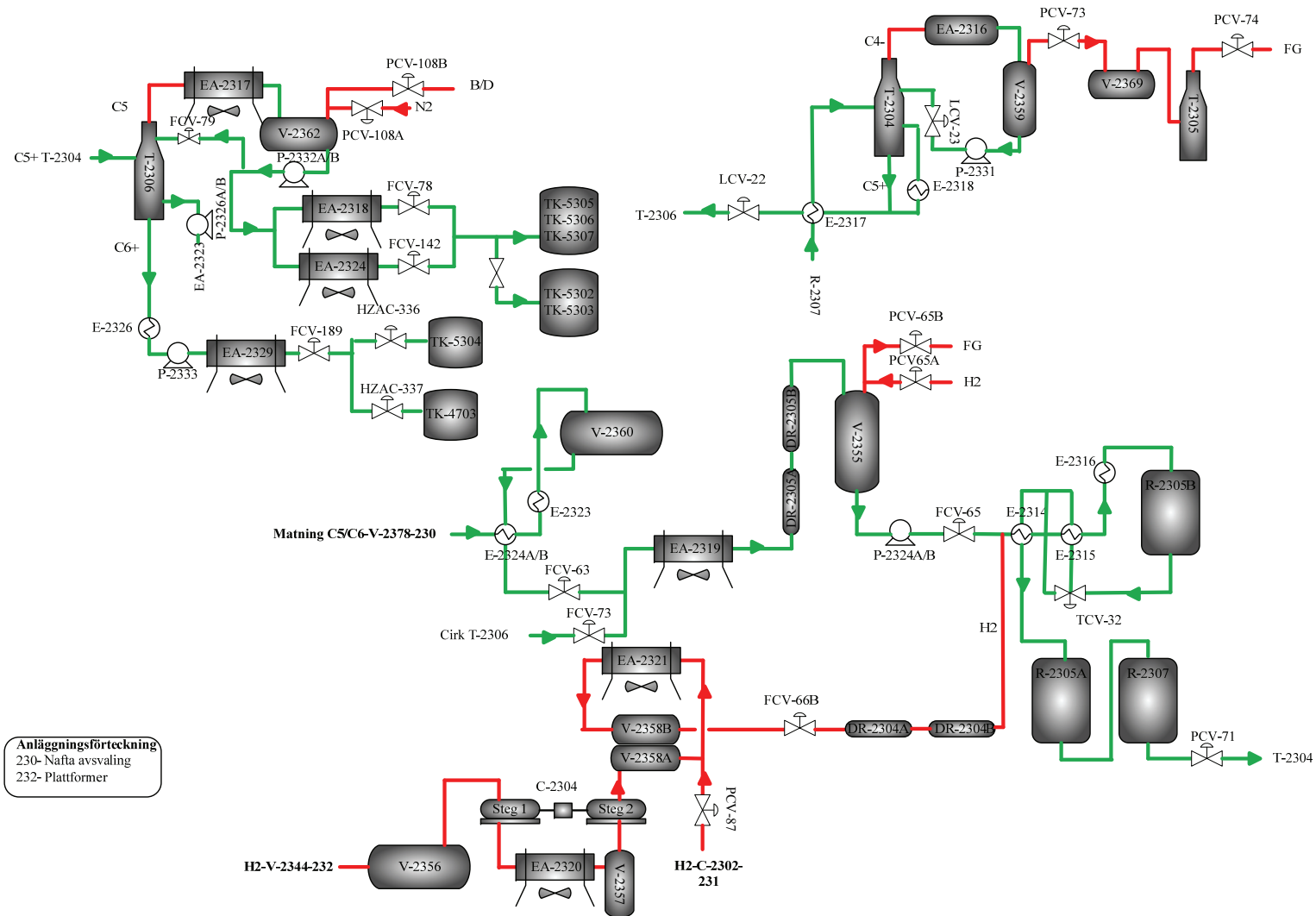
Anläggningsförteckning  
210-Råolja  
250- LPG-Merox

**Figur 4** Amin 270-anläggningen

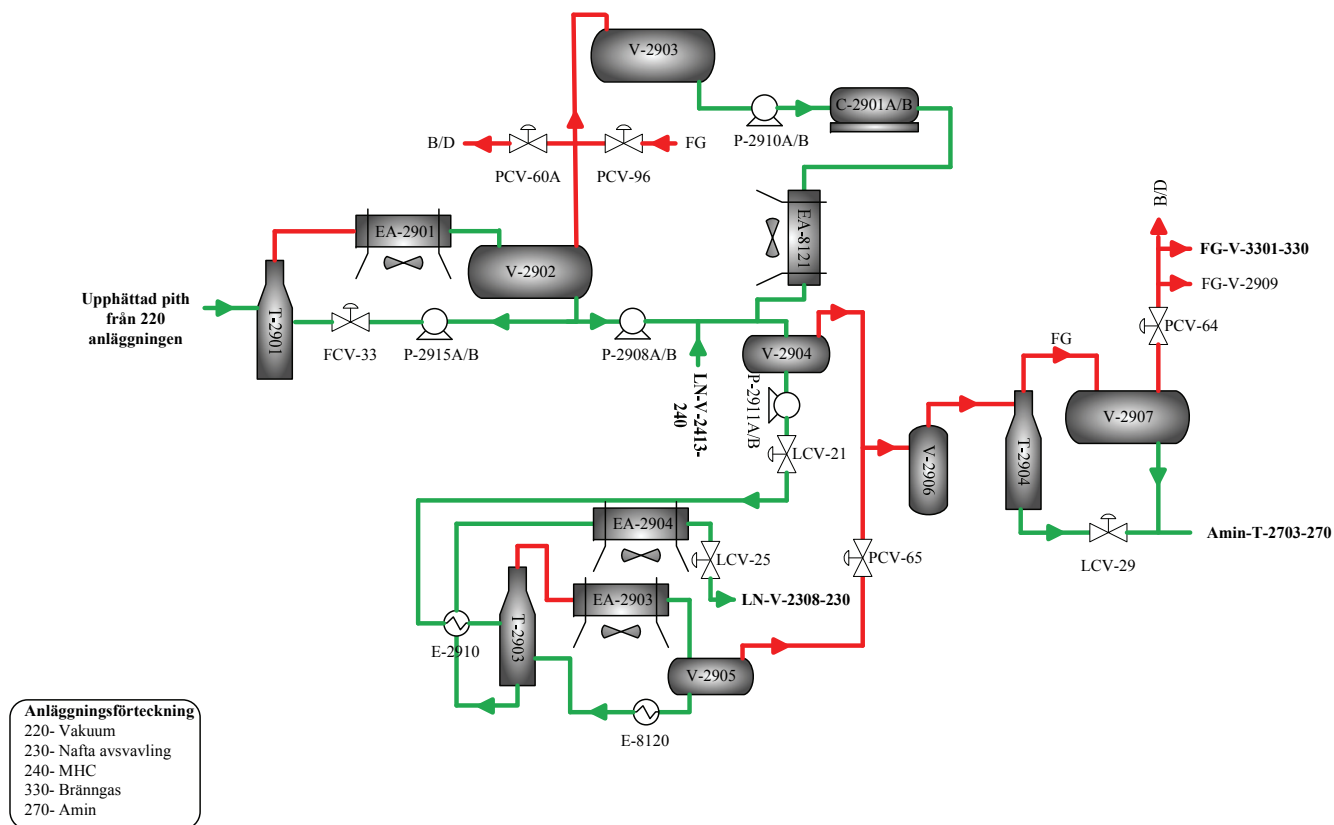




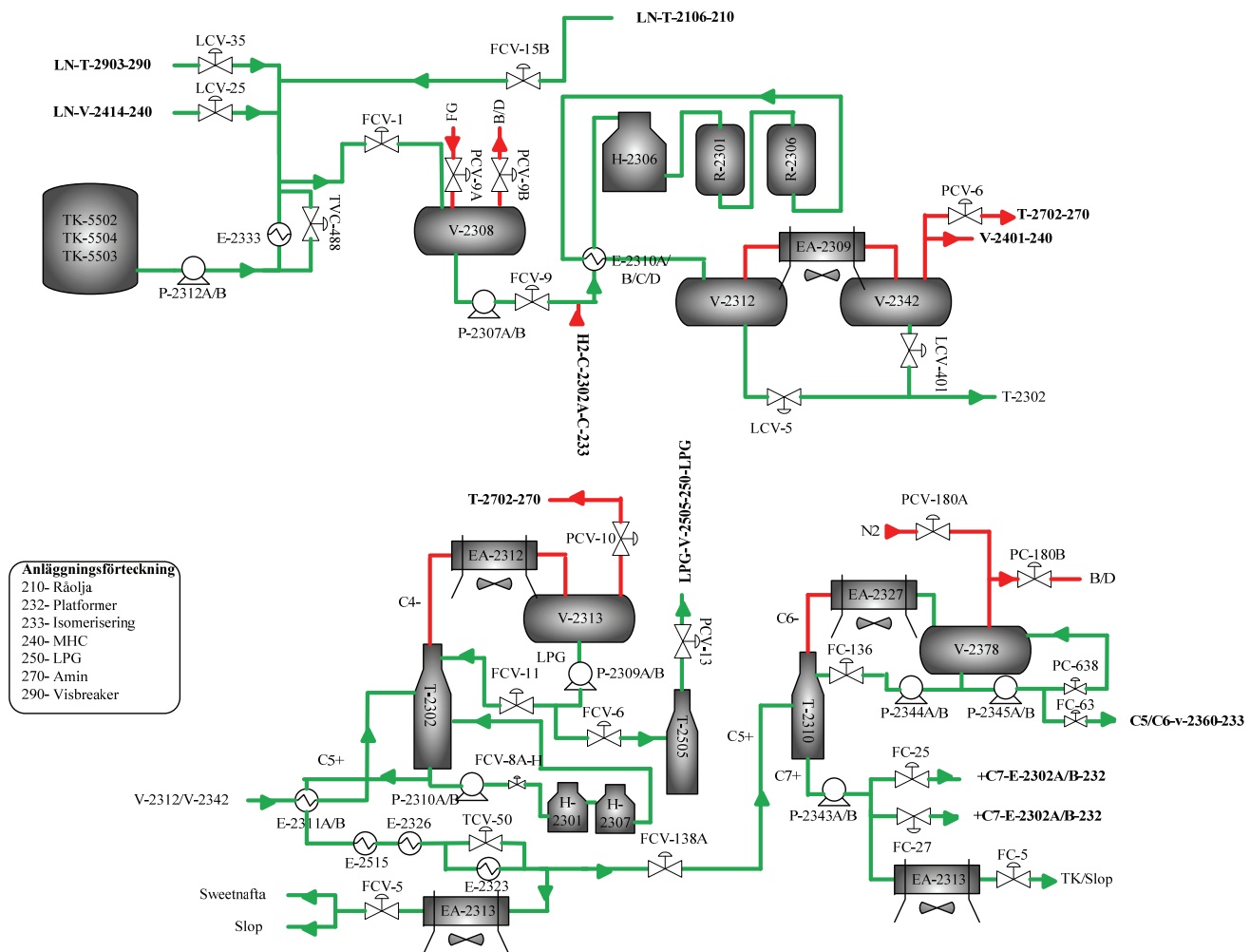
Figur 5 FCC 150-anläggningen



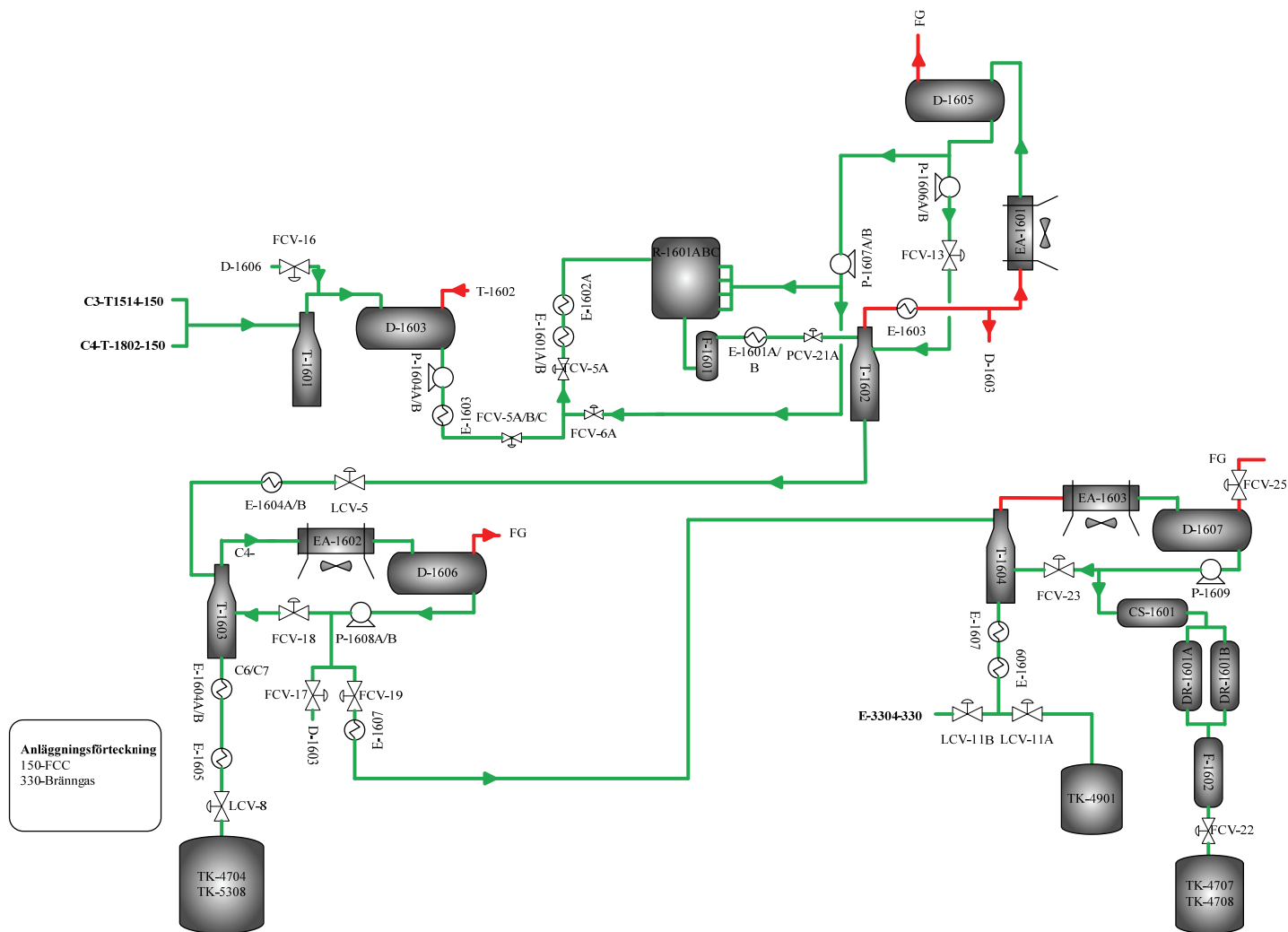
Figur 6 Isomerisering 233-anläggningen



Figur 7 Visbreaker 290-anläggningen

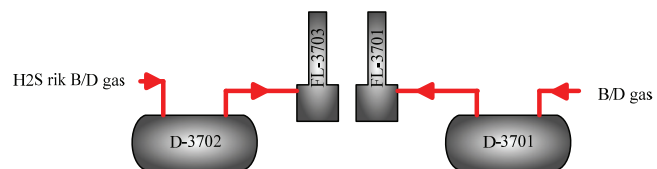


Figur 8 Nafta avsvavling 230-anläggningen

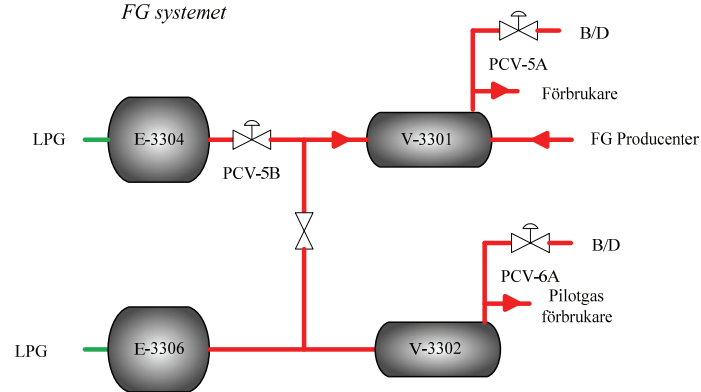


Figur 9 Polymerisering 160-anläggningen

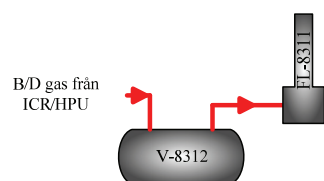
*FL-3701/FL-3703*  
*HC/H2S facklan*



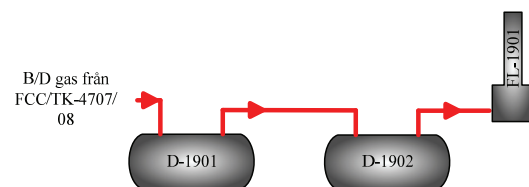
*FG systemet*



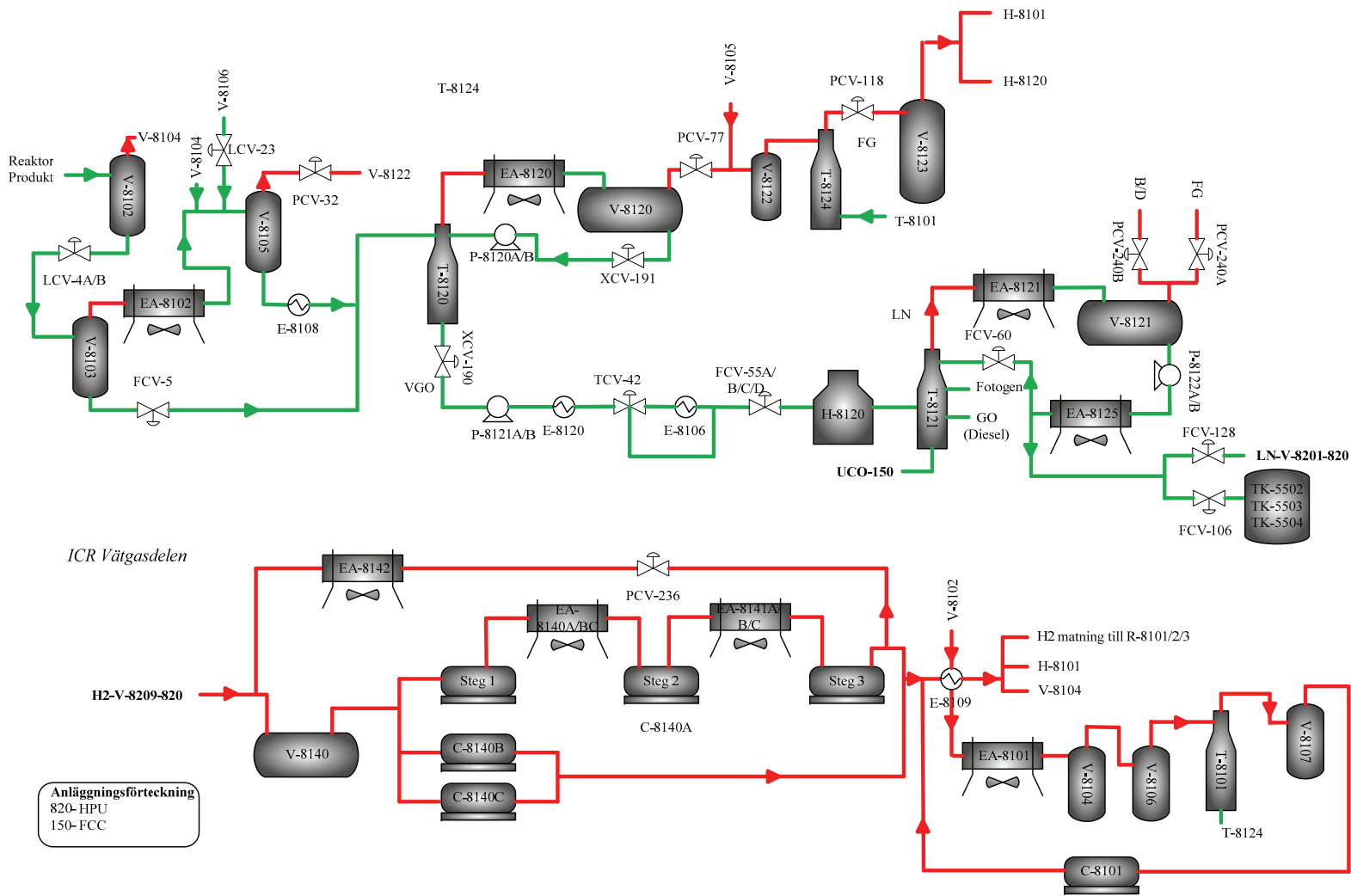
*FL-8311*  
*ICR/HPU facklan*



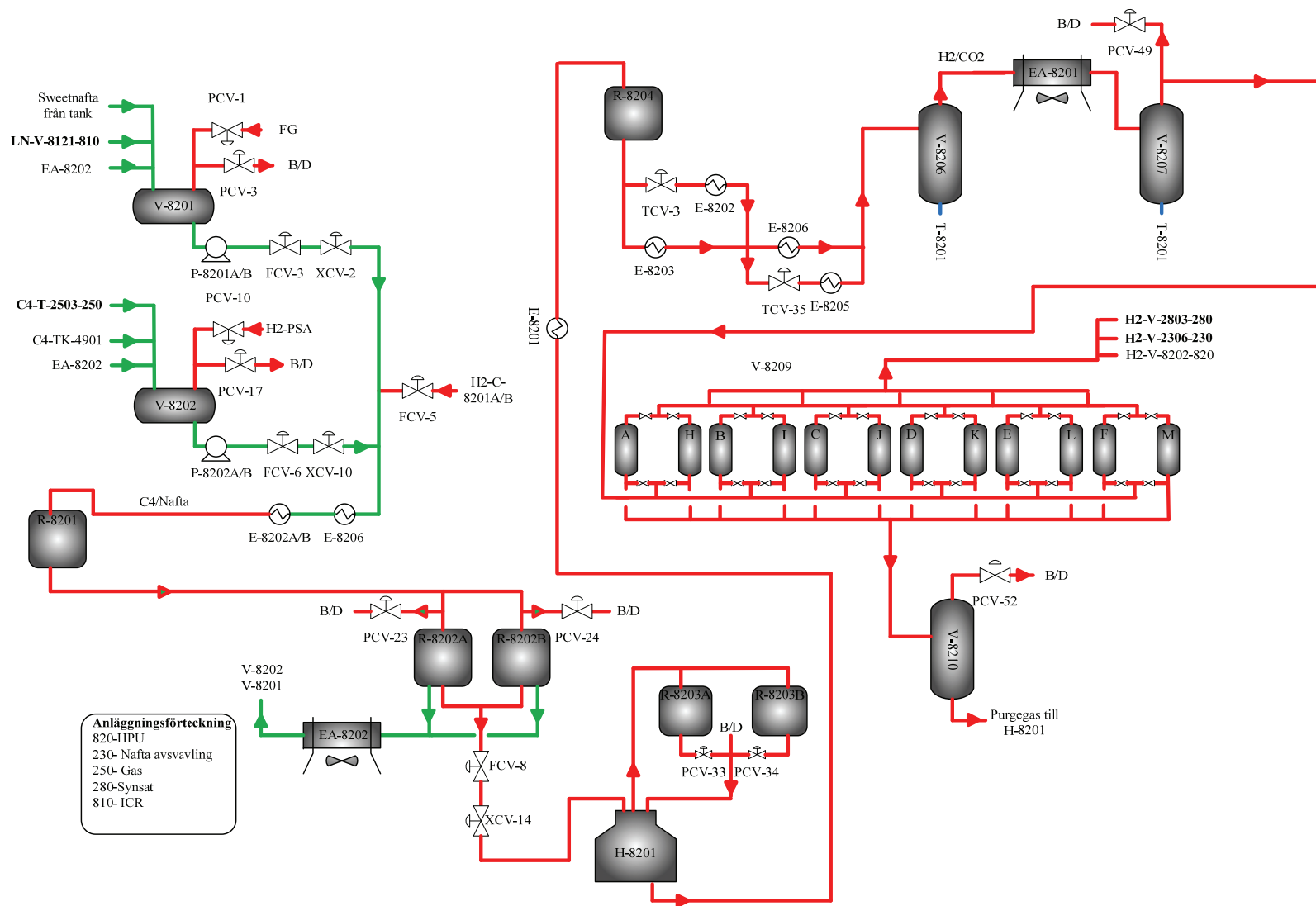
*FL-1901*  
*FCC/tankar facklan*



**Figur 10** Fackling- och bränningsystemen

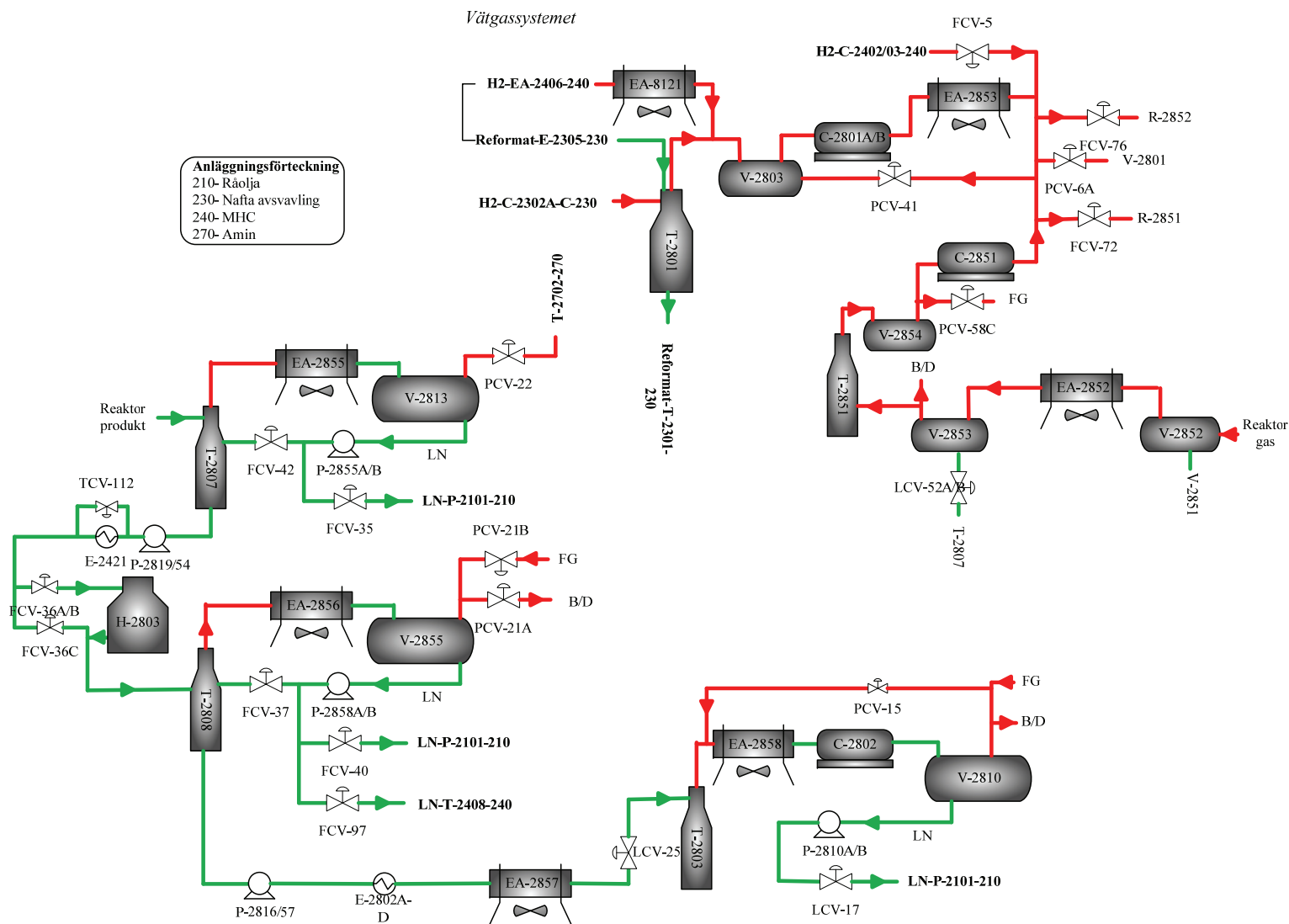


Figur 11 ICR 810-anläggningen

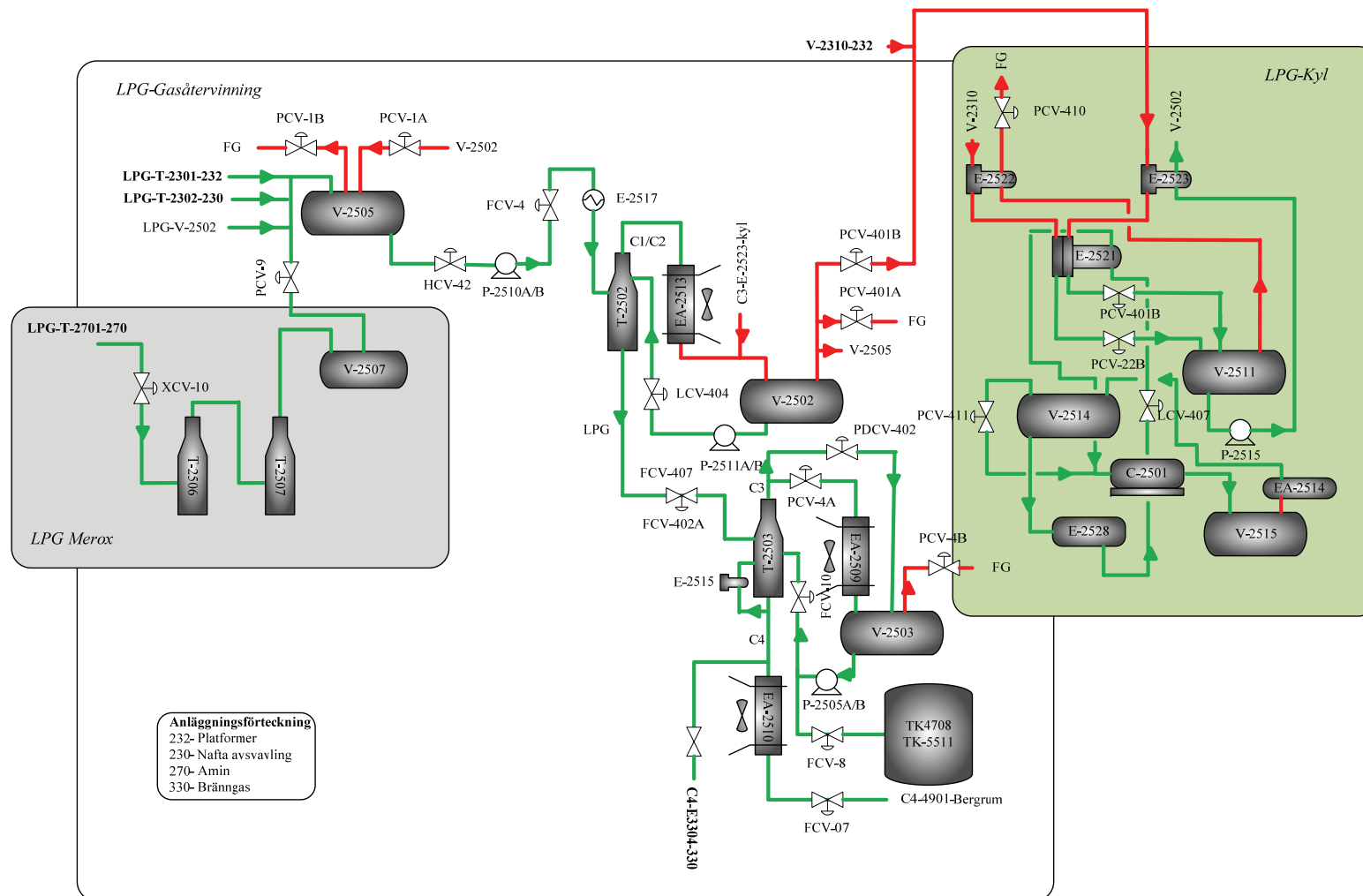


Figur 12 HPU 820-anläggningen

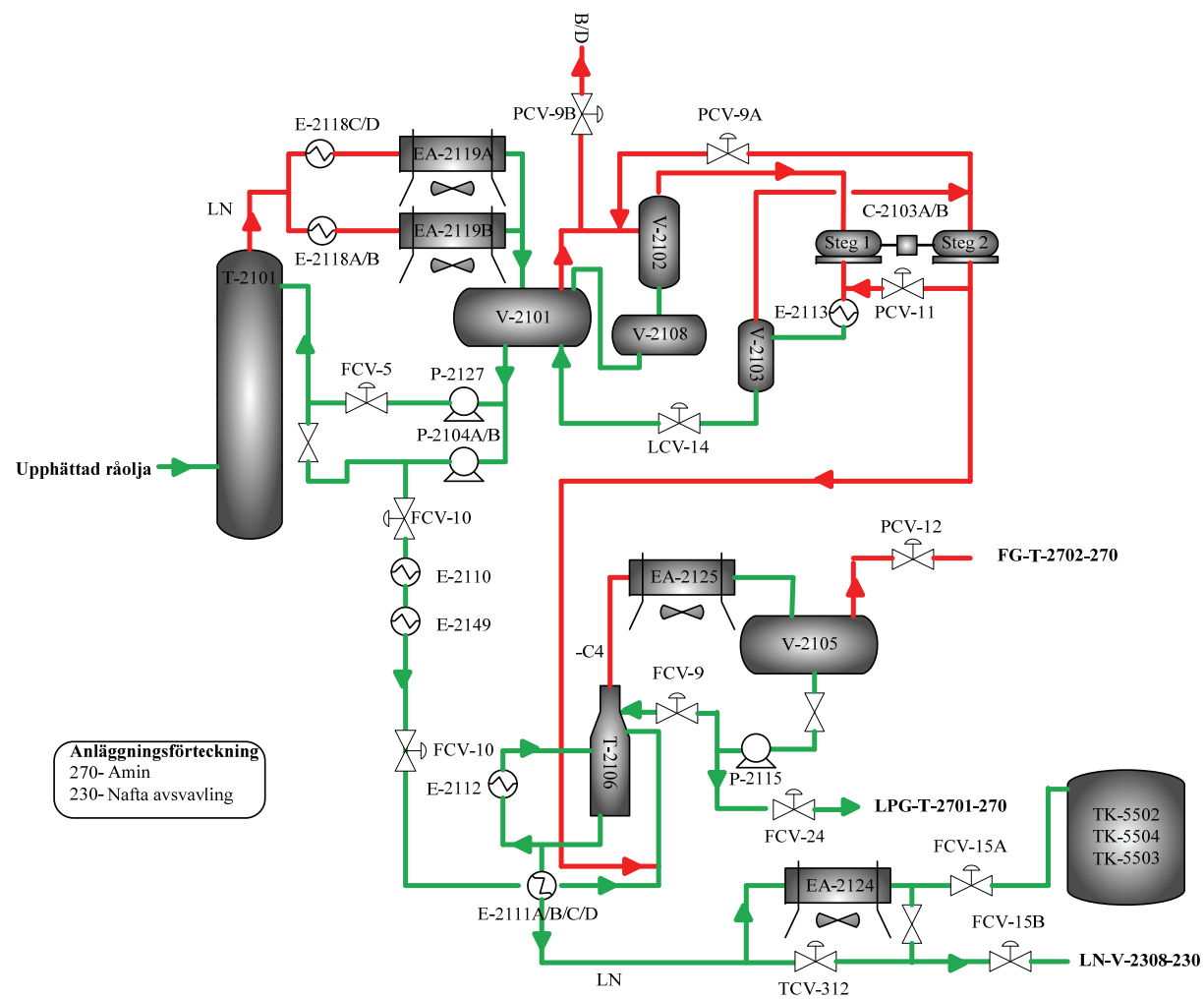




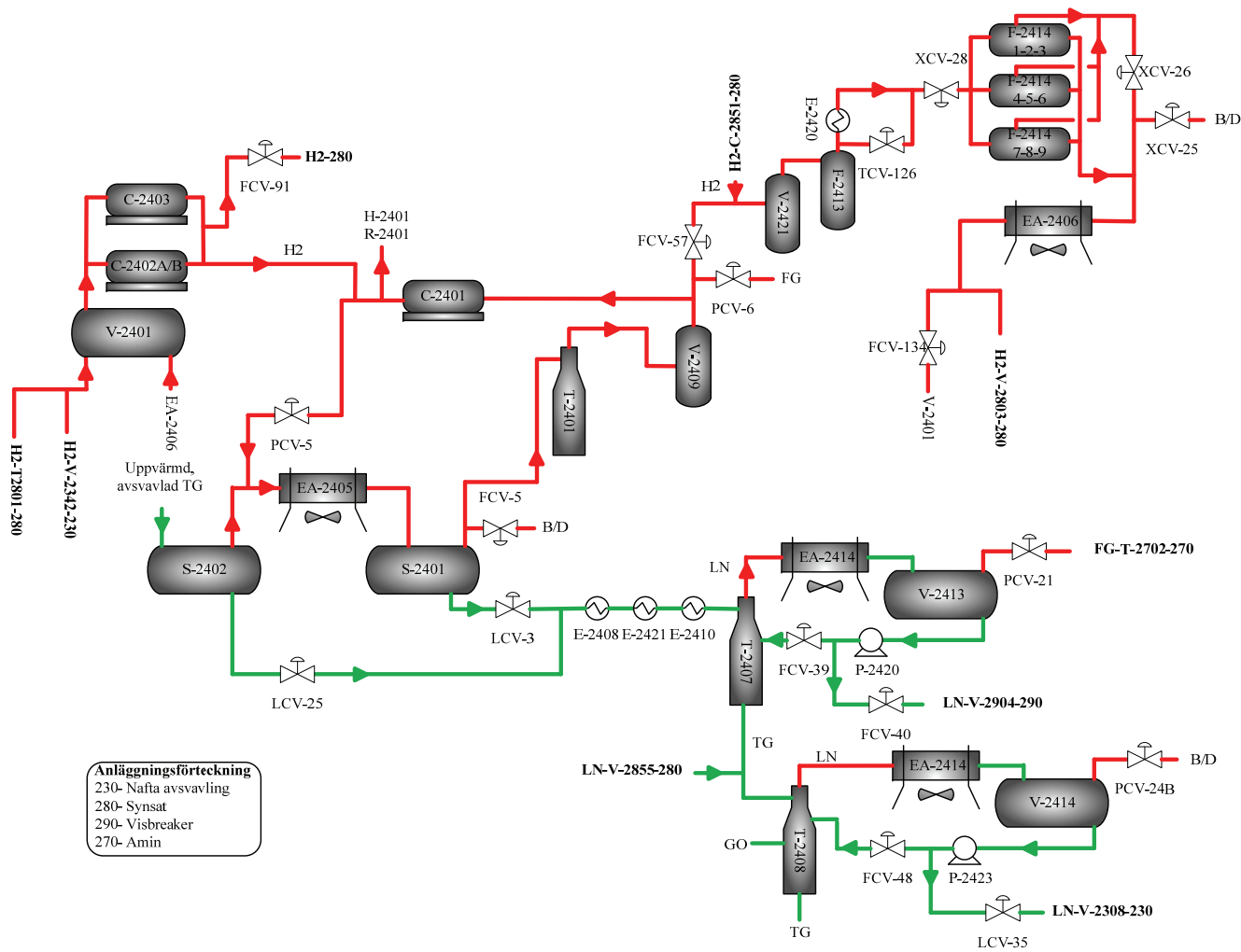
Figur 13 Synsat 280-anläggningen



Figur 14 LPG 25-anläggningen



Figur 15 Råolja 210-anläggningen



**Figur 16** MHC 240-anläggningen

### 3 IDENTIFIERING AV RISKKÄLLOR

Enhet	Beskrivning	Funktion	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m3)		Anslutande rör						Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.			
							Gas	Vätska	Matning		Gas		Vätska							
									In	In	Ut	In	Ut							
<i>FCC-150 anl.</i>																				
T-1501*	Fraktioneringstorn	Avskiljer LN från tyngre kolväten	LN/Tyngre	C04	1,6	108**	660 (26)	51 (2)	253 (10)	914 (36)	203 (8)	76 (3) Re	203 (8)	153 (6)RE	102 (4)	253 (10)	102 (4)	D-1503	LN (g)	
T-1504	Stripper	Separerar brännagas (C2-) från LN	C2-/C3+	C05	14	95	35,5	10,5	153 (6)	203 (8)	51 (2) V	38 (1,5)	305 (12R)	253 (10R)	153 (6)		D-1506	LPG (v)	14%	
T-1503	Primär absorber	Tvättar bort tyngre kolväten från gasen	C2-/C3+	C05	13	53	21	6	102 (4) 2st	203 (8)	153 (6)	51 (2) V	38 (1,5)		203 (8)	153 (6)	T-1505	LPG (v)	40%	
T-1505	Sekundär absorber	Tvättar bort tyngre kolväten från gasen	C2- /LLCO	C05	12,5	52	23,5	3,5	153 (6)		153 (6)	51 (2) V	38 (1,5)	102 (4)	102 (4)		T-1508	LPG (v)	38%	
T-1506	Debutanizer	Avskiljer C4-från LN	C4-/C5+	C05	7,5	137	63,8	12,2	153 (6) 3 st		253 (10)	51 (2) V	38 (1,5)	305 (12) R	102 (4) Re	153 (6)	253 (10R)	D-1508	C4- (g)	100%
T-1507	Amin absorber	Tvättar rent LPG med amin	LPG/amin	C01	13,9	38	23,3	5,7	76 (3)		51 (2)V	38 (1,5)	76 (3)	76 (3) D	76 (3) DEA		D-1510	LPG (v)	66%	

Risicanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 3 Identifiering av riskkällor

Enhet	Beskrivning	Funktion	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m3)			Anslutande rör				Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.
							Gas	Vätska	Matning In	Gas		Vätska				
										In	Ut	In	Ut			
T-1512	Splitter	Separerar C3- och C4	C3/C4	C02	17	100	121	22	153 (6)	406 (16) R 406 (16) R	253 (10) 51 (2) V	153 (6) Re 76 (3) D	356 (14) 76 (3) D	D-1536 T-1802	C3 (g) C4 (v)	100% 100%
<b>Propen anl.</b>																
T-1513	Splitter	Separerar bränningsgas (C2-) från C3	C2-/C3	C02	22	58	39,4	6,6	76 (3)	51 (2) 253 (10) R	51 (2) V 153 (6)	76 (3) Re 76 (3) D	203 (8) 76 (3) D	D-1537 T-1514	C3 (v)	100%
T-1514	Splitter	Separerar propen och propan	Propen/propan	C02	8	26	559,1	96,9	102 (4) 6st	610 (24) R 610 (24) R	508 (20) 76 (3) V	406 (16) Re 76 (3) D 508 (20) R	76 (3) 76 (3) D	D-1538 T-1601	C3 (g) C3 (v)	100% 100%
<b>C3/C4 Merox 180 anl.</b>																
T-1801	Kaustiktvätt	Renar LPG från H2S	LPG/Lut	C01	12,9	38	7,9	8,1	76 (3) 3 st	51 (2)V 38 (1,5)		38 (1,5)D 76 (3)	T-1804	LPG (v)	62%	
T-1804	Extraktionstorn	Tvättar bort merkaptaner	LPG (C3)/lut	C02	18,2	38	16	4	102 (4)	51 (2) V 51 (2)	38 (1,5) L	76 (3) 51 (2) L	D-1806	LPG (v)	89%	
T-1802	Extraktionstorn	Tvättar bort merkaptaner	LPG (C4)/lut	C01	12,1	38	13,6	5,4	102 (4)	51 (2)V 38 (1,5)	38 (1,5) L	38 (1,5) L 76 (3)	D-1801	LPG (v)	89%	
<b>Polymerisering 160 anl.</b>																
T-1601	Tvättvattentorn	Tvättar LPG från NH3 etc	LPG/vatten	C05	12	35	20,2	7,8	76 (3)	51 (2)V 38 (1,5) 76 (3)	38 (1,5)W 76 (3)W	102 (4)W	D-1603	LPG (v)	65%	
T-1602	Flashtorn	Flasha av LPG	LPG	C05	14,5	93	10,6	5,4	203 (8)	51 (2)V 38 (1,5) 253 (10)	102 (4) 76 (3) Re		D-1605	LPG (g) LPG (v)	100% 65%	

Risicanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 3 Identifiering av riskkällor

Enhet	Beskrivning	Funktion	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m3)			Anslutande rör				Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.
							Gas	Vätska	Matning In	Gas		Vätska				
										In	Ut	In	Ut			
T-1603	Stabilizer	Separera C4- från C5+	C4-/C5+	C05	11,2	165	16,2	3,8	203 (8)		38 (1,5)		203 (8)	D-1606	C4- (g)	100%
											38 (1,5)	76 (3) Re	153 (6) R			
											153 (6)					
T-1604	C3/C4 Splitter	Separerar C3 och C4	C3/C4	C05	11,5	80	17,1	3,9	76 (3)		51 (2)V	203 (8) R	203 (8)	D-1607	C3 (g)	100%
											38 (1,5)	76 (3) Re			C4 (v)	100%
											153 (6)					
<b>Plattform 232 anl.</b>																
T-2301	Depentaniser	Avskiljer C4- från LN	C4-/LN	8	11,1	105	229	51	203 (8)		76 (3) V	153 (6) Re	102 (4) D	V-2310	C4- (g)	100%
											38 (1,5)	406 (16) R	508 (20)			
											356 (14)					
T-2308	Debutanizer	Separera C4- från C5+	C4-/C5+	7	10,2	135	31,1	7,9	153 (6)		203 (8)	305 (12) R	253 (10)	V-2371	C4- (g)	100%
											51 (2)	76 (3) Re				
											51 (2) V					
<b>Visbreaker 290 anl.</b>																
T-2901*	Destillationstorn	Avskiljer LN från tyngre kolväten	LN/tyngre	15	1	128**			457 (18)	203 (8)	610 (24)	153 (6) Re	406 (16)	V-2902	LN (g)	
										203 (8)	51 (2) V	153 (6) Re	406 (16) 2st			
												253 (10)	203 (8) 2 st			
													203 (8)			
													153 (6)			
													76 (3)			
T-2903	Stabilizer	Avskiljer C4-från LN	C4-/LN	Z14	7	35	9,5	3,5	76 (3) 2 st		51 (2) V	51 (2) Re	153 (6)R	V-2905	C4- (g)	100%
											153 (6)	203 (8) R	76 (3)	V-2308		

Riskanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 3 Identifiering av riskkällor

Enhet	Beskrivning	Funktion	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m3)		Matning In	Anslutande rör				Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.
							Gas	Vätska		Gas		Vätska				
										In	In	Ut	In			
<b>Amin 270 anl.</b>																
T-2701	Amin absorber	Renar LPG från H2S	LPG/Amin	4	17	40	24,3	7,7	153 (6)		76 (3) V 51 (2)	51 (2) DEA 102 (4) DEA	T-2506	LPG (v)	66%	
<b>LPG 250 anl.</b>																
<b>Merox anl.</b>																
T-2506	Kaustiktvätt	Renar LPG från H2S	LPG/Lut	207	17	40	4,6	4,4	76 (3) 2 st		51 (2) V		T-2507	LPG (v)	89%	
T-2507	Meroxtvätt	Tvättar bort merkaptaner	LPG/Lut	7	18,4	38	9,3	2,7	102 (4)		51 (2) V	38 (1,5) L 76 (3) L 76 (3)	V-2507	LPG (v)	89%	
<b>Gasåtervinning</b>																
T-2502	Deetanizer	Separerar brännagas (C2-) från LPG	C2-/C3+	8	18,5	90	55,2	12,8	102 (4)		203 (8) 38 (1,5) 76 (3) V	102 (4) Re 838 (33) R	V-2502 T-2503	LPG (v)	98%	
T-2503	Depropanizer	Separerar C3 och C4+	C3-/C4+	8	15	130	39,4	8,6	153 (6)	153 (6) 2st	38 (1,5) 203 (8) 76 (3) V	737 (29) R 102 (4) Re	V-2503	C3 (g) C4 (v)	100% 100%	
<b>Isomerisering 233 anl.</b>																
T-2304	Stripper	Avskiljer C4- från C5+	C4-/C5+	7	12	160	95,1	23,9	153 (6)		38 (1,5) V 253 (10) 76 (3) V 38 (1,5)	610 (24) R 102 (4) Re	V-2359	C4- (g)	100%	
T-2306	Deisohexanizer	Separera C5 från C6+	C5/C6+	7	1	115	513,4	73,6	102 (4) 2 st		51 (2)	203 (8) Re 153 (6) 610 (24)	V-2362	C5 (g)	100%	



Riskanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 3 Identifiering av riskkällor

Enhet	Beskrivning	Funktion	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m3)		Anslutande rör						Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.
							Gas	Vätska	Matning In	Gas		Vätska					
										In	Ut	In	Ut				
<b>MHC 240 anl</b>																	
T-2407*	Stripper	Avskiljer LN från tyngre kolväten	LN/tyngre	11	6	137**			305 (12)	102 (4)	76 (3) V 305 (12)	102 (4)	305 (12)	V-2413 T-2408	LN (g)		
T-2408*	Splitter	Avskiljer LN från tyngre kolväten	LN/tyngre	11	1	123**			508 (20)	229 (9) 153 (6) 51 (2)	356 (14)	102 (4) Re 305 (12) 153 (6) 153 (6) Re	356 (14) 406 (16) 153 (6) Re	V-2414	LN (g)		
<b>Nafta avsvavling 230 anl.</b>																	
T-2302	Stripper	Avskiljer C4-från LN	C4-/LN	Z08	10	196	480	84	203 (8)	38 (1,5)	356 (14) 76 (3) V	457 (18) R 153 (6) Re	305 (12) 508 (20)	V-2313	C4- (g)	100%	
T-2505	Amin absorber	Renar LPG från H2S	LPG/Amin	4	15	35	13,3	2,7	102 (4)		76 (3) 51 (2) V	38 (1,5) DEA	76 (3) DEA	V-2505	LPG (v)	66%	
T-2310	Splitter	Separerar C6- och C7+	C6-/C7+	Z13	1,4	156	616,5	95,5	356 (14) 2 st		813 (32) 76 (3)	253 (10) Re 813 (32) R 2 st 203 (8)	508 (20) R 2 st 356 (14) 102 (4)	V-2378	C5 (g)	100%	
<b>Synsat 280 anl</b>																	
T-2807	Stripper	Avskiljer LN från tyngre kolväten	LN/tyngre	11	5,9	132**			305 (12)	153 (6)	76 (3) V 203 (8)		305 (12) 253 (10) Re	V-2813	LN (g)		
T-2808	Stripper	Avskiljer LN från tyngre kolväten	LN/tyngre	11	0,8	172**			305 (12)	203 (8)	610 (24) 153 (6) V		356 (14)	V-2855	LN (g)		
T-2803	Vakuomtork	Torkar gasoljan, lättare (LN) över topp	LN/gasolja	10	0,158	136**			253 (10)		51 (2)		253 (10)	V-2810	LN (g)		

Riskanalytisk metod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 3 Identifiering av riskkällor

Enhet	Beskrivning	Funktion	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m3)		Anslutande rör						Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.		
							Gas	Vätska	Matning		Gas		Vätska						
									In	Ut	In	Ut	In	Ut					
<b>Råolja 210 anl</b>																			
T-2101	Destillationstorn	Avskiljer LN från tyngre kolväten	LN/tyngre	5	1,07	135**	660 (24)	2st	102 (4)	203 (8)	2st	253 (10)	356 (14)	2 st	V-2101	LN (g)			
									153 (6)	2 st	203 (8)	253 (10)	2st	356 (14)	2st				
									253 (10)		203 (8)	203 (8)	253 (10)	2st					
											914 (36)	305 (12)	4st	457 (18)	2 st				
												253 (10)	2 st	253 (10)	2 st				
												305 (12)	2 st	305 (12)	2st				
												253 (10)	2 st						
												153 (6)							
T-2106	Stabiliser	Avskiljer C4-från LN	C4-/LN	4	11	195	226,7	53,3	253 (10)		76 (3)	V	610 (24)	R	102 (4)	D	V-2105	C4- (g)	100%
											38 (1,5)		153 (6)	Re	457 (18)				
											305 (12)								
<b>ICR 810 anl.</b>																			
T-8121	Destillationstorn	Avskiljer LN från tyngre kolväten	LN/tyngre	D01	0,7	144**	610 (24)		153 (6)	764 (30)	203 (8)	Re	305 (12)		V-8121	LN (g)			
										51 (2)	V		305 (12)						
										51 (2)		253 (10)	Re	457 (18)	Re				

\* Temperatur samt tryck uppskattat med realtidsprogrammet IP21, värdet som anges är ett 90 dagars medelvärde.

\*\* Gastemperatur i tornets t övre del

Risicanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 3 Identifiering av riskkällor

Enhet	Beskrivning	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m3)		Anslutande rör			Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.
						gas	vätska	Matning	Gas	Vätska			
<b>FCC 150 anl.</b>													
D-1503	Topproduktbehållare	LN/C4-	C04	1,6	44	42,5	43	610	762	253	T-1501	C4- (g)	100%
D-1504	Topproduktbehållare	LN/C4-	C05	1,2	30	10	10	610	356	203		C4- (g)	100%
D-1505	Vätskeavskiljare	LN/C4-	C05	1,2	30	2,7	3	508	508	76		C4- (g)	100%
D-1506	Topproduktbehållare	C2-/C3+	C05	4,9	35	10	9	305	356	153	T-1504	C3 (v)	100%
D-1507	Högtrycksseparator	C2-/C3+	C05	13	40	23	23	153	102	102		C3 (v)	20%
D-1508	Topproduktbehållare	C3/C4	C05	7,3	36	8	8	203	102	305	T-1506	C3 (g)/ C4(v)	100%
D-1536	Topproduktbehållare	C2-/C3	C02	16	30	10,4	10	203	102	203	T-1512	C3 (v)	100%
D-1510	Topproduktbehållare	amin/C3	C01	15,5	38	4,5	4	76 (3)	51 (2) V	76 (3)		C3 (v)	66%
<b>Propen anl.</b>													
D-1537	Topproduktbehållare	C2-/C3	C02	22	25	2	3	153	38	153	T-1513	C3 (v)	100%
D-1538	Sugbehållare	Propen/propan	C02	7,7	15	15	15	508	510	153	T-1514	C3 (g) C3 (v)	100%
D-1543	Kondensatbehållare	Propen	C02	8	30		3	305	76	305		C3 (v)	100%
D-1542	Kondensatbehållare	Propen	C02	14	35		1,5	102		102		C3 (v)	100%
D-4705	Sugbehållare	Propen	Off25	3	15	4,6		153	203	102		C3 (g)	100%
D-4703	Behållare	Propen	Off25	0,1	-45	1,6		153		305		C3 (g)	100%
D-4704	Kondensatbehållare	Propen	Off25	11,7	28,1		3	102	76	102		C3 (v)	100%
<b>C3/C4 Merox 180 anl.</b>													
D-1806	Topproduktbehållare	C2-/C3	C02	17,5	38	9	10	102	102	76	T-1804	C3 (v)	62%
D-1801	Topproduktbehållare	C2-/C3+	C01	12,5	38	6,7	7	76	51	102	T-1802	C4- (v)	85%
<b>Polymerisering 160 anl.</b>													
D-1603	Toppbehållare	C4	C05	8,5	35	17	17	102	102	153	T-1601	C4 (v)	100%
D-1605	Toppbehållare	C2-/C3+	C05	13,8	43	27	27	203	102	203	T-1602	LPG (v)	100%
D-1606	Toppbehållare	C3/C4	C05	10	43	4,6	5	76	76	153	T-1603	C3 (g) C4 (v)	100%
D-1607	Toppbehållare	C2-/C3	5	12,3	38	1,3	1,3	153	102	102	T-1604	C3 (v)	100%

Risicanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 3 Identifiering av riskkällor

Enhet	Beskrivning	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m <sup>3</sup> )		Anslutande rör			Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.
						gas	vätska	Matning	Gas	Vätska			
<b>Plattform 232 anl.</b>													
V-2310	Topproduktbehållare	C3-/C4+	8	10	40	17	17	305	153	253	T-2301	C3- (g)/ C4 (v)	100%
V-2372	Kloridfälla	C3-	7	10,3	38	8,2		76	51	76		C3- (g)	100%
V-2373	Kloridfälla	LPG	7	13,5	38		8,2	51		76		LPG (v)	100%
Om T-2308 är i drift													
V-2371	Topproduktbehållare	C2-/LPG	7	10	38	2	3	153	76	153	T-2308	LPG (v)	100%
<b>Visbreaker 290 anl.</b>													
V-2902	Topproduktbehållare	C4-/LN	14	1.2	35	14	14	457	254	203	T-2901	C4-(g)	100%
V-2904	Matningsbehållare	C3-/C4+	14	7	35	6	7	153	153	102		C3- (g)	100%
V-2905	Topproduktbehållare	C3-/C4+	14	7	35	5	3	102	76	76	T-2903	C3- (g) C4 (v)	100%
V-2906	Kondensatbehållare	gas	14	6,6	39	5		153	153			C3- (g)	100%
<b>LPG 250 anl.</b>													
<b>Merox anl.</b>													
V-2507	Behållare	LPG	7	17,6	38		3,65	76		76	T-2507	LPG (v)	100%
<b>Gasåtervinning</b>													
V-2505	Topproduktbehållare	C2-/LPG	8	15	35	23	24	153	38	203	T-2505	LPG (v)	100%
V-2502	Topproduktbehållare	C2-/LPG	8	19	35	3	3	153	153	153	T-2502	LPG (v)	100%
V-2503	Topproduktbehållare	C2-/LPG	8	15	40	8	7	203	76	203		LPG (v)	100%
<b>Kyl</b>													
V-2514	Behållare	C2-/LPG	8	13	38	1,22	2,6	76	51	76		LPG (v)	100%
V-2511	Behållare	C2-/LPG	8	5	-35,7	2,05	2,7	76	102	102		LPG (v)	100%
<b>Isomerisering 233 anl.</b>													
V-2355	Matningsbehållare	C3-/C4+	7	8	45	36	36	153	51	203		C3- (g)	100%
V-2359	Topproduktbehållare	C2-/LPG	7	12	35	6	6	203	102	153	T-2304	LPG (v)	100%
V-2362	Topproduktbehållare	C4-/C5+	8	0.7	40	18	18	305	51	305	T-2306	C4-(g)	100%

Risicanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 3 Identifiering av riskkällor

Enhet	Beskrivning	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m <sup>3</sup> )		Anslutande rör			Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.
						gas	vätska	Matning	Gas	Vätska			
<b>MHC 240 anl.</b>													
V-2413	Toppproduktbehållare	C3-/C4+	10	6	35	6	6	253	153	153	T-2407	C3- (g)	100%
V-2414	Toppproduktbehållare	C4-/C5+	11	0,8	38	3	3	203 (8)	76 (3)	153 (6)	T-2408	C4- (g)	100%
S-2402	Separator	C5-/C6+**	11	65,6	187	26,5	32,5	508	305	305		C5- (g)	100%
S-2401	Separator	C2-/C3+	11	63,3	60	46,4	80	508	254	305		LPG (v)	10%
<b>Nafta avsvavling 230 anl.</b>													
V-2308	Matningsbehållare	C4-/C5+	9	0,35	38	65	66	203	253	253		C4- (g)	100%
V-2312	Separator	C4-/C5+	9	24	150	70	71	305	153	203		C4- (g)	100%
V-2342	Separator	C2-/C3+	9	24	20	7	7	153	153	102		LPG (v)	100%
V-2313	Toppproduktbehållare	C3-/C4+	8	10,6	38	21	22	305	102	253	T-2302	C3- (g) C4(v)	100%
V-2378	Toppproduktbehållare	C4-/C5+	13	1,4	60	17	16	305	76	457	T-2310	C4- (g)	100%
<b>Synsat 280 anl.</b>													
V-2855	Toppproduktbehållare	C4-/C5+	11	0,8	35	11	13	153	102	153	T-2808	C4- (g)	100%
V-2813	Toppproduktbehållare	C3-/C4+	11	6	35	4	3	203	153	76	T-2807	C3- (g)	100%
V-2810	Toppproduktbehållare	C4-/C5+	10	0,5	40	6	6				T-2803	C4- (g)	100%
V-2852	Separator	C5-/C6+	16	54	180	7	20,1	305	305	253		C5- (g)	100%
V-2853	Separator	C2-/C3+	16	54	45	6	6	305	305			C3+ (v)	10%
<b>Råolja 210 anl.</b>													
V-2101	Toppproduktbehållare	C4-/C5+	5	1,1	35	75	75	406	203	305	T-2101	C4- (g)	100%
V-2105	Toppproduktbehållare	C2-/C3+	4	11	38	15	15	253	76	203	T-2106	LPG (v)	100%
<b>ICR 810 anl.</b>													
V-8120	Toppproduktbehållare	C3-/C4+	D01	7,5	35	14	14	253	153	253		C3- (g)	100%
V-8121	Toppproduktbehållare	C4-/C5+	D1	0,5	66	14	14				T-8121	C4- (g)	100%
V-8102	Separator	C6-/C7+**	D02	132	243	35	35	508	508	305		C6- (g)	100%
V-8103	Separator	C6-/C7+**	D02	17	242	46	54	305	406	253		C6- (g)	100%
V-8105	Separator	C3-/C4+	D02	16	58	12	12	203	203	102		C3- (g)	100%

Risicanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 3 Identifiering av riskkällor

Enhet	Beskrivning	Medium	Zon	Tryck (Bar)	Temp (°C)	Volym (m <sup>3</sup> )		Anslutande rör			Ansl. enheter	Sim. aspekter	Andel LPG vid sim.
						gas	vätska	Matning	Gas	Vätska			
<b>HPU 820 anl</b>													
V-8201	Sugbehållare	C3-/C4+	E02	4,5	15	7	7	102	51	153		C3- (g)	100%
V-8202	Sugbehållare	H2/C4	E02	4	15	9	8	153	51	153		C4 (v)	100%
<b>Fackelssystemen</b>													
D-3702	Offgasbehållare	C4-	OFF29	3,5 D	270	300		610	610			C4- (g)	100%
D-3701	Offgasbehållare	C4-	OFF29	3,5 D	270	276		914	914			C4- (g)	100%
V-8312	Offgas behållare	C4-	OFF30	3,5 D	180	380		762	762			C4- (g)	100%
D-1901	Offgasbehållare	C4-	Off12	3,5 D	149	135		914	914			C4- (g)	100%
D-1902	Offgasbehållare	C4-	Off09	3,5 D	270D	20,85		914	914			C4- (g)	100%

\* Andelen C3/C4 väldigt liten

\*\* Kritisk temperatur för hexan är 234°C

(Kritisk temperatur är den temperatur då ämnet befinner sig i gasfas, oavsett tryck)

\*\* Kritisk temperatur för pentan är 197°C, största delen är i gasfas.

## 4 SAMMANSTÄLLNING AV RISKKÄLLOR

Enhet	Beskrivning	Medium	Funktion	Zon	Finger
D-1902	Offgasbehållare	C4-		Off09	
D-1901	Offgasbehållare	C4-		Off12	
D-4705	Sugbehållare	Propen		Off25	
D-4703	Behållare	Propen		Off25	
D-4704	Kondensatbehållare	Propen		Off25	
D-3702	Offgasbehållare	C4-		Off29	
D-3701	Offgasbehållare	C4-		Off29	
V-8312	Offgas behållare	C4-		Off30	
T-2701	Amin absorber	LPG/Amin	Renar LPG från H2S	Z04	2
T-2505	Amin absorber	LPG/Amin	Renar LPG från H2S	Z04	2
T-2106	Stabiliser	C4-/LN	Avskiljer C4-från LN	Z04	2
V-2105	Topproduktbehållare	C2-/C3+		Z04	2
V-2101	Topproduktbehållare	C4-/C5+		Z05	2
T-2101	Destillationstorn	LN/tyngre	Avskiljer LN från tyngre kolväten	Z05	2
V-2372	Kloridfälla	C3-		Z07	3
V-2373	Kloridfälla	LPG		Z07	3
V-2371	Topproduktbehållare	C2-/LPG		Z07	3
V-2507	Behållare	LPG		Z07	3
V-2355	Matningsbehållare	C3-/C4+		Z07	3
V-2359	Topproduktbehållare	C2-/LPG		Z07	3
T-2308	Debutanizer	C4-/C5+	Separera C4- från C5+	Z07	3
T-2507	Meroxtvätt	LPG/Lut	Tvättar bort merkaptaner	Z07	3
T-2304	Stripper	C4-/C5+	Avskiljer C4- från C5+	Z07	3
T-2306	Deisohexanizer	C5/C6+	Separera C5 från C6+	Z07	3
T-2506	Kaustiktvätt	LPG/Lut	Renar LPG från H2S	Z07	3
V-2305	Separator	H2/C3+		Z08	3
V-2306	Separator	H2/C3+		Z08	3
V-2310	Topproduktbehållare	C3-/C4+		Z08	3
V-2505	Topproduktbehållare	C2-/LPG		Z08	3
V-2502	Topproduktbehållare	C2-/LPG		Z08	3
V-2503	Topproduktbehållare	C2-/LPG		Z08	3
V-2514	Behållare	C2-/LPG		Z08	3
V-2511	Behållare	C2-/LPG		Z08	3
V-2362	Topproduktbehållare	C4-/C5+		Z08	3
V-2313	Topproduktbehållare	C3-/C4+		Z08	3
T-2301	Depentaniser	C4-/LN	Avskiljer C4- från LN	Z08	3
T-2502	Deetanizer	C2-/C3+	Separerar brännas (C2-) från LPG	Z08	3
T-2503	Depropanizer	C3-/C4+	Separerar C3 och C4+	Z08	3
T-2302	Stripper	C4-/LN	Avskiljer C4-från LN	Z08	3

Enhet	Beskrivning	Medium	Funktion	Zon	Finger
V-2308	Matningsbehållare	C4-/C5+		Z09	3
V-2312	Separator	C4-/C5+		Z09	3
V-2342	Separator	C2-/C3+		Z09	3
V-2413	Toppproduktbehållare	C3-/C4+		Z10	4
V-2810	Toppproduktbehållare	C4-/C5+		Z10	4
T-2803	Vakuumtork	LN/gasolja	Avfuktar gasoljan, lättare (LN) över topp	Z10	4
V-2414	Toppproduktbehållare	C4-/C5+		Z11	4
S-2402	Separator	C5-/C6+**		Z11	4
S-2401	Separator	C2-/C3+		Z11	4
V-2855	Toppproduktbehållare	C4-/C5+		Z11	4
V-2813	Toppproduktbehållare	C3-/C4+		Z11	4
T-2407*	Stripper	LN/tyngre	Avskiljer LN från tyngre kolväten	Z11	4
T-2408*	Splitter	LN/tyngre	Avskiljer LN från tyngre kolväten	Z11	4
T-2807	Stripper	LN/tyngre	Avskiljer LN från tyngre kolväten	Z11	4
T-2808	Stripper	LN/tyngre	Avskiljer LN från tyngre kolväten	Z11	4
V-2378	Toppproduktbehållare	C4-/C5+		Z13	5
T-2310	Splitter	C6-/C7+	Separerar C6- och C7+	Z13	5
V-2902	Toppproduktbehållare	C4-/LN		Z14	5
V-2904	Matningsbehållare	C3-/C4+		Z14	5
V-2905	Toppproduktbehållare	C3-/C4+		Z14	5
V-2906	Kondensatbehållare	gas		Z14	5
T-2903	Stabilizer	C4-/LN	Avskiljer C4-från LN	Z14	5
T-2901*	Destillationstorn	LN/tyngre	Avskiljer LN från tyngre kolväten	Z15	5
V-2852	Separator	C5-/C6+		Z16	6
V-2853	Separator	C2-/C3+		Z16	6
D-1510	Toppproduktbehållare	amin/C3		ZC01	9
D-1801	Toppproduktbehållare	C2-/C3+		ZC01	9
T-1507	Amin absorber	LPG/amin	Tvättar rent LPG med amin	ZC01	9
T-1801	Kaustiktvätt	LPG/Lut	Renar LPG från H2S	ZC01	9
T-1802	Extraktionstorn	LPG (C4)/lut	Tvättar bort merkaptaner	ZC01	9
D-1536	Toppproduktbehållare	C2-/C3		ZC02	9
D-1537	Toppproduktbehållare	C2-/C3		ZC02	9
D-1538	Sugbehållare	Propen/propan		ZC02	9
D-1543	Kondensatbehållare	Propen		ZC02	9
D-1542	Kondensatbehållare	Propen		ZC02	9
D-1806	Toppproduktbehållare	C2-/C3		ZC02	9
T-1512	Splitter	C3/C4	Separerar C3- och C4	ZC02	9
T-1513	Splitter	C2-/C3	Separerar brännngas (C2-) från C3	ZC02	9
T-1514	Splitter	Propen/propan	Separerar propen och propan	ZC02	9
T-1804	Extaktionstorn	LPG (C3)/lut	Tvättar bort merkaptaner	ZC02	9
D-1503	Toppproduktbehållare	LN/C4-		ZC04	8
T-1501*	Fraktioneringstorn	LN/Tyngre	Avskiljer LN från tyngre kolväten	ZC04	8



Enhet	Beskrivning	Medium	Funktion	Zon	Finger
D-1607	Toppbehållare	C2-/C3		ZC05	8
D-1504	Topproduktbehållare	LN/C4-		ZC05	8
D-1505	Vätskeavskiljare	LN/C4-		ZC05	8
D-1506	Topproduktbehållare	C2-/C3+		ZC05	8
D-1507	Högtrycksseparator	C2-/C3+		ZC05	8
D-1508	Topproduktbehållare	C3/C4		ZC05	8
D-1603	Toppbehållare	C4		ZC05	8
D-1605	Toppbehållare	C2-/C3+		ZC05	8
D-1606	Toppbehållare	C3/C4		ZC05	8
T-1504	Stripper	C2-/C3+	Separerar bränn gas (C2-) från LN	ZC05	8
T-1503	Primär absorber	C2-/C3+	Tvättar bort tyngre kolväten från gasen	ZC05	8
T-1505	Sekundär absorber	C2- /LLCO	Tvättar bort tyngre kolväten från gasen	ZC05	8
T-1506	Debutanizer	C4-/C5+	Avskiljer C4-från LN	ZC05	8
T-1601	Tvättvattentorn	LPG/vatten	Tvättar LPG från NH3 etc	ZC05	8
T-1602	Flashtorn	LPG	Flasha av LPG	ZC05	8
T-1603	Stabilizer	C4-/C5+	Separera C4- från C5+	ZC05	8
T-1604	C3/C4 Splitter	C3/C4	Separerar C3 och C4	ZC05	8
V-8120	Toppbehållare	C3-/C4+		ZD01	7
T-8121	Distillationstorn	LN/tyngre	Avskiljer LN från tyngre kolväten	ZD01	7
V-8121	Topproduktbehållare	C4-/C5+		ZD01	7
V-8102	Separator	C6-/C7+**		ZD02	7
V-8103	Separator	C6-/C7+**		ZD02	7
V-8105	Separator	C3-/C4+		ZD02	7
V-8201	Sugbehållare	C3-/C4+		ZE02	6
V-8202	Sugbehållare	H2/C4		ZE02	6

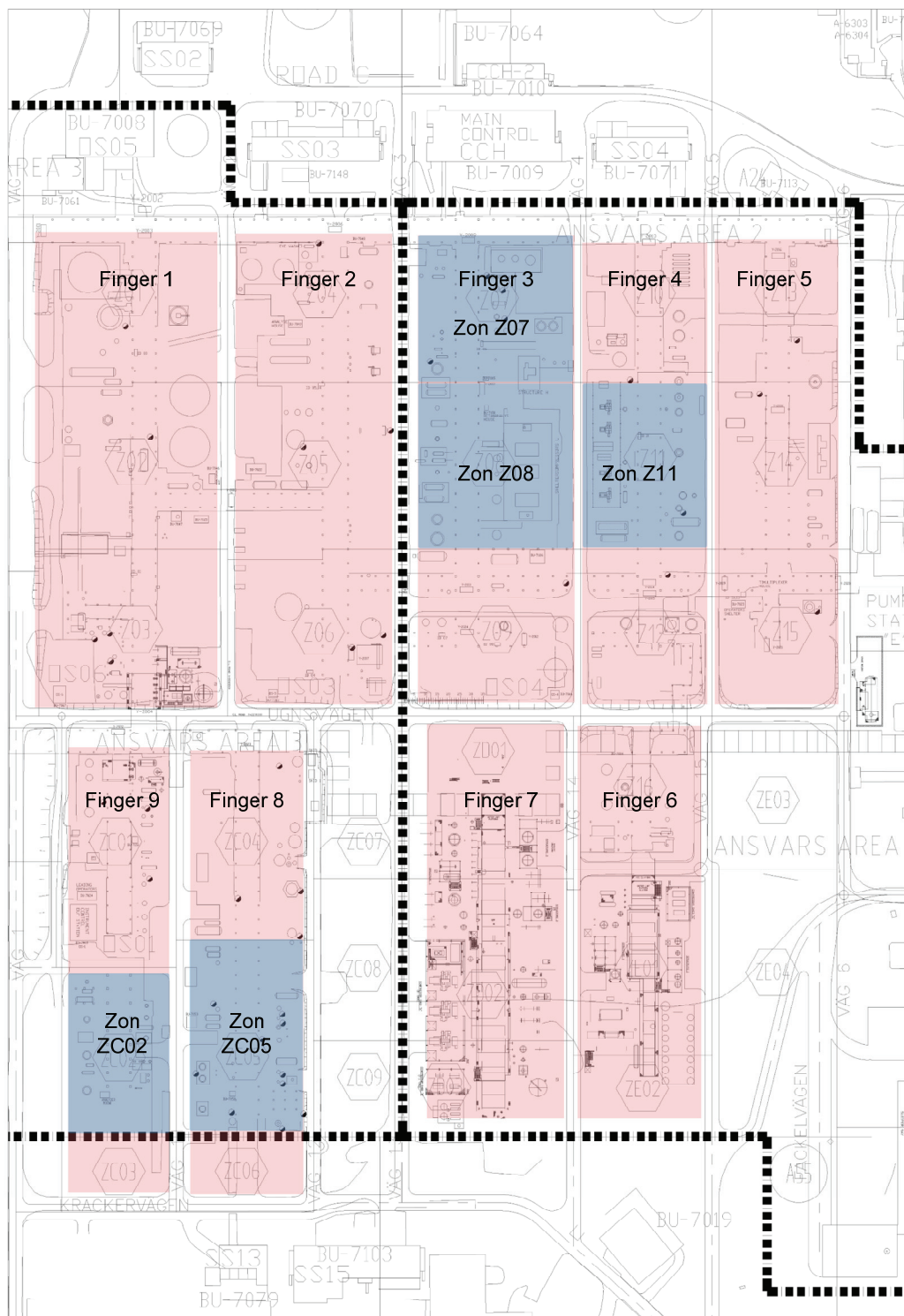
**Tabell 1** Riskkällornas fördelning med avseende på processzon

Zon	Antal riskkällor	Andel	Finger
Z04	4	0,037736	2
Z05	2	0,018868	2
Z07	11	0,103774	3
Z08	14	0,132075	3
Z09	3	0,028302	3
Z10	3	0,028302	4
Z11	9	0,084906	4
Z13	2	0,018868	5
Z14	5	0,04717	5
Z15	1	0,009434	5
Z16	2	0,018868	6
ZC01	5	0,04717	9
ZC02	10	0,09434	9
ZC04	2	0,018868	8
ZC05	17	0,160377	8
ZD01	3	0,028302	7
ZD02	3	0,028302	7
ZE02	2	0,018868	6
OFFZON	8	0,075472	
<b>Summa</b>	<b>106</b>		

**Tabell 2** Riskkällornas placering med avseende på processfinger

Finger	Antal riskkällor	Andel
2	6	0,056604
3	28	0,264151
4	12	0,113208
5	8	0,075472
6	4	0,037736
7	6	0,056604
8	19	0,179245
9	15	0,141509
Offsite	8	0,075472
<b>Summa</b>	<b>106</b>	

## 4.1 Karta över processområdet



**Figur 17** Processområdet och dess uppdelning i fingrar och zoner. Markerade zoner är de fem zoner som innehåller flest riskkällor med avseende på gasolnsexplosioner

## 5 BERÄKNING AV BROTTFREKVENSER MED "PURPLE BOOK"

Det finns olika sätt att få fram frekvenser för läckage. Ett sätt är att använda generiska data och summera frekvenser för läckage från olika typer av komponenter. Här redovisas en analys av en processenhet och resultatet jämförs med explosionsfrekvenser enligt API 752.

Tre källor för kvantifiering av läckage har identifierats. Det är den holländska "Purple book" (VROM, 2005), brittiska databasen FRED (HSE) samt en artikel som beskriver delresultat från en studie baserad på läckagestatistik från *Hydrocarbon Releases Database* (Spouge, 2005). Studien är utförd av DNV tillsammans med initiativtagarna Statoil, Norsk Hydro och underkonsulterna Scandpower och Safetec.

Det är främst "Purple book" som använts få fram frekvenser för läckage under ett år med stationär drift. Databasen FRED var inget alternativ eftersom applikationen inte fungerat på de datorer som varit tillgängliga. För vissa komponenter som inte omfattas av "Purple book" har data från Spouge's artikel använts (Spouge, 2005).

**Tabell 3** Läckagefrekvenser för olika rördimensioner enligt "purple book" (VROM, 2005)

Nominell diameter, mm	Giljotinbrott, m <sup>-1</sup> år <sup>-1</sup>	Läckage 10 %, m <sup>-1</sup> år <sup>-1</sup>
Ø < 75	1·10 <sup>-6</sup>	5·10 <sup>-6</sup>
75 ≤ Ø < 150	3·10 <sup>-7</sup>	2·10 <sup>-6</sup>
Ø > 150	1·10 <sup>-7</sup>	5·10 <sup>-7</sup>

Momentant rörbrott, giljotinbrott, medför en läckagearea motsvarande rörets diameter och ett läckage motsvarar en effektiv diameter av 10 % av nominell rördiameter, dock maximalt 50 mm.

**Tabell 4** Läckage frekvenser för olika typer av tankar

Tankar	Giljotinbrott	Läckage 10 %	Kontinuerligt 10 mm
Trycktank <sup>1)</sup>	5·10 <sup>-7</sup> år <sup>-1</sup>	5·10 <sup>-7</sup> år <sup>-1</sup>	1·10 <sup>-5</sup> år <sup>-1</sup>
Processtank <sup>1)</sup>	5·10 <sup>-6</sup> år <sup>-1</sup>	5·10 <sup>-6</sup> år <sup>-1</sup>	1·10 <sup>-4</sup> år <sup>-1</sup>

- 1) En trycktank definieras som en förvaringstank där trycket är avsevärt mer än 1 bar absolut. En processtank definieras som en tank där ämnets fysiska egenskaper ändras. Exempel på processtankar är destillationstorn, kondensorer och filter. Tankar där enbart vätskenivån ändras kan betraktas som trycktankar.

**Tabell 5** Läckage frekvenser för olika komponenter.

<b>Komponent</b>	<b>Giljotinbrott</b>	<b>Läckage 10 %</b>	<b>Kontinuerligt 10 mm</b>
Pumpar	$1 \cdot 10^{-4} \text{ år}^{-1}$	$5 \cdot 10^{-4} \text{ år}^{-1}$	
Ventiler*	$2 \cdot 10^{-6} \text{ år}^{-1}$	$2 \cdot 10^{-4} \text{ år}^{-1}$	
Värmeväxlare	$5 \cdot 10^{-5} \text{ år}^{-1}$	$5 \cdot 10^{-5} \text{ år}^{-1}$	$1 \cdot 10^{-3} \text{ år}^{-1}$
Luftkylare*	$7 \cdot 10^{-5} \text{ år}^{-1}$	$1 \cdot 10^{-3} \text{ år}^{-1}$	

\*Frekvenserna tagna från Spouges artikel.

Nedan presenteras beräknade läckagefrekvenser för riskkällorna i processenheten FCC som i API 752 benämns ”cat cracker unit”. Riskkällorna har bedömts att vid läckage kunna leda till en gasmolnsexplosion.

Risikkälla	Komponent		GB (år <sup>-1</sup> )	10% (år <sup>-1</sup> )	10mm (år <sup>-1</sup> )
D-1506	Rör	153mm/20m	2,00E-06	1,00E-05	
		76mm/20m	6,00E-06	4,00E-05	
		203mm/20m	2,00E-06	1,00E-05	
	Ventil	1 st	2,00E-06	2,00E-04	
	Pump	1 st	1,00E-04	5,00E-04	
	Luftkylare	1 st	7,00E-05	1,00E-03	
	Trycktank	1 st	5,00E-07	5,00E-07	1,00E-05
			<b>1,83E-04</b>	<b>1,76E-03</b>	<b>1,00E-05</b>
T-1503	Rör	203mm/30m	3,00E-06	1,50E-05	
		153mm/35m	3,50E-06	1,75E-05	
		102mm/40m	1,20E-05	8,00E-05	
	Ventil	2 st	4,00E-06	4,00E-04	
	Pump	2 st	2,00E-04	1,00E-03	
	Luftkylare	1 st	7,00E-05	1,00E-03	
	Processtank	1 st	5,00E-06	5,00E-06	1,00E-04
			<b>2,98E-04</b>	<b>2,52E-03</b>	<b>1,00E-04</b>
D-1507	Rör	153mm/20m	2,00E-06	1,00E-05	
		254mm/10m	1,00E-06	5,00E-06	
	Ventil	1 st	2,00E-06	2,00E-04	
	Pump	1 st	1,00E-04	5,00E-04	
	Trycktank	1 st	5,00E-07	5,00E-07	1,00E-05
			<b>1,06E-04</b>	<b>7,16E-04</b>	<b>1,00E-05</b>

Risikkälla	Komponent		GB (år <sup>-1</sup> )	10% (år <sup>-1</sup> )	10mm (år <sup>-1</sup> )
T-1504	Rör	153mm/30m	3,00E-06	1,50E-05	
		203mm/5m	5,00E-07	2,50E-06	
		305mm/5m	5,00E-07	2,50E-06	
	Ventil	1 st	2,00E-06	2,00E-04	
	VVX	2 st	1,00E-04	1,00E-04	2,00E-03
	Processtank	1 st	5,00E-06	5,00E-06	1,00E-04
				<b>1,11E-04</b>	<b>3,25E-04</b>
D-1508	Rör	102mm/630m	1,89E-04	1,26E-03	
		153mm/40m	4,00E-06	2,00E-05	
		203mm/10m	1,00E-06	5,000E-06	
	Ventil	2 st	4,00E-06	4,00E-04	
	Pump	2 st	2,00E-04	1,00E-03	
	VVX	2 st	1,00E-04	1,00E-04	2,00E-03
	Trycktank	1 st	5,00E-07	5,00E-07	1,00E-05
			<b>4,99E-04</b>	<b>2,79E-03</b>	<b>2,01E-03</b>
T-1506	Rör	156mm/30m	3,00E-06	1,50E-05	
		254mm/20m	2,00E-06	1,00E-05	
		305mm/20m	2,00E-06	1,00E-05	
	VVX	2 st	1,00E-04	1,00E-04	2,00E-03
	Processtank	1 st	5,00E-06	5,00E-06	1,00E-04
			<b>1,12E-04</b>	<b>1,40E-04</b>	<b>2,1E-03</b>

**Tabell 6** Sammanlagd frekvens för olika läckage kategorier samt sannolikheten för explosion givet ett visst läckage.

Riskkälla	Giljotinbrott (år <sup>-1</sup> )	Läckage 10 % (år <sup>-1</sup> )	Kontinuerligt 10 mm (år <sup>-1</sup> )
D-1506	1,83E-04	1,76E-03	1,00E-05
T-1503	2,98E-04	2,52E-03	1,00E-04
D-1507	1,06E-04	7,16E-04	1,00E-05
T-1504	1,11E-04	3,25E-04	2,10E-03
D-1508	4,99E-04	2,79E-03	2,01E-03
T-1506	1,12E-04	1,40E-04	2,10E-03
<b>Summa</b>	<b>1,31E-03</b>	<b>8,24E-03</b>	<b>6,33E-03</b>
Sannolikhet för explosion givet läckage	0,09	0,008	0,002
Frekvens för explosion	1,179E-04	6,59E-05	1,27E-05
<b>Frekvensen för en gasmolnsexplosion i FCC enheten 1,96E-04</b>			

Frekvensen för explosion för respektive läckagekategori har erhållits genom att multiplicera läckagefrekvensen med sannolikheten för explosion givet läckage. Den totala frekvensen för explosion i FCC enheten är 1,96E-04 år<sup>-1</sup>. Enligt API 752 är denna frekvens 6,5E-04 år<sup>-1</sup> (API,2003). Frekvensen är baserad på större gasmolnsexplosioner som har rapporterats in till databaserna: OSH, MHIDAS, ESLD (Engineering Services Loss Database) och Worldwide Refining Report samt en uppskattning av antalet raffinaderiår.

## 5.1 REFERENSER TILL BILAGA 5

API (2003), *Management of Hazards Associated with Location of Process Plant Buildings*, American Petroleum Institute, API Recommended Practise 752

HSE, The failure and event data website (FRED), Health and Safety Executive, Databasen är offentlig och kunde 2008-08-20 hämtas från <[www.failurerates.info](http://www.failurerates.info)>

Spouge (2005), New Generic Leak Frequencies for Process Equipment, *Process Safety Progress* vol. 24 no. 4

VROM (2005), *Guidelines for quantitative risk assessment*, The department of Housing Spatial Planning and the Environment (VROM), Publication Series on Dangerous Substances (PGS 3)



## 6 VÄDERSTATISTIK FRÅN MÅSEKÄR 1996-2005

Hans Backström vid SMHI har gjort en analys av stabilitet, vindhastighet och vindriktningar från Måsekär utanför Orust, som är den närmaste väderstationen. Materialet omfattar data mellan 1996 och 2005. Mätningarna från Måsekär har kompletterats med molnobservationer och markytans tillstånd från Säve samt aerologiska observationer från Landvetter. Vinduppgifterna är direkt uppmätta medan den statistiska stabiliteten har beräknats med resistansmetoden. Väderklasserna har grupperats enligt indelningen i ”Purple book” Appendix 4B. Formen på tabellen avviker något från vad som levererats av SMHI. Anledningen är att meteorologer anger vindriktning från det väderstreck det blåser från medan *Riskcurves* kräver sannolikheten för att det blåser till en vindsektor.

**Tabell 7** Sannolikheter för stabilitetsklass, vindhastighet och vindriktning uppdelade på dag och natt som har använts i analysen.

Stability Class	Wind...	Windsectors (clock-hours direction)												Total		
		Day	Night	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10		11	12
B (Unstable)	4.2	3.20	0.00	13.61	14.10	12.79	10.82	8.36	4.92	2.79	1.97	5.57	5.57	7.21	12.29	100.00
D (Neutral)	1.7	0.40	0.00	9.59	10.96	9.59	9.59	5.48	6.85	6.85	6.85	8.22	13.70	8.22	4.10	100.00
D (Neutral)	4.2	6.80	0.80	13.59	9.99	8.15	7.40	9.24	6.86	4.55	5.23	6.93	6.11	8.49	13.46	100.00
D (Neutral)	8.9	29.70	23.00	11.15	17.41	14.09	4.22	4.22	2.56	3.50	6.85	9.70	6.47	8.83	11.00	100.00
E (Stable)	4.2	8.10	21.90	8.19	9.01	6.92	6.22	6.85	7.89	10.17	10.94	10.13	10.15	7.05	6.48	100.00
F (Very Stable)	1.7	1.80	4.30	6.18	7.67	8.36	6.62	6.97	8.28	9.23	11.32	7.84	10.19	8.89	8.45	100.00
	Total	50.0	50.0	10.39	11.52	9.98	7.48	6.85	6.23	6.18	7.19	8.07	8.70	8.12	9.30	100.00
	Total	100.0		Note: All numbers are percentages !												

## 7 BESKRIVNING AV PARAMETRAR I EFFECTS 7.4

Nedanför sker en beskrivning av de parametrar som används vid de olika modellerna i EFFECTS samt hur dessa värden har tagits fram.

Parameter	Beskrivning	Val
Chemical name	Val av ämne som ska simuleras	(1)
Use representative step	Val av tidsintervall för beräkning av utdata. Två val: medelvärde baserat på den tid det tar att tömma de första 20 % av tanken, medelvärde baserat på den tid det tar att tömma de andra 20 % av tanken. Första intervallet används vid beräkning av spridning av brännbara gaser det andra för toxisk gasspridning*.	Medelvärde baserat på den tid det tar att tömma de första 20 % av tanken,
Type of release	Val av var läckaget sker. Två olika val: Läckage på tank eller läckage på angränsade rör.	Läckage på tank (2)
Hole diameter	Hålets diameter	(1)
Hole rounding	Val av kontraktionskoefficient, tre val 0,62 för skarpa hål, 1,0 för runda hål och välj själv.	Val av kontraktionskoefficient sker i linje med purple book: 0,62 för giljotinbrott 1,0 för 10 % och 10 mm hål.
Height difference between pipe entrance and exit	Höjdskillnaden mellan hålets över- och underkant. Vid ett bottenhål sätts denna parameter till noll	Noll, alla hål simuleras ske från botten av tanken/tornet.

<b>Parameter</b>	<b>Beskrivning</b>	<b>Val</b>
Vessel volume	Behållarens totala volym	(1)
Vessel type	Behållarens utseende, tre val: vertikal-, horisontell cylinder eller sfär.	För simulering av torn väljs vertikal cylinder och för behållare horisontell cylinder.
Height/length cylinder	Höjden respektive längden av det valda systemet.	(1)
Filling degree	Vätskevolymens andel i systemet.	(1)
Expansion type	Val av expansion, tre val: Adiabatisk (inga värme förluster), Isotermisk (konstant temperatur) och polytropisk (en blandning av adiabatiskt och isotermiskt system)	Adiabatisk (2)
Pressure inside vessel determination	Hur man väljer att ange trycket för systemet, två val: ångtrycket samt valbart tryck.	Ångtrycket väljs för de system där detta representerar det verkliga trycket i systemet. I övriga fall väljs ett separat tryck.
Initial temperature in vessel	Begynnelsestemperatur i systemet	(1)
Type of calculation	Hur länge simuleringen ska fortgå, två val antingen tills behållaren är tömd eller tidsbestämt läckage.	Tidsbestämt läckage
Time t after start release	Hur länge simuleringen ska hålla på.	300 s (3)
Representative release rate	Representativt källflöde baserat på ett medelvärde Medelvärdet är baserat på den tid det tar för de första 20 procenten av massan att läcka ut.	Utdata från TPDIS
Representative outflow duration	Läckagets varaktighet, grundar sig på det representativa flödet, maximal tid är angiven simulerings tid.	Utdata från TPDIS

Parameter	Beskrivning	Val
Representative temperature	Representativ temperatur baserat på ett medelvärde. Medelvärdet är baserat på den tid det tar för de första 20 procenten av massan att läcka ut.	Utdata från modellen TPDIS
Representative pressure	Representativt tryck baserat på ett medelvärde. Medelvärdet är baserat på den tid det tar för de första 20 procenten av massan att läcka ut.	Utdata från modellen TPDIS
Representative vapour mass fraction	Representativ andel ånga, baserat på ett medelvärde. Medelvärdet är baserat på den tid det tar för de första 20 procenten av massan att läcka ut.	Utdata från modellen TPDIS
Height leak above ground level	På den höjd över marken läckaget sker	(1)
Ambient temperature	Omgivningens temperatur	8°C (Preem <sub>f</sub> )
Ambient relative humidity	Omgivningens relativa fuktighet	74% (Preem <sub>f</sub> )
Liquid mass fraction	Andelen vätska i plymen	Utdata från modellen Spray release
Net mass flow to air	Beräknat massflöde som sprids till luften.	Utdata från modellen Spray release
Diameter jet	Beräknad jetdiamter	Utdata från modellen Spray release

- (1) Varierar beroende på vilken riskkälla det är. Värdet på parametrarna volym, fyllnadsgrad, tryck samt temperatur är baserat på uppgifter från Preem. Parametrarna höjd, bredd, läckage höjd är hämtat från cad-ritningar över de olika systemen. Vid volym- och fyllnadsberäkningar för riskkällorna V-8103 och S-2401 har bottenvolymen beräknats med hjälp av cad-ritningar. För specifika värden hänvisas till Bilaga 10.
- (2) Konservativa antaganden. Valet att simulera läckaget på tanken istället för på röret har valts för att simulera ett större läckageflöde då programmet inte tar hänsyn till att läckaget i verkligheten sker från två håll.
- (3) Simuleringstiden 300 sekunder har antagits då statistik visar att de flesta gasexplosionerna har ägt rum under denna tidsrymd. (Koschy et al 1995)

## 8 RAPPORTFIL FRÅN SIMULERINGAR I EFFECTS 7.4

Project : T-1601  
----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T-1601 GB  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 76 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 28 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 11.8 m  
Filling degree..... : 25.7 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 35 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

### RESULTS

Initial mass in vessel..... : 3871.1 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 12.175 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 167.42 s  
Mass flow rate at time t..... : 0.88221 kg/s  
Total mass released at time t..... : 0 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.0272 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : -41.772 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 65.924 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0272 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : -41.824 °C  
Maximum mass flow rate..... : 92.308 kg/s  
Representative release rate..... : 91.656 kg/s  
Representative outflow duration..... : 42 s  
Representative temperature..... : 34.418 °C  
Representative pressure..... : 12.132 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-1601 GB  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 91.656 kg/s  
Exit temperature..... : 34.418 °C  
Exit pressure..... : 12.132 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 76 mm  
Height leak above ground level..... : 3 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

### RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 41.779 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 59.6 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.41158 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T-1601 10%  
Chemical name..... : Propane

Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 7.6 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 28 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 11.8 m  
Filling degree..... : 25.7 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 35 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 3871.1 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 12.175 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 10307 s  
Mass flow rate at time t..... : 1.4768 kg/s  
Total mass released at time t..... : 444.15 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 11.983 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 34.336 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 2997.1 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 449.25 kg  
Height of liquid at time t..... : 2.6397 m  
Filling degree at time t..... : 22.37 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 12.106 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 34.336 °C  
Maximum mass flow rate..... : 1.4888 kg/s  
Representative release rate..... : 1.4877 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 34.937 °C  
Representative pressure..... : 12.296 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-1601 10%  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 1.4877 kg/s  
Exit temperature..... : 34.937 °C  
Exit pressure..... : 12.296 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 7.6 mm  
Height leak above ground level..... : 3 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 40.646 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 0.97 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.056832 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T-1601 10mm  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 28 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 11.8 m  
Filling degree..... : 25.7 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 35 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 3871.1 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 12.175 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 6055.1 s  
Mass flow rate at time t..... : 2.5403 kg/s

Total mass released at time t..... : 770.76 kg  
 Pressure in vessel at time t..... : 11.83 Bar  
 Temperature in vessel at time t..... : 33.802 °C  
 Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
 Mass of liquid in vessel at time t..... : 2679.1 kg  
 Mass of vapour in vessel at time t..... : 458.1 kg  
 Height of liquid at time t..... : 2.3551 m  
 Filling degree at time t..... : 19.958 %  
 Pressure at pipe exit at time t..... : 11.941 Bar  
 Temperature at pipe exit at time t..... : 33.802 °C  
 Maximum mass flow rate..... : 2.5776 kg/s  
 Representative release rate..... : 2.5742 kg/s  
 Representative outflow duration..... : 300 s  
 Representative temperature..... : 34.89 °C  
 Representative pressure..... : 12.281 Bar  
 Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : Spray release (90)  
 Version..... : 5.03  
 Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
 2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
 duration spray releases] / 2.5.3.8  
 [Instantaneous release of  
 pressurised liquefied vapours]  
 Case description..... : T-1601 10mm  
 Chemical name..... : Propane  
 Mass flow rate of the source..... : 2.5742 kg/s  
 Exit temperature..... : 34.89 °C  
 Exit pressure..... : 12.281 Bar  
 Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
 Hole diameter..... : 10 mm  
 Height leak above ground level..... : 3 m  
 Ambient temperature..... : 8 °C  
 Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 40.699 %  
 Nett mass flow to air (jet)..... : 1.674 kg/s  
 Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
 Diameter jet/cloud ..... : 0.074644 m  
 Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

Project : T-1514

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
 pipeline) (202)  
 Version..... : 5.06  
 Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
 1997, Chapter 2 and Modelling source  
 terms for the atmospheric dispersion  
 of hazardous substances, Jaakko  
 Kukkonen  
 Case description..... : T-1514 GB  
 Chemical name..... : Propane  
 Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
 Type of release..... : Release through hole in vessel  
 Hole diameter..... : 76 mm  
 Hole rounding..... : Sharp edges  
 Discharge coefficient..... : 0.62 -  
 Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
 Vessel volume..... : 656 m3  
 Vessel type..... : Vertical cylinder  
 Height cylinder..... : 81.6 m  
 Filling degree..... : 3.7 %  
 Expansion type..... : Adiabatic  
 Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
 Initial temperature in vessel..... : 26 °C  
 Type of calculation..... : Calculate until specified time  
 Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 22877 kg  
 Initial (vapour) pressure in vessel..... : 9.7579 Bar  
 Time needed to empty vessel..... : 3279.7 s  
 Mass flow rate at time t..... : 5.8774 kg/s  
 Total mass released at time t..... : 13478 kg  
 Pressure in vessel at time t..... : 7.7023 Bar  
 Temperature in vessel at time t..... : 17.489 °C  
 Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
 Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
 Mass of vapour in vessel at time t..... : 9220.2 kg  
 Height of liquid at time t..... : 0 m  
 Filling degree at time t..... : 0 %  
 Pressure at pipe exit at time t..... : 7.7023 Bar  
 Temperature at pipe exit at time t..... : 16.94 °C  
 Maximum mass flow rate..... : 83.123 kg/s  
 Representative release rate..... : 82.722 kg/s  
 Representative outflow duration..... : 277 s  
 Representative temperature..... : 25.673 °C  
 Representative pressure..... : 9.8069 Bar  
 Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : Spray release (90)

Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-1514 GB  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 82.722 kg/s  
Exit temperature..... : 25.673 °C  
Exit pressure..... : 9.8069 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 76 mm  
Height leak above ground level..... : 5.6 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 4 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 51.386 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 82.722 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.50871 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T-1514 10%  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 7.6 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 656 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 81.6 m  
Filling degree..... : 3.7 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 26 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 22877 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 9.7579 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 2.0253E05 s  
Mass flow rate at time t..... : 1.3387 kg/s  
Total mass released at time t..... : 419.03 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 9.7338 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 25.902 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 11549 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 10919 kg  
Height of liquid at time t..... : 2.9175 m  
Filling degree at time t..... : 3.5753 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 9.8744 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 25.902 °C  
Maximum mass flow rate..... : 1.3407 kg/s  
Representative release rate..... : 1.3405 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 25.99 °C  
Representative pressure..... : 9.9005 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-1514 10%  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 1.3405 kg/s  
Exit temperature..... : 25.99 °C  
Exit pressure..... : 9.9005 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 7.6 mm  
Height leak above ground level..... : 5.6 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 50.858 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 1.3405 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C



Risicanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 8 Rapportfil från simuleringar i EFFECTS 7.4

Diameter jet/cloud ..... : 0.063318 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition 1997, Chapter 2 and Modelling source terms for the atmospheric dispersion of hazardous substances, Jaakko Kukkonen  
Case description..... : T-1514 10mm  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 656 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 81.6 m  
Filling degree..... : 3.7 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 26 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 22877 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 9.7579 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 1.1663E05 s  
Mass flow rate at time t..... : 2.3153 kg/s  
Total mass released at time t..... : 734.85 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 9.7158 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 25.829 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 11258 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 10912 kg  
Height of liquid at time t..... : 2.8432 m  
Filling degree at time t..... : 3.4843 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 9.8529 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 25.829 °C  
Maximum mass flow rate..... : 2.3212 kg/s  
Representative release rate..... : 2.3205 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 25.983 °C  
Representative pressure..... : 9.8984 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 / 2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite duration spray releases] / 2.5.3.8 [Instantaneous release of pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-1514 10mm  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 2.3205 kg/s  
Exit temperature..... : 25.983 °C  
Exit pressure..... : 9.8984 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 10 mm  
Height leak above ground level..... : 5.6 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 50.866 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 2.3205 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.083307 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

Project : T-2302 flöde

----- START OF SESSION 1 (mYBNewLiquidRelease) -----  
INPUT

Model..... : Liquid release (193)  
Version..... : 5.08  
Reference..... : Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph 2.5.4 Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph 2.5.4  
Case description..... : T-2302 GB  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 305 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Vessel type..... : Vertical cylinder

Risicanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 8 Rapportfil från simuleringar i EFFECTS 7.4

Vessel volume..... : 564 m3  
Height cylinder..... : 30.3 m  
Filling degree ..... : 10 %  
Overpressure above liquid (assuming closed system)..... : 11 Bar  
Height leak above tank bottom..... : 0 m  
Initial temperature in vessel..... : 20 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 43905 kg  
Mass flow rate at time t..... : 0 kg/s  
Total mass released at time t..... : 42588 kg  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Maximum mass flow rate..... : 1894.2 kg/s  
Representative release rate..... : 1881.5 kg/s  
Representative outflow duration..... : 23 s  
Representative pressure..... : 11.887 Bar

----- START OF SESSION 2 (mYBNewLiquidRelease) -----  
INPUT

Model..... : Liquid release (193)  
Version..... : 5.08  
Reference..... : Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition  
1997, Paragraph 2.5.4  
Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph 2.5.4  
Case description..... : T-2302 GB 10%  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 30.5 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Vessel volume..... : 564 m3  
Height cylinder..... : 30.3 m  
Filling degree ..... : 10 %  
Overpressure above liquid (assuming closed system)..... : 11 Bar  
Height leak above tank bottom..... : 0 m  
Initial temperature in vessel..... : 20 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 43905 kg  
Mass flow rate at time t..... : 30.114 kg/s  
Total mass released at time t..... : 9144.9 kg  
Filling degree at time t..... : 7.9171 %  
Height of liquid at time t..... : 2.3989 m  
Maximum mass flow rate..... : 30.552 kg/s  
Representative release rate..... : 30.508 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative pressure..... : 11.987 Bar

----- START OF SESSION 3 (mYBNewLiquidRelease) -----  
INPUT

Model..... : Liquid release (193)  
Version..... : 5.08  
Reference..... : Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition  
1997, Paragraph 2.5.4  
Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph 2.5.4  
Case description..... : T-2302 GB 10mm  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Vessel volume..... : 564 m3  
Height cylinder..... : 30.3 m  
Filling degree ..... : 10 %  
Overpressure above liquid (assuming closed system)..... : 11 Bar  
Height leak above tank bottom..... : 0 m  
Initial temperature in vessel..... : 20 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 43905 kg  
Mass flow rate at time t..... : 3.2791 kg/s  
Total mass released at time t..... : 989.43 kg  
Filling degree at time t..... : 9.7746 %  
Height of liquid at time t..... : 2.9617 m  
Maximum mass flow rate..... : 3.2843 kg/s  
Representative release rate..... : 3.2838 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative pressure..... : 12.012 Bar

Project : T-2302 diameter

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)

Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T-2302 GB  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 305 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 564 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 30.3 m  
Filling degree..... : 10 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 136 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 42440 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 4.2744 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 159.26 s  
Mass flow rate at time t..... : 15.442 kg/s  
Total mass released at time t..... : 40884 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.0225 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 101.95 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 1556.3 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0225 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 79.825 °C  
Maximum mass flow rate..... : 963.29 kg/s  
Representative release rate..... : 957.83 kg/s  
Representative outflow duration..... : 44 s  
Representative temperature..... : 135.76 °C  
Representative pressure..... : 4.4275 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-2302 GB  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Mass flow rate of the source..... : 1881.5 kg/s  
Exit temperature..... : 135.76 °C  
Exit pressure..... : 11.9 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 305 mm  
Height leak above ground level..... : 7.3 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 32.94 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 1881.5 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : 80.72 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 2.6092 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T-2302 10%  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 30.5 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 564 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 30.3 m  
Filling degree..... : 10 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 136 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time

Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 42440 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 4.2744 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 9845.8 s  
Mass flow rate at time t..... : 15.438 kg/s  
Total mass released at time t..... : 4730.2 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 4.2521 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 135.73 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 32425 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 5417.9 kg  
Height of liquid at time t..... : 2.6488 m  
Filling degree at time t..... : 8.7421 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 4.4223 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 135.73 °C  
Maximum mass flow rate..... : 15.537 kg/s  
Representative release rate..... : 15.526 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 135.97 °C  
Representative pressure..... : 4.4643 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-2302 10%  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Mass flow rate of the source..... : 30.55 kg/s  
Exit temperature..... : 135.97 °C  
Exit pressure..... : 11.9 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 30.5 mm  
Height leak above ground level..... : 7.3 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 32.511 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 30.55 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : 80.72 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.31789 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T-2302 10mm  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 564 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 30.3 m  
Filling degree..... : 10 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 136 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 42440 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 4.2744 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 88122 s  
Mass flow rate at time t..... : 1.6689 kg/s  
Total mass released at time t..... : 509.06 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 4.2721 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 135.97 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 36571 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 5373.3 kg  
Height of liquid at time t..... : 2.9889 m  
Filling degree at time t..... : 9.8643 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 4.464 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 135.97 °C  
Maximum mass flow rate..... : 1.6702 kg/s  
Representative release rate..... : 1.6699 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 136 °C

Riskanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 8 Rapportfil från simuleringar i EFFECTS 7.4

Representative pressure..... : 4.4684 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-2302 10mm  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Mass flow rate of the source..... : 3.28 kg/s  
Exit temperature..... : 136 °C  
Exit pressure..... : 11.9 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 10 mm  
Height leak above ground level..... : 7.3 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 32.472 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 3.28 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : 80.72 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.10422 m  
Nett mass flow rained out..... : 4.4409E-16 kg/s

----- END OF SESSION 3 MODEL 2 (SCENARIO CALCULATION) -----

Project : T1507

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T-1507 GB  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 76 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 29 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 18 m  
Filling degree..... : 19.6 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 38 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 3203.2 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 13.07 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 169.53 s  
Mass flow rate at time t..... : 0.87375 kg/s  
Total mass released at time t..... : 3135.7 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.0169 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : -41.607 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 67.551 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0169 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : -42.051 °C  
Maximum mass flow rate..... : 95.444 kg/s  
Representative release rate..... : 94.75 kg/s  
Representative outflow duration..... : 34 s  
Representative temperature..... : 37.384 °C  
Representative pressure..... : 13.026 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-1507 GB  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 94.75 kg/s  
Exit temperature..... : 37.384 °C  
Exit pressure..... : 13.026 Bar

Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 76 mm  
Height leak above ground level..... : 1.7 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 37.777 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 94.75 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.56349 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("MYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition 1997, Chapter 2 and Modelling source terms for the atmospheric dispersion of hazardous substances, Jaakko Kukkonen  
Case description..... : T-1507 10%  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 7.6 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 29 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 18 m  
Filling degree..... : 19.6 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 38 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 3203.2 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 13.07 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 10546 s  
Mass flow rate at time t..... : 1.5231 kg/s  
Total mass released at time t..... : 466.34 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 12.797 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 37.101 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 2231.7 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 531.33 kg  
Height of liquid at time t..... : 2.9239 m  
Filling degree at time t..... : 16.244 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 12.932 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 37.101 °C  
Maximum mass flow rate..... : 1.5394 kg/s  
Representative release rate..... : 1.5379 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 37.916 °C  
Representative pressure..... : 13.205 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 / 2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite duration spray releases] / 2.5.3.8 [Instantaneous release of pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T-1507 10%  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 1.5379 kg/s  
Exit temperature..... : 37.916 °C  
Exit pressure..... : 13.205 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 7.6 mm  
Height leak above ground level..... : 1.7 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 36.899 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 1.5379 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.070217 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("MYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition 1997, Chapter 2 and Modelling source

terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen

Case description..... : T-1507 10% Session 3  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 29 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 18 m  
Filling degree..... : 19.6 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 38 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 3203.2 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 13.07 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 6149.4 s  
Mass flow rate at time t..... : 2.6138 kg/s  
Total mass released at time t..... : 802.5 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 12.573 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 36.356 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 1904.1 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 538.45 kg  
Height of liquid at time t..... : 2.4879 m  
Filling degree at time t..... : 13.822 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 12.689 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 36.356 °C  
Maximum mass flow rate..... : 2.6652 kg/s  
Representative release rate..... : 2.6605 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 37.853 °C  
Representative pressure..... : 13.183 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]

Case description..... : T-1507 10% Session 3  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 2.6605 kg/s  
Exit temperature..... : 37.853 °C  
Exit pressure..... : 13.183 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 10 mm  
Height leak above ground level..... : 1.7 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 36.974 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 2.6605 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.092347 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

Project : T-2304 flöde

----- START OF SESSION 1(mYBTPDIS) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen

Case description..... : T2304 GB  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 457 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 119 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 22.5 m  
Filling degree..... : 13.4 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use actual pressure  
Initial (absolute) pressure in vessel..... : 12 Bar  
Initial temperature in vessel..... : 50 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 12824 kg  
Time needed to empty vessel..... : 21.979 s  
Mass flow rate at time t..... : 34.259 kg/s  
Total mass released at time t..... : 12443 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.0187 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 3.1681 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 380.7 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0187 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 3.1681 °C  
Maximum mass flow rate..... : 3616.3 kg/s  
Representative release rate..... : 3572.7 kg/s  
Representative outflow duration..... : 4 s  
Representative temperature..... : 50 °C  
Representative pressure..... : 11.909 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 (mYBTPDIS) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T2304 GB 10%  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 45.7 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 119 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 22.5 m  
Filling degree..... : 13.4 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use actual pressure  
Initial (absolute) pressure in vessel..... : 12 Bar  
Initial temperature in vessel..... : 50 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 12824 kg  
Time needed to empty vessel..... : 1381.7 s  
Mass flow rate at time t..... : 3.9573 kg/s  
Total mass released at time t..... : 10490 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 7.7803 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 44.255 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 2531.3 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 7.7803 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 44.255 °C  
Maximum mass flow rate..... : 58.327 kg/s  
Representative release rate..... : 57.71 kg/s  
Representative outflow duration..... : 222 s  
Representative temperature..... : 50 °C  
Representative pressure..... : 11.941 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 (mYBTPDIS) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : T2304 GB 10mm  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 119 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 22.5 m  
Filling degree..... : 13.4 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use actual pressure  
Initial (absolute) pressure in vessel..... : 12 Bar  
Initial temperature in vessel..... : 50 °C



Type of calculation..... : Calculate until specified time  
 Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 12824 kg  
 Time needed to empty vessel..... : 28782 s  
 Mass flow rate at time t..... : 2.7671 kg/s  
 Total mass released at time t..... : 903.44 kg  
 Pressure in vessel at time t..... : 11.82 Bar  
 Temperature in vessel at time t..... : 50 °C  
 Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
 Mass of liquid in vessel at time t..... : 8625.8 kg  
 Mass of vapour in vessel at time t..... : 3317.7 kg  
 Height of liquid at time t..... : 2.7367 m  
 Filling degree at time t..... : 12.163 %  
 Pressure at pipe exit at time t..... : 11.972 Bar  
 Temperature at pipe exit at time t..... : 50 °C  
 Maximum mass flow rate..... : 2.7928 kg/s  
 Representative release rate..... : 2.7892 kg/s  
 Representative outflow duration..... : 300 s  
 Representative temperature..... : 50 °C  
 Representative pressure..... : 12.148 Bar  
 Representative vapour mass fraction..... : 0 %

Project : T-2304 diameter

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
 pipeline) (202)  
 Version..... : 5.06  
 Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
 1997, Chapter 2 and Modelling source  
 terms for the atmospheric dispersion  
 of hazardous substances, Jaakko  
 Kukkonen  
 Case description..... : T2304 GB  
 Chemical name..... : Pentane (n-)  
 Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
 Type of release..... : Release through hole in vessel  
 Hole diameter..... : 457 mm  
 Hole rounding..... : Sharp edges  
 Discharge coefficient..... : 0.62 -  
 Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
 Vessel volume..... : 119 m3  
 Vessel type..... : Vertical cylinder  
 Height cylinder..... : 22.5 m  
 Filling degree..... : 13.4 %  
 Expansion type..... : Adiabatic  
 Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
 Initial temperature in vessel..... : 76 °C  
 Type of calculation..... : Calculate until specified time  
 Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 9505.4 kg  
 Initial (vapour) pressure in vessel..... : 1.7851 Bar  
 Time needed to empty vessel..... : 12.995 s  
 Mass flow rate at time t..... : 34.104 kg/s  
 Total mass released at time t..... : 9190.7 kg  
 Pressure in vessel at time t..... : 1.0204 Bar  
 Temperature in vessel at time t..... : 61.648 °C  
 Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
 Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
 Mass of vapour in vessel at time t..... : 314.72 kg  
 Height of liquid at time t..... : 0 m  
 Filling degree at time t..... : 0 %  
 Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0204 Bar  
 Temperature at pipe exit at time t..... : 38.66 °C  
 Maximum mass flow rate..... : 1048.2 kg/s  
 Representative release rate..... : 1037.8 kg/s  
 Representative outflow duration..... : 9 s  
 Representative temperature..... : 75.89 °C  
 Representative pressure..... : 1.9343 Bar  
 Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : Spray release (90)  
 Version..... : 5.03  
 Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
 2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
 duration spray releases] / 2.5.3.8  
 [Instantaneous release of  
 pressurised liquefied vapours]  
 Case description..... : T2304 GB  
 Chemical name..... : Pentane (n-)  
 Mass flow rate of the source..... : 3573 kg/s  
 Exit temperature..... : 75.89 °C  
 Exit pressure..... : 11.9 Bar  
 Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
 Hole diameter..... : 457 mm  
 Height leak above ground level..... : 5.5 m  
 Ambient temperature..... : 8 °C  
 Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 54.379 %

Nett mass flow to air (jet)..... : 3573 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : 35.92 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 2.8789 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition 1997, Chapter 2 and Modelling source terms for the atmospheric dispersion of hazardous substances, Jaakko Kukkonen  
Case description..... : T2304 GB 10%  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 45.7 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 119 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 22.5 m  
Filling degree..... : 13.4 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 76 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 9505.4 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 1.7851 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 775.53 s  
Mass flow rate at time t..... : 15.981 kg/s  
Total mass released at time t..... : 4921.3 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.777 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 75.226 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 4111.9 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 494.7 kg  
Height of liquid at time t..... : 1.368 m  
Filling degree at time t..... : 6.08 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.8529 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 75.226 °C  
Maximum mass flow rate..... : 16.907 kg/s  
Representative release rate..... : 16.816 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 75.942 °C  
Representative pressure..... : 1.9428 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 / 2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite duration spray releases] / 2.5.3.8 [Instantaneous release of pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T2304 GB 10%  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Mass flow rate of the source..... : 58 kg/s  
Exit temperature..... : 75.942 °C  
Exit pressure..... : 11.9 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 45.7 mm  
Height leak above ground level..... : 5.5 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 54.098 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 58 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : 35.92 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.35842 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition 1997, Chapter 2 and Modelling source terms for the atmospheric dispersion of hazardous substances, Jaakko Kukkonen  
Case description..... : T2304 GB 10mm  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges

Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 119 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 22.5 m  
Filling degree..... : 13.4 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 76 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 9505.4 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 1.7851 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 14546 s  
Mass flow rate at time t..... : 0.80734 kg/s  
Total mass released at time t..... : 244.58 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.7848 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 75.972 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 8805.8 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 459.09 kg  
Height of liquid at time t..... : 2.9341 m  
Filling degree at time t..... : 13.04 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.9478 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 75.972 °C  
Maximum mass flow rate..... : 0.80953 kg/s  
Representative release rate..... : 0.8092 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 75.997 °C  
Representative pressure..... : 1.9521 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : T2304 GB 10mm  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Mass flow rate of the source..... : 2.8 kg/s  
Exit temperature..... : 75.997 °C  
Exit pressure..... : 11.9 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 10 mm  
Height leak above ground level..... : 5.5 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 54.028 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 2.8 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : 35.92 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.078697 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

Project : D-1605

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : D-1605 GB  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 203 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 54 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 8.4 m  
Filling degree..... : 50 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 43 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 13171 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 14.669 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 54.794 s  
Mass flow rate at time t..... : 6.2683 kg/s  
Total mass released at time t..... : 13044 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.0214 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : -41.409 °C

Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 126.23 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0214 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : -41.951 °C  
Maximum mass flow rate..... : 715.09 kg/s  
Representative release rate..... : 710.24 kg/s  
Representative outflow duration..... : 19 s  
Representative temperature..... : 42.35 °C  
Representative pressure..... : 14.513 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : D-1605 GB  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 710.24 kg/s  
Exit temperature..... : 42.35 °C  
Exit pressure..... : 14.513 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 203 mm  
Height leak above ground level..... : 6.7 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 31.754 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 710.24 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 1.5615 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : D-1605 10%  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 20.3 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 54 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 8.4 m  
Filling degree..... : 50 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 43 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 13171 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 14.669 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 3345.9 s  
Mass flow rate at time t..... : 11.322 kg/s  
Total mass released at time t..... : 3340.6 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 14.091 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 41.24 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 9148.3 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 817.34 kg  
Height of liquid at time t..... : 1.1207 m  
Filling degree at time t..... : 36.324 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 14.142 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 41.24 °C  
Maximum mass flow rate..... : 11.534 kg/s  
Representative release rate..... : 11.515 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 42.843 °C  
Representative pressure..... : 14.68 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8

[Instantaneous release of  
 pressurised liquefied vapours]

Case description..... : D-1605 10%  
 Chemical name..... : Propane  
 Mass flow rate of the source..... : 11.515 kg/s  
 Exit temperature..... : 42.843 °C  
 Exit pressure..... : 14.68 Bar  
 Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
 Hole diameter..... : 20.3 mm  
 Height leak above ground level..... : 6.7 m  
 Ambient temperature..... : 8 °C  
 Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 30.871 %  
 Nett mass flow to air (jet)..... : 11.515 kg/s  
 Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
 Diameter jet/cloud ..... : 0.19445 m  
 Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
 pipeline) (202)  
 Version..... : 5.06  
 Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
 1997, Chapter 2 and Modelling source  
 terms for the atmospheric dispersion  
 of hazardous substances, Jaakko  
 Kukkonen

Case description..... : D-1605 10mm  
 Chemical name..... : Propane  
 Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
 Type of release..... : Release through hole in vessel  
 Hole diameter..... : 10 mm  
 Hole rounding..... : Rounded edges  
 Discharge coefficient..... : 1 -  
 Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
 Vessel volume..... : 54 m3  
 Vessel type..... : Horizontal cylinder  
 Length cylinder..... : 8.4 m  
 Filling degree..... : 50 %  
 Expansion type..... : Adiabatic  
 Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
 Initial temperature in vessel..... : 43 °C  
 Type of calculation..... : Calculate until specified time  
 Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 13171 kg  
 Initial (vapour) pressure in vessel..... : 14.669 Bar  
 Time needed to empty vessel..... : 13732 s  
 Mass flow rate at time t..... : 2.7875 kg/s  
 Total mass released at time t..... : 818.61 kg  
 Pressure in vessel at time t..... : 14.54 Bar  
 Temperature in vessel at time t..... : 42.611 °C  
 Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
 Mass of liquid in vessel at time t..... : 11686 kg  
 Mass of vapour in vessel at time t..... : 703.56 kg  
 Height of liquid at time t..... : 1.3552 m  
 Filling degree at time t..... : 46.65 %  
 Pressure at pipe exit at time t..... : 14.601 Bar  
 Temperature at pipe exit at time t..... : 42.611 °C  
 Maximum mass flow rate..... : 2.7988 kg/s  
 Representative release rate..... : 2.7977 kg/s  
 Representative outflow duration..... : 300 s  
 Representative temperature..... : 42.962 °C  
 Representative pressure..... : 14.721 Bar  
 Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : Spray release (90)  
 Version..... : 5.03  
 Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
 2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
 duration spray releases] / 2.5.3.8  
 [Instantaneous release of  
 pressurised liquefied vapours]

Case description..... : D-1605 10mm  
 Chemical name..... : Propane  
 Mass flow rate of the source..... : 2.7977 kg/s  
 Exit temperature..... : 42.962 °C  
 Exit pressure..... : 14.721 Bar  
 Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
 Hole diameter..... : 10 mm  
 Height leak above ground level..... : 6.7 m  
 Ambient temperature..... : 8 °C  
 Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 30.724 %  
 Nett mass flow to air (jet)..... : 2.7977 kg/s  
 Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
 Diameter jet/cloud ..... : 0.095865 m  
 Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

Project : V-2105

```
----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----
INPUT
Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a
              pipeline) (202)
Version..... : 5.06
Reference.... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition
              1997, Chapter 2 and Modelling source
              terms for the atmospheric dispersion
              of hazardous substances, Jaakko
              Kukkonen
Case description..... : V-2105
Chemical name..... : Propane
Use representative step..... : First 20% average (flammable)
Type of release..... : Release through hole in vessel
Hole diameter..... : 203 mm
Hole rounding..... : Sharp edges
Discharge coefficient..... : 0.62 -
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m
Vessel volume..... : 30 m3
Vessel type..... : Horizontal cylinder
Length cylinder..... : 6.4 m
Filling degree..... : 50 %
Expansion type..... : Adiabatic
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure
Initial temperature in vessel..... : 38 °C
Type of calculation..... : Calculate until specified time
Time t after start release..... : 300 s
```

RESULTS

```
Initial mass in vessel..... : 7416.7 kg
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 13.07 Bar
Time needed to empty vessel..... : 30.112 s
Mass flow rate at time t..... : 6.2759 kg/s
Total mass released at time t..... : 7346.3 kg
Pressure in vessel at time t..... : 1.0228 Bar
Temperature in vessel at time t..... : -41.903 °C
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg
Mass of vapour in vessel at time t..... : 70.375 kg
Height of liquid at time t..... : 0 m
Filling degree at time t..... : 0 %
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0228 Bar
Temperature at pipe exit at time t..... : -41.92 °C
Maximum mass flow rate..... : 678.4 kg/s
Representative release rate..... : 673.87 kg/s
Representative outflow duration..... : 11 s
Representative temperature..... : 37.396 °C
Representative pressure..... : 12.938 Bar
Representative vapour mass fraction..... : 0 %
```

```
----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----
INPUT
```

```
Model..... : Spray release (90)
Version..... : 5.03
Reference.... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /
              2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite
              duration spray releases] / 2.5.3.8
              [Instantaneous release of
              pressurised liquefied vapours]
Case description..... : V-2105
Chemical name..... : Propane
Mass flow rate of the source..... : 673.87 kg/s
Exit temperature..... : 37.396 °C
Exit pressure..... : 12.938 Bar
Exit vapour mass fraction..... : 0 %
Hole diameter..... : 203 mm
Height leak above ground level..... : 4.8 m
Ambient temperature..... : 7.7 °C
Ambient relative humidity..... : 74 %
```

RESULTS

```
AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 37.755 %
Nett mass flow to air (jet)..... : 673.87 kg/s
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C
Diameter jet/cloud ..... : 1.5058 m
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s
```

```
----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----
INPUT
```

```
Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a
              pipeline) (202)
Version..... : 5.06
Reference.... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition
              1997, Chapter 2 and Modelling source
              terms for the atmospheric dispersion
              of hazardous substances, Jaakko
              Kukkonen
Case description..... : V-2105 10%
Chemical name..... : Propane
Use representative step..... : First 20% average (flammable)
Type of release..... : Release through hole in vessel
Hole diameter..... : 20.3 mm
Hole rounding..... : Rounded edges
Discharge coefficient..... : 1 -
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m
Vessel volume..... : 30 m3
Vessel type..... : Horizontal cylinder
Length cylinder..... : 6.4 m
```

Filling degree..... : 50 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 38 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 7416.7 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 13.07 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 1852.5 s  
Mass flow rate at time t..... : 10.572 kg/s  
Total mass released at time t..... : 3173.6 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 12.157 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 34.938 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 3909.2 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 456.47 kg  
Height of liquid at time t..... : 0.77567 m  
Filling degree at time t..... : 27.291 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 12.193 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 34.938 °C  
Maximum mass flow rate..... : 10.942 kg/s  
Representative release rate..... : 10.912 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 37.753 °C  
Representative pressure..... : 13.049 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-2105 10%  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 10.912 kg/s  
Exit temperature..... : 37.753 °C  
Exit pressure..... : 13.049 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 20.3 mm  
Height leak above ground level..... : 4.8 m  
Ambient temperature..... : 7.7 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 37.088 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 10.912 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.18737 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : V-2105 10mm  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 30 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 6.4 m  
Filling degree..... : 50 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 38 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 7416.7 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 13.07 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 7494.2 s  
Mass flow rate at time t..... : 2.637 kg/s  
Total mass released at time t..... : 773.78 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 12.881 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 37.379 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 6303.5 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 366.96 kg  
Height of liquid at time t..... : 1.1139 m  
Filling degree at time t..... : 44.398 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 12.933 Bar

Temperature at pipe exit at time t..... : 37.379 °C  
Maximum mass flow rate..... : 2.6552 kg/s  
Representative release rate..... : 2.6535 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 37.941 °C  
Representative pressure..... : 13.108 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-2105 10mm  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 2.6535 kg/s  
Exit temperature..... : 37.941 °C  
Exit pressure..... : 13.108 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 10 mm  
Height leak above ground level..... : 4.8 m  
Ambient temperature..... : 7.7 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 36.862 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 2.6535 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.092433 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

Project : V-2505

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : V-2505 GB  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 203 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 47 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 7.9 m  
Filling degree..... : 51 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 35 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 11925 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 12.175 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 47.117 s  
Mass flow rate at time t..... : 6.3238 kg/s  
Total mass released at time t..... : 11814 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.031 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : -41.971 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 111.17 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.031 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : -41.971 °C  
Maximum mass flow rate..... : 656.65 kg/s  
Representative release rate..... : 652.28 kg/s  
Representative outflow duration..... : 18 s  
Representative temperature..... : 34.423 °C  
Representative pressure..... : 12.068 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-2505 GB  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 652.28 kg/s



Riskanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
 Bilaga 8 Rapportfil från simuleringar i EFFECTS 7.4

Exit temperature..... : 34.423 °C  
 Exit pressure..... : 12.068 Bar  
 Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
 Hole diameter..... : 203 mm  
 Height leak above ground level..... : 6.2 m  
 Ambient temperature..... : 8 °C  
 Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 41.284 %  
 Nett mass flow to air (jet)..... : 652.28 kg/s  
 Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
 Diameter jet/cloud ..... : 1.4706 m  
 Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a pipeline) (202)  
 Version..... : 5.06  
 Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition 1997, Chapter 2 and Modelling source terms for the atmospheric dispersion of hazardous substances, Jaakko Kukkonen  
 Case description..... : V-2505 10%  
 Chemical name..... : Propane  
 Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
 Type of release..... : Release through hole in vessel  
 Hole diameter..... : 20.3 mm  
 Hole rounding..... : Rounded edges  
 Discharge coefficient..... : 1 -  
 Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
 Vessel volume..... : 47 m3  
 Vessel type..... : Horizontal cylinder  
 Length cylinder..... : 7.9 m  
 Filling degree..... : 51 %  
 Expansion type..... : Adiabatic  
 Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
 Initial temperature in vessel..... : 35 °C  
 Type of calculation..... : Calculate until specified time  
 Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 11925 kg  
 Initial (vapour) pressure in vessel..... : 12.175 Bar  
 Time needed to empty vessel..... : 2882.4 s  
 Mass flow rate at time t..... : 10.397 kg/s  
 Total mass released at time t..... : 3094.1 kg  
 Pressure in vessel at time t..... : 11.718 Bar  
 Temperature in vessel at time t..... : 33.409 °C  
 Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
 Mass of liquid in vessel at time t..... : 8346.3 kg  
 Mass of vapour in vessel at time t..... : 600.38 kg  
 Height of liquid at time t..... : 1.0929 m  
 Filling degree at time t..... : 36.99 %  
 Pressure at pipe exit at time t..... : 11.77 Bar  
 Temperature at pipe exit at time t..... : 33.409 °C  
 Maximum mass flow rate..... : 10.591 kg/s  
 Representative release rate..... : 10.574 kg/s  
 Representative outflow duration..... : 300 s  
 Representative temperature..... : 34.858 °C  
 Representative pressure..... : 12.197 Bar  
 Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : Spray release (90)  
 Version..... : 5.03  
 Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 / 2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite duration spray releases] / 2.5.3.8 [Instantaneous release of pressurised liquefied vapours]  
 Case description..... : V-2505 10%  
 Chemical name..... : Propane  
 Mass flow rate of the source..... : 10.574 kg/s  
 Exit temperature..... : 34.858 °C  
 Exit pressure..... : 12.197 Bar  
 Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
 Hole diameter..... : 20.3 mm  
 Height leak above ground level..... : 6.2 m  
 Ambient temperature..... : 8 °C  
 Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 40.551 %  
 Nett mass flow to air (jet)..... : 10.574 kg/s  
 Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
 Diameter jet/cloud ..... : 0.18314 m  
 Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a pipeline) (202)  
 Version..... : 5.06

Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : V-2505 10mm  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 47 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 7.9 m  
Filling degree..... : 51 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 35 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 11925 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 12.175 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 11543 s  
Mass flow rate at time t..... : 2.5597 kg/s  
Total mass released at time t..... : 749.35 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 12.073 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 34.649 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 10686 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 512.62 kg  
Height of liquid at time t..... : 1.3236 m  
Filling degree at time t..... : 47.57 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 12.135 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 34.649 °C  
Maximum mass flow rate..... : 2.5701 kg/s  
Representative release rate..... : 2.5691 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 34.966 °C  
Representative pressure..... : 12.23 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-2505 10mm  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 2.5691 kg/s  
Exit temperature..... : 34.966 °C  
Exit pressure..... : 12.23 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 10 mm  
Height leak above ground level..... : 6.2 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 40.423 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 2.5691 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.090292 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

Project : V-2905

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : V-2905 GB  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 76 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 5 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 3 m  
Filling degree..... : 60 %  
Expansion type..... : Adiabatic

Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 35 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 1474 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 12.175 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 38.048 s  
Mass flow rate at time t..... : 0.87562 kg/s  
Total mass released at time t..... : 1462.3 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.0174 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : -42.434 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 11.694 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0174 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : -42.434 °C  
Maximum mass flow rate..... : 91.946 kg/s  
Representative release rate..... : 91.34 kg/s  
Representative outflow duration..... : 16 s  
Representative temperature..... : 34.422 °C  
Representative pressure..... : 12.044 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-2905 GB  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 91.34 kg/s  
Exit temperature..... : 34.422 °C  
Exit pressure..... : 12.044 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 76 mm  
Height leak above ground level..... : 5.8 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 41.284 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 91.322 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud..... : 0.55064 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : V-2905 10%  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 7.6 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 5 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 3 m  
Filling degree..... : 60 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 35 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 1474 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 12.175 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 2320.2 s  
Mass flow rate at time t..... : 1.4522 kg/s  
Total mass released at time t..... : 430.96 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 11.653 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 33.177 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 999.21 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 58.919 kg  
Height of liquid at time t..... : 0.6319 m  
Filling degree at time t..... : 41.593 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 11.683 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 33.177 °C  
Maximum mass flow rate..... : 1.483 kg/s

Representative release rate..... : 1.4803 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 34.84 °C  
Representative pressure..... : 12.167 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-2905 10%  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 1.4803 kg/s  
Exit temperature..... : 34.84 °C  
Exit pressure..... : 12.167 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 7.6 mm  
Height leak above ground level..... : 5.8 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 40.565 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 1.4801 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.06856 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : V-2905 10mm  
Chemical name..... : Propane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 5 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 3 m  
Filling degree..... : 60 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 35 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 1474 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 12.175 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 1339.6 s  
Mass flow rate at time t..... : 2.4618 kg/s  
Total mass released at time t..... : 740.45 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 11.156 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 31.383 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 688.87 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 69.46 kg  
Height of liquid at time t..... : 0.47728 m  
Filling degree at time t..... : 28.497 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 11.178 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 31.383 °C  
Maximum mass flow rate..... : 2.5675 kg/s  
Representative release rate..... : 2.5594 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 34.722 °C  
Representative pressure..... : 12.132 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-2905 10mm  
Chemical name..... : Propane  
Mass flow rate of the source..... : 2.5594 kg/s  
Exit temperature..... : 34.722 °C  
Exit pressure..... : 12.132 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %

Riskanalysmetod tillämpad på raffinaderiet i Lysekil  
Bilaga 8 Rapportfil från simuleringar i EFFECTS 7.4

Hole diameter..... : 10 mm  
Height leak above ground level..... : 5.8 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 40.701 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 2.5591 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -42.25 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.090127 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

Project : V-8202

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("MYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : V-8202 GB  
Chemical name..... : Butane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 153 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 17 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 6 m  
Filling degree..... : 47 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use actual pressure  
Initial (absolute) pressure in vessel..... : 4 Bar  
Initial temperature in vessel..... : 15 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 4757.5 kg  
Time needed to empty vessel..... : 33.715 s  
Mass flow rate at time t..... : 3.7178 kg/s  
Total mass released at time t..... : 4713 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.0161 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : -1.9014 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 44.502 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0161 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : -1.9014 °C  
Maximum mass flow rate..... : 209.26 kg/s  
Representative release rate..... : 196.85 kg/s  
Representative outflow duration..... : 24 s  
Representative temperature..... : 15 °C  
Representative pressure..... : 3.6833 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-8202 GB  
Chemical name..... : Butane (n-)  
Mass flow rate of the source..... : 196.85 kg/s  
Exit temperature..... : 15 °C  
Exit pressure..... : 3.6833 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 153 mm  
Height leak above ground level..... : 4.8 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 84.433 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 196.85 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -0.45 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.59587 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("MYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source

terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen

Case description..... : V-8202 10%  
Chemical name..... : Butane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 15.3 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 17 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 6 m  
Filling degree..... : 47 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use actual pressure  
Initial (absolute) pressure in vessel..... : 4 Bar  
Initial temperature in vessel..... : 15 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 4757.5 kg  
Time needed to empty vessel..... : 1925.2 s  
Mass flow rate at time t..... : 2.9817 kg/s  
Total mass released at time t..... : 982.58 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 3.3107 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 15 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 3676.7 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 85.985 kg  
Height of liquid at time t..... : 0.7544 m  
Filling degree at time t..... : 37.002 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 3.3524 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 15 °C  
Maximum mass flow rate..... : 3.3751 kg/s  
Representative release rate..... : 3.3303 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 15 °C  
Representative pressure..... : 3.967 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]

Case description..... : V-8202 10%  
Chemical name..... : Butane (n-)  
Mass flow rate of the source..... : 3.3303 kg/s  
Exit temperature..... : 15 °C  
Exit pressure..... : 3.967 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 15.3 mm  
Height leak above ground level..... : 4.8 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 84.398 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 3.3303 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -0.45 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.074191 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen

Case description..... : V-8202 10mm  
Chemical name..... : Butane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 17 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 6 m  
Filling degree..... : 47 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use actual pressure  
Initial (absolute) pressure in vessel..... : 4 Bar  
Initial temperature in vessel..... : 15 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 4757.5 kg  
Time needed to empty vessel..... : 4399.3 s  
Mass flow rate at time t..... : 1.3624 kg/s  
Total mass released at time t..... : 432.83 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 3.6627 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 15 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 4228.9 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 86.735 kg  
Height of liquid at time t..... : 0.83843 m  
Filling degree at time t..... : 42.56 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 3.7087 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 15 °C  
Maximum mass flow rate..... : 1.4418 kg/s  
Representative release rate..... : 1.4329 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 15 °C  
Representative pressure..... : 4.0124 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-8202 10mm  
Chemical name..... : Butane (n-)  
Mass flow rate of the source..... : 1.4329 kg/s  
Exit temperature..... : 15 °C  
Exit pressure..... : 4.0124 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 10 mm  
Height leak above ground level..... : 4.8 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 84.401 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 1.4329 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : -0.45 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.048479 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

Project : V-8103 flöde

----- START OF SESSION 1 (mYBNewLiquidRelease) -----  
INPUT

Model..... : Liquid release (193)  
Version..... : 5.08  
Reference..... : Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition  
1997, Paragraph 2.5.4 Yellow Book,  
CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph  
2.5.4  
Case description..... : V-8103 GB  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 253 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Vessel volume..... : 89 m3  
Height cylinder..... : 10.1 m  
Filling degree ..... : 44 %  
Overpressure above liquid (assuming closed system)..... : 17 Bar  
Height leak above tank bottom..... : 0 m  
Initial temperature in vessel..... : 20 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 30485 kg  
Mass flow rate at time t..... : 0 kg/s  
Total mass released at time t..... : 29555 kg  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Maximum mass flow rate..... : 1619.5 kg/s  
Representative release rate..... : 1556.9 kg/s  
Representative outflow duration..... : 20 s  
Representative pressure..... : 16.738 Bar

----- START OF SESSION 2 (mYBNewLiquidRelease) -----  
INPUT

Model..... : Liquid release (193)  
Version..... : 5.08  
Reference..... : Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition  
1997, Paragraph 2.5.4 Yellow Book,  
CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph  
2.5.4  
Case description..... : V-8103 10%  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel

Hole diameter..... : 25.3 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Vessel volume..... : 89 m3  
Height cylinder..... : 10.1 m  
Filling degree ..... : 44 %  
Overpressure above liquid (assuming closed system)..... : 17 Bar  
Height leak above tank bottom..... : 0 m  
Initial temperature in vessel..... : 20 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 30485 kg  
Mass flow rate at time t..... : 23.752 kg/s  
Total mass released at time t..... : 7497.9 kg  
Filling degree at time t..... : 33.175 %  
Height of liquid at time t..... : 3.3507 m  
Maximum mass flow rate..... : 26.12 kg/s  
Representative release rate..... : 25.856 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative pressure..... : 17.674 Bar

----- START OF SESSION 3 (mYBNewLiquidRelease) -----  
INPUT

Model..... : Liquid release (193)  
Version..... : 5.08  
Reference..... : Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition  
1997, Paragraph 2.5.4  
Yellow Book,  
CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph  
2.5.4  
Case description..... : V-8103 10mm  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Vessel volume..... : 89 m3  
Height cylinder..... : 10.1 m  
Filling degree ..... : 44 %  
Overpressure above liquid (assuming closed system)..... : 17 Bar  
Height leak above tank bottom..... : 0 m  
Initial temperature in vessel..... : 20 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 30485 kg  
Mass flow rate at time t..... : 4.014 kg/s  
Total mass released at time t..... : 1220.2 kg  
Filling degree at time t..... : 42.239 %  
Height of liquid at time t..... : 4.2661 m  
Maximum mass flow rate..... : 4.0807 kg/s  
Representative release rate..... : 4.0739 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative pressure..... : 17.959 Bar

Project : V-8103 diamter

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : V-8103 GB  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 253 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 89 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 10.1 m  
Filling degree..... : 44 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 136 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 26267 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 4.2744 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 64.302 s  
Mass flow rate at time t..... : 10.608 kg/s  
Total mass released at time t..... : 26022 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.0177 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 100.25 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %



Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 245.54 kg  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0177 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 79.677 °C  
Maximum mass flow rate..... : 670.85 kg/s  
Representative release rate..... : 666.33 kg/s  
Representative outflow duration..... : 39 s  
Representative temperature..... : 135.75 °C  
Representative pressure..... : 4.5094 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : V-8103 GB  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Mass flow rate of the source..... : 15567 kg/s  
Exit temperature..... : 135.75 °C  
Exit pressure..... : 16.7 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 253 mm  
Height leak above ground level..... : 5 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 32.911 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 15567 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : 80.72 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 3.105 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTDPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : V-8103 10%  
Chemical name..... : Cyclohexane  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 25.3 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 89 m3  
Vessel type..... : Vertical cylinder  
Height cylinder..... : 10.1 m  
Filling degree..... : 44 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 136 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 26267 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 4.2744 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 3722.5 s  
Mass flow rate at time t..... : 10.732 kg/s  
Total mass released at time t..... : 3222.9 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 4.2492 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 135.7 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 22502 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 576.35 kg  
Height of liquid at time t..... : 3.8828 m  
Filling degree at time t..... : 38.444 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 4.4983 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 135.7 °C  
Maximum mass flow rate..... : 10.82 kg/s  
Representative release rate..... : 10.809 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 135.97 °C  
Representative pressure..... : 4.5531 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of

```
Case description..... : V-8103 10%
Chemical name..... : Cyclohexane
Mass flow rate of the source..... : 23.75 kg/s
Exit temperature..... : 135.97 °C
Exit pressure..... : 16.7 Bar
Exit vapour mass fraction..... : 0 %
Hole diameter..... : 25.3 mm
Height leak above ground level..... : 5 m
Ambient temperature..... : 8 °C
Ambient relative humidity..... : 74 %
```

RESULTS

```
AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 32.773 %
Nett mass flow to air (jet)..... : 23.75 kg/s
Temperature jet/cloud..... : 80.72 °C
Diameter jet/cloud ..... : 0.25839 m
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s
```

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

```
Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a
              pipeline) (202)
Version..... : 5.06
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition
              1997, Chapter 2 and Modelling source
              terms for the atmospheric dispersion
              of hazardous substances, Jaakko
              Kukkonen
Case description..... : V-8103 10mm
Chemical name..... : Cyclohexane
Use representative step..... : First 20% average (flammable)
Type of release..... : Release through hole in vessel
Hole diameter..... : 10 mm
Hole rounding..... : Rounded edges
Discharge coefficient..... : 1 -
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m
Vessel volume..... : 89 m3
Vessel type..... : Vertical cylinder
Height cylinder..... : 10.1 m
Filling degree..... : 44 %
Expansion type..... : Adiabatic
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure
Initial temperature in vessel..... : 136 °C
Type of calculation..... : Calculate until specified time
Time t after start release..... : 300 s
```

RESULTS

```
Initial mass in vessel..... : 26267 kg
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 4.2744 Bar
Time needed to empty vessel..... : 22637 s
Mass flow rate at time t..... : 1.688 kg/s
Total mass released at time t..... : 502.53 kg
Pressure in vessel at time t..... : 4.2706 Bar
Temperature in vessel at time t..... : 135.95 °C
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %
Mass of liquid in vessel at time t..... : 25233 kg
Mass of vapour in vessel at time t..... : 534.83 kg
Height of liquid at time t..... : 4.356 m
Filling degree at time t..... : 43.129 %
Pressure at pipe exit at time t..... : 4.5497 Bar
Temperature at pipe exit at time t..... : 135.95 °C
Maximum mass flow rate..... : 1.6904 kg/s
Representative release rate..... : 1.6898 kg/s
Representative outflow duration..... : 300 s
Representative temperature..... : 136 °C
Representative pressure..... : 4.5582 Bar
Representative vapour mass fraction..... : 0 %
```

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

```
Model..... : Spray release (90)
Version..... : 5.03
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /
              2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite
              duration spray releases] / 2.5.3.8
              [Instantaneous release of
              pressurised liquefied vapours]
Case description..... : V-8103 10mm
Chemical name..... : Cyclohexane
Mass flow rate of the source..... : 4.08 kg/s
Exit temperature..... : 136 °C
Exit pressure..... : 16.7 Bar
Exit vapour mass fraction..... : 0 %
Hole diameter..... : 10 mm
Height leak above ground level..... : 5 m
Ambient temperature..... : 8 °C
Ambient relative humidity..... : 74 %
```

RESULTS

```
AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 32.707 %
Nett mass flow to air (jet)..... : 4.08 kg/s
Temperature jet/cloud..... : 80.72 °C
Diameter jet/cloud ..... : 0.10509 m
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s
```

Project : S-2401 flöde

----- START OF SESSION 1 (mYBNewLiquidRelease) -----

INPUT

Model..... : Liquid release (193)  
Version..... : 5.08  
Reference..... : Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition  
1997, Paragraph 2.5.4Yellow Book,  
CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph  
2.5.4  
Case description..... : S-2401  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 305 mm  
Hole rounding..... : Sharp edges  
Discharge coefficient..... : 0.62 -  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Vessel volume..... : 84 m3  
Length cylinder..... : 10.8 m  
Filling degree ..... : 54 %  
Overpressure above liquid (assuming closed system)..... : 63 Bar  
Height leak above tank bottom..... : 0 m  
Initial temperature in vessel..... : 10 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 28834 kg  
Mass flow rate at time t..... : 0 kg/s  
Total mass released at time t..... : 26808 kg  
Filling degree at time t..... : 0 %  
Height of liquid at time t..... : 0 m  
Maximum mass flow rate..... : 4057.3 kg/s  
Representative release rate..... : 3857 kg/s  
Representative outflow duration..... : 7 s  
Representative pressure..... : 58.125 Bar

----- START OF SESSION 2 (mYBNewLiquidRelease) -----

INPUT

Model..... : Liquid release (193)  
Version..... : 5.08  
Reference..... : Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition  
1997, Paragraph 2.5.4Yellow Book,  
CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph  
2.5.4  
Case description..... : S-2401 10%  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 30.5 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Vessel volume..... : 84 m3  
Length cylinder..... : 10.8 m  
Filling degree ..... : 54 %  
Overpressure above liquid (assuming closed system)..... : 63 Bar  
Height leak above tank bottom..... : 0 m  
Initial temperature in vessel..... : 10 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 28834 kg  
Mass flow rate at time t..... : 50.013 kg/s  
Total mass released at time t..... : 17002 kg  
Filling degree at time t..... : 22.137 %  
Height of liquid at time t..... : 0.85947 m  
Maximum mass flow rate..... : 65.441 kg/s  
Representative release rate..... : 63.261 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative pressure..... : 59.887 Bar

----- START OF SESSION 3 (mYBNewLiquidRelease) -----

INPUT

Model..... : Liquid release (193)  
Version..... : 5.08  
Reference..... : Yellow Book, CPR-14E, 3rd edition  
1997, Paragraph 2.5.4Yellow Book,  
CPR-14E, 3rd edition 1997, Paragraph  
2.5.4  
Case description..... : S-2401 10mm  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Vessel volume..... : 84 m3  
Length cylinder..... : 10.8 m  
Filling degree ..... : 54 %  
Overpressure above liquid (assuming closed system)..... : 63 Bar  
Height leak above tank bottom..... : 0 m  
Initial temperature in vessel..... : 10 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 28834 kg  
 Mass flow rate at time t..... : 6.7504 kg/s  
 Total mass released at time t..... : 2077 kg  
 Filling degree at time t..... : 50.11 %  
 Height of liquid at time t..... : 1.5762 m  
 Maximum mass flow rate..... : 7.0347 kg/s  
 Representative release rate..... : 7.0047 kg/s  
 Representative outflow duration..... : 300 s  
 Representative pressure..... : 63.479 Bar

Project : S-2401 diameter

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a pipeline) (202)  
 Version..... : 5.06  
 Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition 1997, Chapter 2 and Modelling source terms for the atmospheric dispersion of hazardous substances, Jaakko Kukkonen  
 Case description..... : S-2401 GB  
 Chemical name..... : Pentane (n-)  
 Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
 Type of release..... : Release through hole in vessel  
 Hole diameter..... : 305 mm  
 Hole rounding..... : Sharp edges  
 Discharge coefficient..... : 0.62 -  
 Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
 Vessel volume..... : 113 m3  
 Vessel type..... : Horizontal cylinder  
 Length cylinder..... : 10.8 m  
 Filling degree..... : 54 %  
 Expansion type..... : Adiabatic  
 Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
 Initial temperature in vessel..... : 60 °C  
 Type of calculation..... : Calculate until specified time  
 Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 35921 kg  
 Initial (vapour) pressure in vessel..... : 1.5288 Bar  
 Time needed to empty vessel..... : 97.881 s  
 Mass flow rate at time t..... : 17.582 kg/s  
 Total mass released at time t..... : 35607 kg  
 Pressure in vessel at time t..... : 1.0303 Bar  
 Temperature in vessel at time t..... : 48.893 °C  
 Exit vapour mass fraction at time t..... : 100 %  
 Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg  
 Mass of vapour in vessel at time t..... : 313.71 kg  
 Height of liquid at time t..... : 0 m  
 Filling degree at time t..... : 0 %  
 Pressure at pipe exit at time t..... : 1.0303 Bar  
 Temperature at pipe exit at time t..... : 39.06 °C  
 Maximum mass flow rate..... : 385.37 kg/s  
 Representative release rate..... : 381.84 kg/s  
 Representative outflow duration..... : 94 s  
 Representative temperature..... : 59.895 °C  
 Representative pressure..... : 1.6279 Bar  
 Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : Spray release (90)  
 Version..... : 5.03  
 Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 / 2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite duration spray releases] / 2.5.3.8 [Instantaneous release of pressurised liquefied vapours]  
 Case description..... : S-2401 GB  
 Chemical name..... : Pentane (n-)  
 Mass flow rate of the source..... : 3857 kg/s  
 Exit temperature..... : 59.895 °C  
 Exit pressure..... : 63 Bar  
 Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
 Hole diameter..... : 305 mm  
 Height leak above ground level..... : 3.2 m  
 Ambient temperature..... : 8 °C  
 Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 77.62 %  
 Nett mass flow to air (jet)..... : 3857 kg/s  
 Temperature jet/cloud..... : 35.92 °C  
 Diameter jet/cloud ..... : 1.3739 m  
 Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 2 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----  
 INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a pipeline) (202)  
 Version..... : 5.06  
 Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition 1997, Chapter 2 and Modelling source terms for the atmospheric dispersion of hazardous substances, Jaakko Kukkonen

Case description..... : S-2401 10%  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 30.5 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 113 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 10.8 m  
Filling degree..... : 54 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 60 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 35921 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 1.5288 Bar  
Time needed to empty vessel..... : 6116.3 s  
Mass flow rate at time t..... : 6.1837 kg/s  
Total mass released at time t..... : 1858.4 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.5277 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 59.947 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 33839 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 219.65 kg  
Height of liquid at time t..... : 1.8582 m  
Filling degree at time t..... : 51.16 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.6333 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 59.947 °C  
Maximum mass flow rate..... : 6.2156 kg/s  
Representative release rate..... : 6.2075 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 59.995 °C  
Representative pressure..... : 1.6384 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 2 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : S-2401 10%  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Mass flow rate of the source..... : 63 kg/s  
Exit temperature..... : 59.995 °C  
Exit pressure..... : 63 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 30.5 mm  
Height leak above ground level..... : 3.2 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 76.293 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 63 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : 35.92 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.17577 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

----- START OF SESSION 3 MODEL 1 ("mYBTPDIS", SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Model..... : TPDIS (two phase bottom vent from a  
pipeline) (202)  
Version..... : 5.06  
Reference..... : Yellow Book (CPR-14E), 3rd edition  
1997, Chapter 2 and Modelling source  
terms for the atmospheric dispersion  
of hazardous substances, Jaakko  
Kukkonen  
Case description..... : S-2401 10mm  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Use representative step..... : First 20% average (flammable)  
Type of release..... : Release through hole in vessel  
Hole diameter..... : 10 mm  
Hole rounding..... : Rounded edges  
Discharge coefficient..... : 1 -  
Height difference between pipe entrance and exit..... : 0 m  
Vessel volume..... : 113 m3  
Vessel type..... : Horizontal cylinder  
Length cylinder..... : 10.8 m  
Filling degree..... : 54 %  
Expansion type..... : Adiabatic  
Pressure inside vessel determination..... : Use vapour pressure  
Initial temperature in vessel..... : 60 °C  
Type of calculation..... : Calculate until specified time  
Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Initial mass in vessel..... : 35921 kg  
Initial (vapour) pressure in vessel..... : 1.5288 Bar

Time needed to empty vessel..... : 57308 s  
Mass flow rate at time t..... : 0.66727 kg/s  
Total mass released at time t..... : 199.59 kg  
Pressure in vessel at time t..... : 1.5287 Bar  
Temperature in vessel at time t..... : 59.994 °C  
Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %  
Mass of liquid in vessel at time t..... : 35512 kg  
Mass of vapour in vessel at time t..... : 208.36 kg  
Height of liquid at time t..... : 1.9309 m  
Filling degree at time t..... : 53.694 %  
Pressure at pipe exit at time t..... : 1.6383 Bar  
Temperature at pipe exit at time t..... : 59.994 °C  
Maximum mass flow rate..... : 0.66817 kg/s  
Representative release rate..... : 0.66755 kg/s  
Representative outflow duration..... : 300 s  
Representative temperature..... : 59.999 °C  
Representative pressure..... : 1.6389 Bar  
Representative vapour mass fraction..... : 0 %

----- START OF SESSION 3 MODEL 2 ("mYBNewSprayRelease", SCENARIO CALCULATION) -----  
INPUT

Model..... : Spray release (90)  
Version..... : 5.03  
Reference..... : Yellow Book CPR14E, Page: 2.105 /  
2.112, Section: 2.5.3.7 [Finite  
duration spray releases] / 2.5.3.8  
[Instantaneous release of  
pressurised liquefied vapours]  
Case description..... : S-2401 10mm  
Chemical name..... : Pentane (n-)  
Mass flow rate of the source..... : 7 kg/s  
Exit temperature..... : 59.999 °C  
Exit pressure..... : 63 Bar  
Exit vapour mass fraction..... : 0 %  
Hole diameter..... : 10 mm  
Height leak above ground level..... : 3.2 m  
Ambient temperature..... : 8 °C  
Ambient relative humidity..... : 74 %

RESULTS

AFTER FLASHING AND RAINOUT : liquid mass fraction... : 76.242 %  
Nett mass flow to air (jet)..... : 7 kg/s  
Temperature jet/cloud..... : 35.92 °C  
Diameter jet/cloud ..... : 0.058304 m  
Nett mass flow rained out..... : 0 kg/s

## 9 INDATA TILL RISKCURVES

Risikkälla	Scenario	Liquid mass fraction	Net mass flow to air	Release time	Jet diameter	Height	Degree of confinement	Explosive strength
V-2105	GB	37,8	674	11	1,5	4,8	10	7
	10%	37,8	10,9	300	0,19	4,8	20	7
	10mm	36,9	2,7	300	0,09	4,8	30	7
V-2505	GB	41,3	652	18	1,47	6,2	10	7
	10%	40,5	10,6	300	0,18	6,2	20	7
	10mm	40,4	2,6	300	0,09	6,2	30	7
V-2905	GB	41,3	91,3	16	0,55	5,8	10	7
	10%	40,6	1,5	300	0,07	5,8	30	7
	10mm	40,7	2,6	300	0,09	5,8	30	7
D-1605	GB	31,8	710	19	1,56	6,7	10	7
	10%	30,9	11,5	300	0,20	6,7	20	7
	10mm	30,7	2,8	300	0,1	6,7	30	7
V-8202	GB	84,4	197	24	0,6	4,8	10	7
	10%	84,5	2,1	300	0,06	4,8	30	7
	10mm	84,5	0,9	300	0,04	4,8	30	7
V-8103	GB	33,2	1557	20	3,1	5	10	7
	10%	32,7	25,9	300	0,25	5	20	7
	10mm	32,7	4.1	300	0,1	5	30	7

<b>Risikkälla</b>	<b>Scenario</b>	<b>Liquid mass fraction</b>	<b>Net mass flow to air</b>	<b>Release time</b>	<b>Jet diameter</b>	<b>Height</b>	<b>Degree of confinement</b>	<b>Explosive strength</b>
S-2401	GB	77	3857	7	1,37	3,2	10	7
	10%	76,2	63,3	300	0,18	3,2	20	7
	10mm	76,2	7	300	0,06	3,2	30	7
T-1601	GB	41,8	59,6	42	0,41	3	10	7
	10%	40,6	0,97	300	0,06	3	10	7
	10mm	40,7	1,7	300	0,08	3	30	7
T-1514	GB	51,3	82,7	277	0,51	5,6	10	7
	10%	50,9	1,34	300	0,06	5,6	30	7
	10mm	50,9	2,3	300	0,08	5,6	30	7
T-2302	GB	32,7	1881	23	2,6	7,3	10	7
	10%	32,4	30,7	300	0,32	7,3	20	7
	10mm	32,4	3,3	300	0,1	7,3	30	7
T-1507	GB	37,8	94,8	34	0,56	1,7	10	7
	10%	36,9	1,54	300	0,07	1,7	30	7
	10mm	37	2,66	300	0,09	1,7	30	7
T-2304	GB	54	3572	4	2,88	5,5	10	7
	10%	54	57,6	222	0,36	5,5	20	7
	10mm	54	2,8	300	0,08	5,5	30	7



## 10 GENOMGÅNG AV OLYCKOR DOKUMENTERADE I MARS

Enligt Seveso II Direktiv 96/82/EC Artikel 15 ska alla medlemsländer inom EU rapportera om inträffade större olyckor till EU-kommissionen. Artikel 19 kräver att kommissionen har ett register och informationssystem med det övergripande syftet att förhindra framtida olyckor eller att lindra olyckors konsekvenser. Databasen *Major Accident Reporting Systems*, MARS, är ett verktyg för kommissionen att uppfylla Sevesolagstiftningen. Databasen har varit i drift sedan början av 1980-talet och omfattar idag över 450 rapporterade olyckor. I databasen finns information om olyckor och incidenter som rapporteras med anledning av kriterier angivna i Annex VI i Sevesolagsstiftningen. I grova drag omfattas olyckor som innebär:

1. brand och explosioner som minst omfattar 5% av mängden farligt material specificerad i Seveso II Direktiv 96/82/EC Annex I
2. skador på personer och fastigheter
3. omedelbar fara för miljön
4. skador på egendom
5. olyckor som påverkar över landsgränser
6. ”nära på händelser” som kan vara av allmänt intresse

För mer detaljerade kriterier hänvisas till Seveso II Direktiv 96/82/EC Annex I och Annex VI. Denna bilaga redovisar en genomgång som gjorts av de olyckor som rapporterats till MARS. Huvudsyftet är att kartlägga hur stor andel av olyckor som uppstår i samband med start eller stopp av processenheter vid raffinaderier i jämförelse med stationär drift.

Olycksbeskrivningarna syftar även till att ge en bild av vad som kan inträffa inom processindustrin. Databasen MARS finns tillgänglig för allmänheten men endast i form av så kallade ”short reports”. Dessa rapporter ska vara utformade för att kunna skickas in inom några dagar efter en olycka och innehåller därför begränsad information. Mer omfattande utredningar görs sedan av respektive lands myndighet vilken redovisas i så kallade ”full reports”. Vad som rapporteras i respektive rapport framgår av *Technical guideline on reporting accidents to the MARS database* (Kirchsteiger, 2001).

Alla ”Short reports” som dokumenterats i MARS finns tillgängliga på internet (MARS). Den genomgång som gjorts baseras på dessa rapporter. För att få fram för riskanalysen relevanta olyckor användes sökkriterien Industry Type, ”refining” och AccTypeExplosion. Det gav 138 träffar varav 41 sorterades bort eftersom de utgjorde olyckor inom industrier som förädlar metaller vilket i sammanhanget anses vara irrelevant. Eftersom det är oklart hur sökkriterierna är uppbyggda gjordes extra kontroller genom att ändra sökkriterierna till Industry Type, ”petrochemical”, och AccTypeExplosion vilket medförde 97 träffar (138 subtraherat med 41). Lika många träffar, 97, erhöles även när olyckstypen AccTypeFire eller AccTypeRelease valdes som sökkriterie. Vid val av industritypen ”processing” erhöles 138 träffar. Slutsatsen är att raffinaderibranchen och petrokemiindustrin rapporterat in 97 olyckor till MARS. Vissa irrelevanta olyckor har sorterats bort. Det gäller olyckorna med ”accident code” 194, 205, 209, 212 samt 311. Det är olyckor som uppkommit genom terroristdåd eller ansetts vara miljörelaterade men inte säkerhetsrelaterade. En olycka som skett på en ammoniakfabrik har även gallrats bort eftersom den inte anses vara tillräckligt lik ett raffinaderi. Övriga olyckor beskrivs kortfattat och har kategoriserats i följande drifttillstånd:

- T** Olycka som inträffar vid en planerad transient, det vill säga i samband med planerad start och stopp av en anläggning. Om en olycka ska anses tillhöra uppstartsfasen eller stationär drift är en bedömningsfråga. I datamaterialet finns en olycka (accident code 10) som inträffade 10 dagar efter revisionens slut. Även om stationär drift förelåg vid tidpunkten för olyckan så har den kategoriserats som T. Det motiveras med att stoppet i hög grad bidragit till olyckan. Tidsspannet antas därför vara från tidpunkten när släckning påbörjas till några dagars stationär drift efter uppstart. Bättre specificering än så tillåter inte datamaterialet.
- O** Olycka som inträffar vid en oplanerad transient. Det vill säga i samband med oplanerat men ändå kontrollerat stopp. Tidsspannet antas likadant som vid planerad transient.
- S** Olycka som sker vid stationär drift. Om inget annat anges antas S.
- R** Olycka som sker under en revision med avställd anläggning, det vill säga hela anläggningen är avställd.
- E** Ej kategoriserad olycka på grund av otillräcklig information. Även olyckor och händelser som inte anses vara relevant för statistisk analys kategoriserats som E.

Beskrivningen av olyckorna i MARS, ”short reports”, är ofta otillräcklig. Vilket drifttillstånd som olyckan inträffat vid är inte alltid tydligt, information saknas eller också kan det vara tolkningsproblem. Ibland anges exempelvis ”normal operation” medan det i något fall anges ”normal operation (Shutdown)”. Vidare är det inte alltid tydligt vilken typ av anläggning det handlar om, raffinaderi eller petrokemi. Dessa osäkerheter har medfört att vissa olyckor inte kunnat kategoriseras. Olyckor som omfattar lagerdepåer, lagringstankar, tankbilar och hamnar har inte kategoriserats. Anledningen är att dessa olyckor inte behöver vara i närheten av en raffinaderiprocess och om så är fallet framgår nästan aldrig processens drifttillstånd. Ur riskhanteringsperspektiv är de olyckor som inte kategoriserats intressanta varför de ändå redovisas.

Om inget annat anges har olyckor som sker i ett processområde antagits ske vid stationär drift. Det är ett antagande som är rimligt eftersom stationär drift är det dominerande drifttillståndet, det vill säga det är stor chans att sådan informationen tas för givet vid rapportering och därför utelämnas (dock bristande rapporteringsrutin). Det är troligt att rapporteringen är mer specificerad för olyckor som sker i samband med transienter med tanke på att det är drifttillstånd som avviker från det dominerande. Genomgången har gett resultat enligt tabell 3.

**Tabell 8** Olyckor från databasen MARS kategoriserade efter det drifttillstånd som rådde vid tidpunkten för olyckan.

Drifttillstånd	Raffinaderi+ petrokemi	Raffinaderi	Raff, petrokemi <sup>1)</sup>
T – Planerad transient	N <sub>T</sub> = 7	N <sub>T</sub> = 3	N <sub>T</sub> = 3
O – Oplanerad transient	N <sub>O</sub> = 2	N <sub>O</sub> = 1	N <sub>O</sub> = 1
S – Stationär drift	N <sub>S</sub> = 40	N <sub>S</sub> = 22	N <sub>S</sub> = 27
R - Revision	N <sub>R</sub> = 5	N <sub>R</sub> = 4	N <sub>R</sub> = 5
E – Ej kategoriserad	N <sub>E</sub> = 37	N <sub>E</sub> = 13	N <sub>E</sub> = 21
Summa olyckor	91	43	57
N <sub>T</sub> /N <sub>S</sub>	0,18	0,14	0,12
(N <sub>T</sub> +N <sub>O</sub> )/N <sub>S</sub>	0,23	0,19	0,15

1) Omfattar olyckor som skett vid industrier som bedömts vara raffinaderier och anläggningar där det är oklart om det är en petrokemisk anläggning eller raffinaderi.

Det kan konstateras att andelen olyckor i samband med transienter verkar vara större om alla olyckor i raffinaderi- och petrokemibranchen utgör det statistiska underlaget. Det är oklart varför men en anledning skulle kunna vara att revisioner görs oftare i petrokemiindustrin jämfört med raffinaderibranchen. Skillnaden mellan den mindre raffinaderigruppen och den större raffinaderigrupp där det rått osäkerheter avseende industrityp är liten.

Det som är av intresse är andelen olyckor som sker i samband med transienter i samband med en revision, det vill säga N<sub>T</sub>/N<sub>S</sub>. Värdet 0,14 väljs som underlag för att beräkna frekvensen för läckage vid raffinaderiet i samband med nedsläckning och uppgång i samband med revision. Det största motivet till detta val är att det är anläggningar som är mest lik den anläggning som analyseras. Det gäller utförande såväl som revisionsperioder. Förhållandet mellan frekvensen för olyckor vid transienter, f<sub>T</sub>, och frekvensen vid stationär drift, f<sub>S</sub>, erhålls genom

$$\frac{f_T}{f_S} = \frac{N_T}{N_S} = 0,14$$

Det är en kvot som är svår att tolka och kontrollera rimligheten i. Nedsläckning och start tar tidsmässigt omkring två veckor och revisioner antas ske omkring vartannat år. Det avser mindre revisioner som katalysatorbyte såväl som stora revisioner. Om alla olyckor antas vara likformigt fördelade skulle förhållandet mellan frekvenserna motsvara förhållandet mellan tiden under risk för nedsläckning, start och två års stationär drift.

$$\frac{f_{2v}}{f_{2\text{år}}} = \frac{2}{52 \cdot 2} = 0,019$$

Kvoten mellan inträffade olyckor vid transienter och stationär drift är 0,14 vilket är större än 0,019 och alltså är inte olyckorna likformigt fördelade. Det är större risk att en olycka inträffar vid en planerad transient jämfört med under stationär drift. Förhållandet mellan olyckor vid transient och stationär drift är

$$\frac{0,14}{0,019} \sim 7$$

Det är således sju gånger större risk att en olycka inträffar under nedsläckning och start i samband med en revision vartannat år jämfört med under två veckors stationär drift. En kvot på sju överensstämmer någorlunda med resultat från andra studier. I haveriutredningen av olyckan i Texas nämns kvoten 5 respektive 10 men då gäller kvoten enbart start av anläggning vid ett raffinaderi och inte nedsläckning (CSB, 2007 s.44). En närmare granskning av de tre olyckor som inträffat på raffinaderier i samband med planerade transienter visar att alla tre uppkommit i samband med start. Om enbart startveckan betraktas erhålls en kvot på 15. Det är en större kvot än de 5 och 10 som anges i haveriutredningen av Texasolyckan.

I en studie av DNV har ett antal databaser använts för att bland annat kontrollera hur stor andel olyckor som sker i samband med start och stopp av en anläggning. Deras studie har enbart fokuserat på olyckor som skett i Storbritannien efter 1984 men är inte begränsad till raffinaderier. Med data från databasen MHIDAS är förhållandet mellan olyckor vid start, stopp och övriga drifttillstånd 0,11. Motsvarande förhållande baserat på databasen IChemE och MARS är 0,13 respektive 0 (HSE, 2000). Det kan konstateras att kvoten 0,14 överensstämmer väl med resultatet från DNV's genomgång av databasen MHIDAS och IChemE men däremot inte med deras genomgång av MARS. Anledningen till avvikelserna avseende MARS är att datamaterialet begränsats till olyckor som inträffat i Storbritannien mellan 1993, då databasen introducerades i Storbritannien, och tidpunkten för studien år 2000. Både MHIDAS och IChemE innehåller mer data eftersom databaserna funnits längre tid och IChemE omfattar även mindre olyckor. I databasen MHIDAS är olyckorna i princip jämt fördelade mellan start och stopp. I IChemE är olyckor vid stopp dominerande. DNV har utgått från olyckor i flera branscher och inte bara raffinaderier. Genomgången av databasen MARS visar att frekvensen för olyckor vid raffinaderier är femton gånger högre vid start jämfört med stationär drift. Andra studier har kommit fram till andra resultat varför det måste betraktas som en osäker siffra. Inga olyckor av de dokumenterade i MARS har inträffat vid nedsläckning.

Accident Code	Datum	Industri	Anläggningsdel	Beskrivning	Konsekvens	Drift-tillstånd
10	1987-07-03	Petrokemi	Etylenoxidanläggning	Explosion i en destillationskollon i etylenoxidanläggningen i en petrokemisk industri. De flesta byggnader inom en radie av 300 meter blev skadade. Innan olyckan var det problem med att få en stabil drift och reparation av pumpar och intrumentering följde. Vid tidpunkten för explosionen var driften stabil. Anläggningen hade varit avställd 1 till 23 juni för underhåll.	Explosion Brand	T
126	1996-06-07	Raffinaderi	Olefine plant	I samband med start av en "cryogenic unit" exploderade en separator vilket resulterade i utsläpp av etan, etylen och metan. Orsaken var en 1600 mm lång spricka som orsakats av väteförspädning och utmattnig.	—	T
213	1990-11-19	Raffinaderi	—	Brott i en pipeline med olja i samband med start av en enhet vilket resulterade i utsläpp av olja. Antändning och brand uppstod.	Brand	T
242	1993-06-03	Petrokemi	—	En trycktank med gasoil exploderade och orsakade en våldsamt brand. Vid händelsen var en enhet under normal drift och en annan var under planerad revision. Trycktanken på 4 ton flög iväg omkring 100 m!	Brand Explosion	T
509	1992-09-01	Raffinaderi	"Crude distillation unit"	Utsläpp av nafta, propan och butan medförde ett gasmoln som exploderade med flera omkomna som följd. Olyckan skedde när anläggningen startades. Orsaken till utsläppet inte angivet.	Brand Explosion	T
540	1988-04-07	Petrokemi	"Polyethylene plant"	Tryckavsäkring av en kompressor där ltryckavsäkringsledningen inte var dimensionerad för de dynamiska krafter som uppstod vid tryckavsäkringen. Ändå öppnade sprängbecket vid ett lägre tryck än design. Det var flera fel som gjorde att tryckavsäkring via sprängblecket överhuvudtaget behövde aktiveras. Olyckan skedde vid start av kompressorn efter utfört underhåll.	Brand Explosion	T
580	1997-06-19	Lubricating oil plant		Brand som startade vid en värmväxlare när anläggningen nästan nått stationär drift efter ett planerat underhåll. Läckaget skedde vid en tätning.	Brand	T
63	1990-07-11	Petrokemi	Katalytisk krackning	Anläggningen var i standby och gas började läcka genom en ventil. När anläggningen återstartade erhöles en okontrollerad förbränning och utsläpp av kvävedioxid och svaveldioxid.	Toxiskt utsläpp	O
449	1992-01-09	Raffinaderi	Krackningsenhet	I samband med stopp av en "fluidised catalytic cracker unit" skulle underhåll och inspektion göras av utrustning i processenheten. När manluckorna öppnades erhöles en explosiv atmosfär och antändning skedde.	Explosion	O
12	1989-03-07	Petrokemi	Etylenoxid/glykol anläggning	Två explosioner uppstod i och i anslutning till en aldehydokolonn i en petrokemisk industri. Etylenoxiden reagerade med fukt och bildade polyetylen glykoler i isoleringen (PEG).	Explosion Brand	S
13	1992-06-15	Raffinaderi	Krackningsenhet	Spontant spricka/brott vid en 90 graders böj i en 8" ledning (ca 200 mm)	Explosion Brand	S

Accident Code	Datum	Industri	Anläggningsdel	Beskrivning	Konsekvens	Drift-tillstånd
45	1985-01-18	Petrokemi	Etylenanläggning	Akkumulering av vatten i en oanvänd bypass i kombination med kall väderlek resulterade i isbildning och brott på processrör. Utsläpp av etylen och propylen bildade ett gasmoln som resulterade i explosion och brand. Explosionen gav begränsade skador på byggnader. Däremot blåstes fönster sönder så långt som 9 km från explosionens centrum.	Explosion Brand	S
50	1987-05-21	Raffinaderi	"Coker unit"	En koppling mellan "the sump circuit station" och "the seal system" brast varefter vätska/gas av kolväten läckte ut. Brand uppstod som äventyrade närliggande installationer.	Brand	S
52	1998-01-23	Raffinaderi	–	Defekt koppling till sugsidan av en pump medförde läckage av omkring 5 ton under 1 timme och 45 minuter. Ett gasmoln bildades som antändes 50 m från läckagekällan och brand uppstod.	Brand Jetflammor	S
60	1989-07-08	Petrokemi	Alkylationsreaktor	Ett scenario som började med ett brott på ett rör med efterföljande strömbortfall. Efter en halvtimme startade en brand i en alkylationsreaktor.	Brand	S
67	1991-03-08	Petrokemi		Läckage av omkring 145 kg svavelväte och 100 kg vätgas.	Toxicitet Kolväte	S
78	1991-12-10	Petrokemi	"Hydro cracker"	Läckage på trycksidan av en luftkylare för gaskylning orsakad av erosion/korrosion som uppkommit efter ökad produktionskapacitet.	Explosion Brand	S
90	1993-02-02	Raffinaderi	Hydro cracker plant	Vid borring i samband med en reparation borrades fel genom den tryckbärande barriären och brandfarligt och toxiskt material läckte ut, C1-C5 samt H2S.	Toxiskt utsläpp	S
95	1993-09-24	Raffinaderi Petrokemi	–	Ett rör på sugsidan av en pump gick av vilket medförde utsläpp av kolväten. På grund av den höga temperaturen (350-370 grader) började det brinna omedelbart.	Brand	S
193	2004-07-23	Raffinaderi Petrokemi	Avsvavlings- anläggning	Brand och explosion i en avsvavlingsanläggning.	Explosion Brand	S
201	1990-10-11	Petrokemi	–	Olyckan inträffade i en anläggning för acetylenproduktion. Läckage från en högtrycksslang medförde utsläpp, brand och explosion.	Explosion Brand	S
204	2002-08-22	Raffinaderi	Krackningsenhet	Brand vid ett separationstorn som uppkom vid dränering av fel enhet. Utsläpp via dräneringen med temperaturen 340 C och trycket 6 bar.	Brand	S
216	1992-05-08	Petrokemi	Reaktorområdet	Läckage av etylen som formade ett gasmoln. Antändning med explosion och brand som följd.	Brand Explosion	S
230	1985-05-19	Petrokemi	"Cracking plant"	En jetflamma som uppstod vid läckage av gas från en fläns orsakade brott på en 600 mm ledning vid en fraktioneringsenhet 16 m bort och explosion av tre tankar innehållande propylen, LPG och etylen. Svaveldioxid släpptes ut under en kort tid.	Brand Explosion	S
248	2002-10-12	Raffinaderi	Avsvavlings- anläggning	Läckage, explosion och brand i processområdet. Poolbrand och jetflamma.	Brand Explosion	S
255	1997-01-10	Raffinaderi		Läckage via en pumptätning orsakade brand.	Brand	S
256	1997-12-26	Raffinaderi	Krackningsenhet	Brand uppstod i krackningsenhet.	Brand	S

Accident Code	Datum	Industri	Anläggningsdel	Beskrivning	Konsekvens	Drift-tillstånd
275	1990-12-13	Petrokemi	Vinylklorid	I samband med ett periodiskt prov av isolerventiler inträffade ett rörbrott med efterföljande brand. Efter 10 minuter inträffade ytterligare ett rörbrott vilket förvärrade branden. Branden var släckt efter 13 timmar. Även väteklorid läckte ut vilket krävde en evakuering av en närliggande skola.	Brand Toxiskt utsläpp	S
280	1992-11-09	Raffinaderi	"Fluidized catalytic cracking unit"	Av okänd anledning uppkom ett stort gasläckage. Gasen antändes och explosionen kunde höras på ett avstånd av omkring 15-30 km. Explosionen följdes av tre stora bränder, i krackningsenheten, i en 5000 m <sup>3</sup> tank och i en grupp av rör. Termisk strålning förstörde ytterligare en tank, 2000 m <sup>3</sup> . Ett antal mindre explosioner uppkom.	Brand Explosion Jetflamma	S
321	1996-11-17	Raffinaderi Petrokemi		Läckage av butan i toppen av en absorptionskolonn från en fläns till en temperaturgivare. Brand.	Brand	S
380	2000-09-03	Raffinaderi		Brott på en ledning på sugsidan av en pump med efterföljande brand. Dominoeffekter uppkom i form av fler rörbrott och bränder.	Brand	S
403	2002-11-17	Raffinaderi	Petrol hydrotreatment unit (HDH)	Läckage vid "reboiler seal surface" på den "heta" sidan vilket medförde omedelbar självantändning. Det blev ingen "Unconfined Vapour Cloud Explosion" (UVCE) eftersom temperaturen var väl över produktens flampunkt.	Brand	S
416	2004-06-26	Raffinaderi	Avsvavlings-enheten	Brand som startade i förvärmargnen i en avsvavlingsenhet (Hydrodesulphuration, HDS).	Brand Toxiskt	S
424	1986-05-15	Raffinaderi Petrokemi		Ett litet hål (0,00019 m <sup>2</sup> ) medförde utsläpp av isobutan och vätefluorid. Utsläpp utan antändning.	Toxiskt utsläpp	S
429	1987-03-22	Raffinaderi	"Hydrocracker"	Uppgradering av kapacitet och bortmontering av ett säkerhetssystem medförde minskade marginaler och färre barriärer. Fel på en reglerventil medförde okontrollerat flöde. Otillräcklig tryckavsäkringskapacitet i lågtrycksseparatorn orsakade övertryckning, explosion och jetflammar.	Explosion Brand Jetflamma	S
437	1990-12-11	Raffinaderi	"Hydrogen Fluoride Alkylation"	Läckage vid en nyligen installerad flödesmätare, ledning (12 mm). Brott på grund av vibrationer och utmattnings.	Brand	S
441	1990-29-11	Raffinaderi	Splitter och fackelsystem	Läckage av kolväten av hög temperatur och tryck via en dräneringsventil som inte kunde stängas helt. För att kunna stänga dräneringsventilen öppnades en annan ventil för att avleda flöde och tryckavsäkra till fackelsystemet. I fackelsystemet hade dock vätska ansamlats eftersom den sump som skulle föra bort vätskan var blockerad. Konsekvensen blev att fackelsystemets ledning utsattes för sådana starka påfrestningar att röret rasade 10 m ned i backen. Röret bibehöll sin integritet men de sprickor som uppkom var nästan genomgående.	—	S
448	1992-05-25	Petrokemi		Exoterm reaktion medförde en skenande reaktor och dumpning av gas och efterföljande brand.	Brand	S
458	1994-05-22	Petrokemi		Brott på en 23 m hög högtrycksreaktor vilket resulterade i utsläpp och omfattande brand.		S

Accident Code	Datum	Industri	Anläggningsdel	Beskrivning	Konsekvens	Drift-tillstånd
459	1994-07-24	Raffinaderi		Brott på ledning från en processtank till fackelsystemet med brand och explosion som följd.	Brand Explosion	S
492	2000-06-10	Raffinaderi		Brott på ledning på grund av vibrationsutmattning. Brand.	Brand	S
499	2001-04-16	RaffinaderiPetro kemi	"de-ethaniser column"	Brott på en 150 mm ledning på grund av erosion/korrosion i en 90-gradig böj. Omkring 179 ton gas läckte ut och bildade ett gasmoln som sedan exploderade. Antändningskälla var en ugn i en närbelägen "coking plant". Stor förödelse för byggnader men personskadorna var begränsade.	Explosion	S
504	2003-05-23	Petrokemi		Brott och läckage från en tryckavsäkringsledning vilket resulterade i ett gasmoln isobutan och vätefluorid. Orsaken var korrosion som tros bero på att systemet trycktestades med vatten några år innan olyckan. Vatten tros ha blivit kvar i de beläggningar som fanns i röret som tillsammans med vätefluoriden medförde accelererad korrosions hastighet.	Toxiskt och brandfarligt material	S
511	1999-02-19	Raffinaderi	"Crude distillation unit"	Läckage med efterföljande brand. Begränsat med information.	Brand Jetflamma	S
519	1987-12-23	Petrokemi		Brott på en 24" ledning medförde ett gasmoln av väte som sedan antändes. Rörändarna slog till närliggande rör vilket medförde ytterligare rörbrott. Den explosion som uppstod kunde höras ca. 2,5 km från anläggningen. Jetflammar på omkring 70m uppstod. Orsaken till rörbrottet var termisk utmattning då 80-gradigt vatten sprinklades in i ett flöde som hade temperaturen 230 grader.	Brand Explosion Jetflamma	S
521	1996-04-26	Raffinaderi	"Visbreaking process"	Tubläckage i en ugn medförde eldflammar propagerade ut ur ugnen. Anläggningen stängdes av och inga konsekvenser för omgivningen uppstod.	Okontrollerad brand	S
522	1996-05-27	Raffinaderi	Avsvavlings-anläggning	Två incidenter efter varandra i två olika anläggningsdelar. Först uppstod en brand nära en atmosfärstank med NaOH. Tjugo minuter efter att branden var släckt inträffade en tubexplosion i en ugn tillhörande avsvavlingsanläggningen. Explosionen medförde skador i en radie av 50 m från explosionscentrum. Första incidenten orsakades troligen av underhållsarbete. Explosionen var en följd av att branden orsakat elbortfall vilket störde tillförseln av gas till ugnen, det vill säga kylningen minskades.	Brand Explosion	S
537	2002-12-27	Raffinaderi	Isomerisation unit	Haveri i en vätgaskompressor medförde en jetflamma. Jetflamman träffade en tank med bensen 14 m bort som rämnade varvid utsläpp av bensen skedde och branden förvärrades.	Brand Jetflamma	S
565	2002-12-12	Raffinaderi	"Crude destiller"	Tubbrott i en panna orsakade brand.	Brand	S
17	1995-09-09	Raffinaderi	Krackningsenhet	Brand i "gasoline merox section of the fluid catalyc cracking unit" uppstod när anläggningen var avställd. Orsaken var kontaminerat brandvatten.	Brand	R
26	2002-11-10	Raffinaderi	"Alkylation unit"	Alkylationenheten var stoppad för planerat underhåll. I samband med dränering öppnades en ventil av misstag vilket resulterade i läckage av ca. 360 ml fluoroväte.	Toxiskt utsläpp	R



Accident Code	Datum	Industri	Anläggningsdel	Beskrivning	Konsekvens	Drift-tillstånd
287	1994-06-04	Raffinaderi Petrokemi	Destillationsenheten	En brand uppstod i en destillationskolonn i samband med underhåll. Enheten hade stoppas en vecka innan olyckan skedde.	Brand	R
428	1987-03-13	Raffinaderi	Fackelsystemet	Olyckan skedde vid underhåll av fackelsystemet. Det hade konstaterats att det läckte gas genom en 750 mm ventil och den skulle därför monteras ned. Kontroll om fackelsystemet var isolerat gjordes genom att öppna en dräneringsledning varvid inget flöde kom. Den felaktiga slutsatsen att systemet var isolerat gjordes och jobbet med att demontera ventilen påbörjades. I samband med demonteringen strömmade en kaskad av vätska ut. Gaser från vätskan antändes av en luftkompressor som användes vid ingreppet. Under årens lopp hade beläggning uppkommit i ledningen som sedan lossnat och tillsammans med vätska bildat en sörja i systemet. Det var denna sörja som gjort att den ventil som skulle demonteras inte kunde stänga och därmed läckte. Sörjan medförde dessutom att inget flöde uppkom vid kontrollen som gjordes genom att öppna dräneringsventilen.	Brand	R
512	2002-09-10	Raffinaderi	Katalysator	Tre entreprenörer gjorde underhållsarbete av katalysator. Arbetet hade hela tiden skötts korrekt med lämplig andningsutrustning. I slutet av arbetsdagen gick en person in i det avspärrade området utan andningsutrustning varvid han förlorade medvetandet. Utan andningsutrustning gick även de andra två in för att hjälpa sin kollega. Alla tre omkom.	Troligen syrebrist	R
19	1998-01-15	Raffinaderi Petrokemi	—	Cirkulationspump till en HDPE-reaktor slutar att fungera. Efter underhåll och läckagetest med kvävgas upptäcks läckage. Användandet av kvävgas vid täthetsprovningen medförde "cold spots" som gjorde att materialet i reaktörväggen fick sprött beteende. Händelsen kategoriseras inte eftersom syftet med läckagetest är just att identifiera läckage. Tas med som exempel på bristande provningsförfarande.	Utsläpp av kvävgas	E
58	1989-05-18	Raffinaderi	Lager av crudolja	Vid underhåll av en butanledning vid en pumpstation i anslutning till ett lager av crudolja erhöles läckage varefter en explosion följde. Olyckan hände i samband med en reparation.	Explosion Brand	E
85	1992-05-28	Raffinaderi Petrokemi	—	I samband med rengöring av en ledning med hjälp av kvävgas, "flush cleaning process", erhöles läckage i en slang. Gas i vätskefas läckte ut och antändes.	Brand	E
107	1994-11-07	Raffinaderi Petrokemi	"Crude oil station plant"	Vid reparationsarbete i en kolonn skulle tömning och inertering ske. I samband med förberedelserna läckte bensen ut och antändes.	Brand	E
111	1994-06-16	Raffinaderi		Vid rengöring av "evacuating reactor" skedde ett utsläpp av kolväten varvid brand uppstod.	Brand	E
190	2004-04-23	-	Tankbil	Brand i samband med lastning av tankbil.	Brand	E
217	1992-06-22	Raffinaderi	Lagertank	Vid förberedelser för att fylla bensen i en tank läckte bensen ut från en defekt pump. Ett gasmoln bildades av bensenångorna som antändes när det nådde intilliggande enhet. Explosion och brand uppstod.	Brand Explosion	E
232	1985-12-21	Bränsledepå		Utsläpp, explosion och brand i samband med avlastning av fartyg.	Brand Explosion	E

Accident Code	Datum	Industri	Anläggningsdel	Beskrivning	Konsekvens	Drift-tillstånd
233	1987-05-15	Depå		Brand och explosioner i en petrokemisk depå.	Brand Explosion	E
243	1994-08-19	Depå		Toxiskt utsläpp	Toxiskt utsläpp	E
270	1988-12-25	Raffinaderi	Lagertank	Brott på en lagertank i samband med överfyllning. Orsak okänd. Brottflödet förstörde två intilliggande tankar och skadade en tredje. Kolväten flödade över invallningen och täckte ett område av omkring 8 hektar (80 000 m <sup>2</sup> )! Ingen brand uppstod dock.	Enbart utsläpp av kolväten	E
271	1989-02-02	Petrokemi	Lagertank	Olyckan inträffade vid underhåll av brandskyddssystem vid en lagertank för bensen. Produktionsavdelningen tog tanken i drift i tron att underhållsarbetet var klart, vilket det inte var. Tändning av en ficklampa orsakade en explosion.	Explosion	E
276	1993-03-30	Raffinaderi	–	Läckage från "transethylene" pipeline (10", 45 bar) orsakade ett gasmoln som upptäcktes och larm utgick. Ett fordon, vars förare inte uppmärksammat larmet, körde in i gasmolnet och motorn stoppade på grund av syrebrist. Föraren försökte därefter starta bilen varvid gasmolnet antändes. Explosion skedde som orsakade brott på ledningen och en jetflamma uppstod. Jetflamman orsakade brand i ett lagerförråd för kolväten. Tryckvågen orsakade även brott på en annan ledning (6", 90 bar) vilket resulterade i en andra "unconfined vapour cloud explosion".	Brand Explosion Jetflamma	E
319	1996-09-24	Petrokemi		Utsläpp av 3,8 ton ammoniak under 5,5 timmar i samband med underhåll. Felaktigt öppnad ventil.	Toxiskt utsläpp	E
420	1986-05-15	Petrokemmi	Lagertank	Utsläpp av etylenoxi i samband med underhåll av ledning vid en lagertank.		E
432	1989-04-09	Petrokemi	Propane de-asphalting unit	Utsläpp av propan skedde i samband med dränering av ett propansystem. I samband med dräneringen lämnades en ventil i öppet läge varvid propan läckte ut. Ett gasmoln bildades men det antändes aldrig.	–	E
435	1989-12-05	Petrokemi	Lagerstation	Brand uppstod i samband med ett test att kunna leverera naturgas även vid "1-hour stand-by condition".	Brand	E
436	1990-03-20	Kemi	–	En reaktor i en anläggning för produktion av klorflouranilin skenade och tryckavsäkring skedde. Flammor sågs på toppen av reaktorn varefter en explosion skedde som följdes av en allvarlig brand.	Explosion Brand	E
443	1991-02-26	Raffinaderi	Lagringsdepå	På grund av felaktig matning av nafta till tanken fastnade tankens tak (flytande tak). För att minska förångningen av nafta sprutade man skum. Operatören gjorde ett misstag och sprutade skummet i mitten av tanken varvid statisk elektricitet medförde antändning.	Brand	E
450	1992-11-07	Petrokemi	Hamn	Läckage från en pump som användes för att pumpa bensen från lagringstankar till fartyg. Ingen antändning skedde.		E
471	1997-07-06			Ventil som blev kvar i öppet läge efter befogad tryckavsäkring.	-	E
476	1998-08-22	Raffinaderi Petrokemi	Lagringstank	Läckage från en tank. Läckaget skedde via en vattendraineringledning till tankens flytande tak. Ingen antändning.	–	E

Accident Code	Datum	Industri	Anläggningsdel	Beskrivning	Konsekvens	Drift-tillstånd
477	1998-09-07	Raffinaderi	Hamn	Okontrollerat utsläpp av 8,5 ton propylen som skapade ett gasmoln. Skedde i hamnen i samband med lastring. Ingen antändning.	_	E
478	1999-02-28	Raffinaderi Petrokemi	Lagringstank	Okontrollerat utsläpp från botten av en lagringstank, 15,5 ton. Ingen antändning.	_	E
479	1999-01-19	Raffinaderi		En ventil lämnades öppen i samband med leverans med järnvägstankar till raffinaderiet.	_	E
482	1999-07-14		"Crude oil vessel"	Läckage från en tank. Ingen antändning.	_	E
498	2001-09-27		Distributionsepå	Tanklastbil gav utsläpp av 16 ton propan. Vid en distributionsdepå. Ingen antändning.	_	E
505	2005-12-11	Raffinaderi Petrokemi	Bränsledepå	Av beskrivningen och datumet att döma verkar det vara olyckan i Bouncefield. Explosion och brand i en lagerdepå. Branden varade i tre dagar och av den korta rapporten framgår inte dess orsak. Omfattande skador på byggnader utanför området. Rök från branden kunde ses från hela södra England.	Explosion Brand	E
507	1989-07-06	Raffinaderi	Hamnen	Brand och explosion uppstod i en lastbåt som skulle skeppa bensin. Trolig orsak till läckage var en fläns. Brand och explosion begränsades till fartyget.	Brand Explosion	E
510	1998-11-23	Raffinaderi	Hamn	I hård vind lossnade ett fartyg från sin förtöjning samtidigt som dess stabilisatorer orsakade brott på undervattensledningen vilket orsakade utsläpp. Antändning tros ha orsakats av en bogserbåt.	Brand	E
528	1999-12-10	Raffinaderi Petrokemi	Lagertank	Olyckan orsakades av ett temporärt lager för dräneringsvatten från bensin och dieseltanker. Normalt finns det en viss andel kolväten in vattnet varför det skickas för behandling innan det kan betraktas som avloppsvatten. Normalt är det en nivå av ca. 10 cm på toppen av tanken som utgör kolväten medan resten är vatten. 10 cm motsvarar omkring 20 m <sup>3</sup> . Vid tidpunkten för olyckan var nivån 3,4 m vilket istället motsvarar 680 m <sup>3</sup> . Av orsak som inte är utredd läckte bränsle ut ur tanken och förångning gjorde att ett 60 m gasmoln bildades. Gasmolnet drev till en intilliggande väg där det antändes när två lastbilar kom körande. Som troligt läckageställe anges ventilationshål.	Explosion Brand	E
529	1999-08-25	Raffinaderi	Lager	Olyckan inträffade i produktlagret i samband med att en pump startades. Läckage av bensin vilket medförde brand. Flera rörbrott skedde och mindre explosioner.	Explosion Brand	E
557	1998-06-03	Petrokemi	Lagertank	Olyckan skedde i samband med rengöring av en lagertank med metyltertiärbutyleter MTBE. När manluckan öppnades uppstod förhållanden som ledde till antändning och explosion. Antändningskälla var troligen en vakuumpump.	Explosion	E
564	2002-12-22	Raffinaderi Petrokemi	Lagertank LPG	Felfungerande säkerhetsventil orsakade utsläpp av 10 ton LPG. Gasmoln bildades men som aldrig antändes.	_	E
582	1998-10-14	Raffinaderi	Hamn	I samband med pumpning av olja från ett fartyg läckte olja till ett system för dränering av regnvatten. Dräneringen ledde till en strand i närheten av raffinaderiet där det började brinna.	Brand	E

<b>Accident Code</b>	<b>Datum</b>	<b>Industri</b>	<b>Anläggningsdel</b>	<b>Beskrivning</b>	<b>Konsekvens</b>	<b>Drift-tillstånd</b>
594	2002-02-12	Petrokemi		Vid rengöring av en tank inträffade explosion och brand.	Explosion Brand	E
597	2001-07-17	Raffinaderi		Brott på lagertank med brand och toxiskt utsläpp som följd. Antändning troligen på grund av svetsarbete som pågick i närheten.	Brand Toxiskt utsläpp	E

## 10.1 Referenser till bilaga 10

CSB (2007), *Investigation report Refinery explosion and fire*, U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board, Report No. 2005-04-I-TX

MARS, *Major Accident Reporting System*, <<http://mahbsrv.jrc.it/mars/Default.html>>, 2008-10-01

HSE (2000), *A comparison of accident experience with Quantitative Risk Assessment (QRA) methodology*, Contract research report 293/200, ISBN 0 7176 1849 8

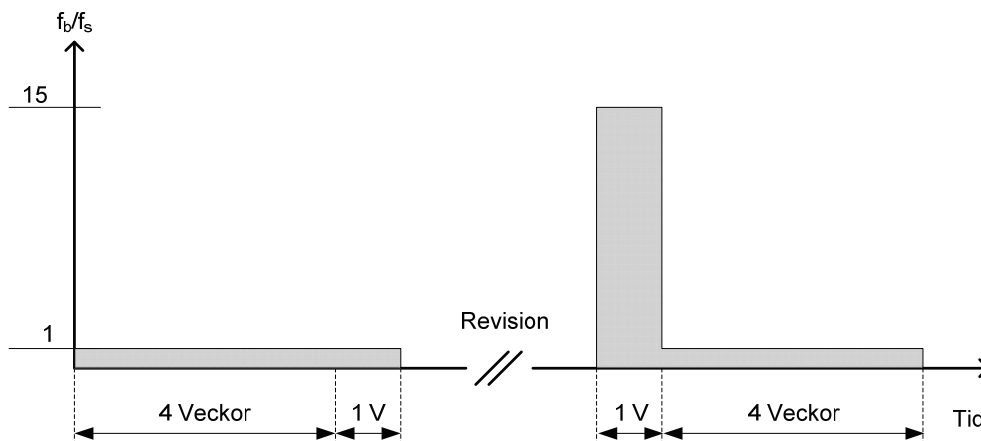
Kirchsteiger C. (2001), *Technical guideline on reporting accidents to the MARS database*, European Commission, version 02-2001

## 11 ANALYS AV TIDSPERIODEN MED TEMPORÄRA BYGGNADER PÅ PLATS

I denna bilaga redovisas en analys av den tidsperiod då de temporära byggnaderna är på plats. Analysen förutsätter att det är samma representativa riskkällor som vid ett års stationär drift och att händelsesekvenserna efter ett läckage är likadana. Det som skiljer är frekvensen för läckage. Analysen görs av en begränsad tidsperiod av ett revisionsår vilket är pedagogiskt för att påvisa den förhöjda risken som föreligger i samband med revision. Angreppssättet rekommenderas dock inte ur riskhanteringsperspektiv eftersom analysen blir mer komplicerad och dess resultat svårare att tolka och kommunicera. Frekvenserna för läckage och explosion är även mer osäkra jämfört med analys av ett år och det är svårare att välja ett gränsvärde för tolerabel risk.

### 11.1 Kvantifiering av inledande händelser

Det finns många databaser som omfattar olyckor inom processindustrin, se exempelvis den kartläggning som gjorts av Det Norske Veritas (DNV, 2002). Att få tillgång till databaser kostar oftast pengar eller kräver någon form av medlemskap. Ett undantag är databasen MARS, *Major Accident Reporting System*, som är tillgänglig för allmänheten via så kallade "short reports" som finns att hämta på internet. Av tillgänglighetsskäl har databasen MARS använts för att analysera fördelningen mellan olyckor inträffade i samband med planerade start och stopp samt stationär drift. I bilaga 10 redovisas en genomgång av rapporterade händelser till databasen MARS, vilken visar att frekvensen för en olycka i samband med start är omkring femton gånger större jämfört med stationär drift. Inga olyckor i databasen har inträffat vid nedsläckning. Utifrån denna information kan den förhöjda frekvensen åskådliggöras för den tidsperiod som temporära byggnader är på plats i samband med revision. Av figur 18 framgår kvoten mellan inträffade händelser under en vecka när temporära byggnader är på plats och vid stationär drift.



**Figur 18** Kvoten mellan frekvens för läckage under en vecka under den tidsperiod som temporära byggnader är på plats i samband med revision,  $f_b$ , och frekvensen vid en veckas stationär drift,  $f_s$ .

De temporära byggnaderna ställs upp omkring en månad innan nedsläckning av anläggningen och under den tidsperioden bedöms det inte vara någon förhöjd frekvens för läckage och kvoten är därför 1. Själva nedsläckningen och uppstarten tar en vecka vardera. Genomgången av MARS har inte identifierat någon olycka som skett vid nedsläckning men däremot har tre olyckor skett vid start. Enligt bilaga 10 är kvoten omkring 15. Byggnaderna brukar stå kvar ytterligare fyra veckor efter uppstart och frekvensen motsvarar stationär drift, det vill säga kvoten antas vara 1. Den totala ytan i diagrammet representerar antalet veckor som

frekvensen för läckage ska baseras på. Ur frekvenssynpunkt motsvarar 10 veckor i samband med revision 24 veckor med stationär drift.

Den tidsperiod då alla system normalt är tömda och revision pågår omfattas inte. Frekvensen för att läckage ska inträffa när temporära byggnader finns på plats motsvarar således  $4+1+15+4 = 24$  veckor av stationär drift. Det vill säga frekvensen blir

$$f_b \cong \frac{24}{52} \cdot f_s \cong 0,46 \cdot f_s$$

$f_b$  = Frekvensen för läckage när temporära byggnader är på plats och utsatta för risk [rev<sup>-1</sup>]  
 $f_s$  = Frekvensen för läckage under ett stationärt driftår [år<sup>-1</sup>]

Enheten för frekvensen  $f_b$  är gånger per revision, det vill säga explosioner per tio veckor. Det är en enhet som kan vara svår att tolka. Enklare uttryckt är det sannolikheten för explosion under den kalendertid som de temporära byggnaderna är på plats och utsatta för risk. Kalendertiden är tio veckor men revisionen motsvarar 24 stationära driftveckor och det är 52 veckor på ett år därav faktorn 24/52.

Om det inte vore en förhöjd frekvens i samband med revision skulle  $f_b$  motsvara omkring  $0,2 \cdot f_s$ . Det förutsätter likformig fördelning och 10 veckor istället för 24. Kvoten 15 mellan inträffade läckage under start och en stationär driftvecka är osäker. Det finns studier som kommit fram till andra resultat. I haveriutredningen av olyckan i Texas nämns kvoten 5 respektive 10 (CSB, 2007 s.44). Texasutredningen nämner inget om förhöjd risk i samband med nedsläckning men det Norske Veritas, DNV, har i en studie kommit fram till att olyckorna i databasen MHIDAS är jämt fördelade mellan start och stopp medan olyckor rapporterade till databasen IChemE domineras av stopp (HSE, 2000). DNV's studie har inte begränsats till raffinaderier utan omfattar även annan processindustri. Ur analysynpunkt spelar det ingen roll om faktorn 15 fördelas lika mellan nedsläckning och start, exempelvis en faktor 8 vid nedsläckning och en faktor 8 vid start. Det viktiga är att revisionen omfattar 24 stationära driftveckor.

Eftersom kvoten femton är osäker väljs att även analysera en revisionsperiod som motsvarar 15 stationära driftveckor. Det kan exempelvis motsvara en förhöjd frekvens motsvarande en faktor två vid nedsläckning och en faktor fem vid start. Det ger frekvensen

$$f_b \cong \frac{15}{52} \cdot f_s \cong 0,29 \cdot f_s$$

$f_b$  = Frekvensen för läckage när temporära byggnader är på plats och utsatta för risk [rev<sup>-1</sup>]  
 $f_s$  = Frekvensen för läckage under ett stationärt driftår [år<sup>-1</sup>]

En realistisk revision där de temporära byggnaderna är på plats och utsatta för risk under tio veckor bedöms ur risksynpunkt motsvara mellan 15 och 24 stationära driftveckor.

I tabell 9 och 10 redovisas frekvenser för explosioner för olika läckagekategorier och riskkällor under den tid som de temporära byggnaderna är på plats i samband med revision.

**Tabell 9** *Frekvenser för gasolnsexplosioner för respektive representativ riskkälla och läckagekategori under en revision som motsvarar 15 stationära driftveckor. Frekvenserna för ett stationärt driftår har multiplicerats med 0,29.*

Finger	Representativa riskkällor	$f_{EGB}^{1)}$ ( $rev^{-1}$ )	$f_{E10\%}^{1)}$ ( $rev^{-1}$ )	$f_{E\emptyset10}^{1)}$ ( $rev^{-1}$ )
2	V-2105	$8,5 \cdot 10^{-5}$	$3,8 \cdot 10^{-5}$	$1,9 \cdot 10^{-5}$
3	V-2505	$9,5 \cdot 10^{-5}$	$4,3 \cdot 10^{-5}$	$2,1 \cdot 10^{-5}$
	T-2302	$3,8 \cdot 10^{-5}$	$3,5 \cdot 10^{-5}$	$2,1 \cdot 10^{-5}$
	T-2304	$2,9 \cdot 10^{-5}$	$2,4 \cdot 10^{-5}$	$2,1 \cdot 10^{-5}$
4	S-2401	$1,3 \cdot 10^{-5}$	$1,1 \cdot 10^{-5}$	$7,0 \cdot 10^{-6}$
	C-2402B	$2,9 \cdot 10^{-5 2)}$	$- 2)$	$- 2)$
5	V-2905	$1,6 \cdot 10^{-5}$	$3,8 \cdot 10^{-5}$	$7,0 \cdot 10^{-6}$
6	V-8202	$9,0 \cdot 10^{-5}$	$2,7 \cdot 10^{-5}$	$1,6 \cdot 10^{-5}$
7	V-8103	$6,5 \cdot 10^{-5}$	$4,3 \cdot 10^{-5}$	$2,8 \cdot 10^{-5}$
	C-8140A	$2,9 \cdot 10^{-5 2)}$	$- 2)$	$- 2)$
8	D-1605	$6,0 \cdot 10^{-5}$	$2,7 \cdot 10^{-5}$	$1,3 \cdot 10^{-5}$
	T-1601	$1,5 \cdot 10^{-4}$	$6,5 \cdot 10^{-5}$	$1,3 \cdot 10^{-5}$
9	T-1507	$8,0 \cdot 10^{-5}$	$3,7 \cdot 10^{-5}$	$7,0 \cdot 10^{-6}$
	T-1514	$8,0 \cdot 10^{-5}$	$3,7 \cdot 10^{-5}$	$7,0 \cdot 10^{-6}$

- 1) Frekvensens enhet är gånger per revision, det vill säga explosioner per per tio veckor. Det är en enhet som kan vara svår att tolka. Enklare uttryckt så är det sannolikheten för explosion under den tid som de temporära byggnaderna är på plats och utsatta för risk.
- 2) Frekvensen  $2,9 \cdot 10^{-5} rev^{-1}$  är frekvensen för explosion i det plåtskjul som kompressorn är placerad i. Frekvensen har inte delats upp i olika läckagestorlekar.

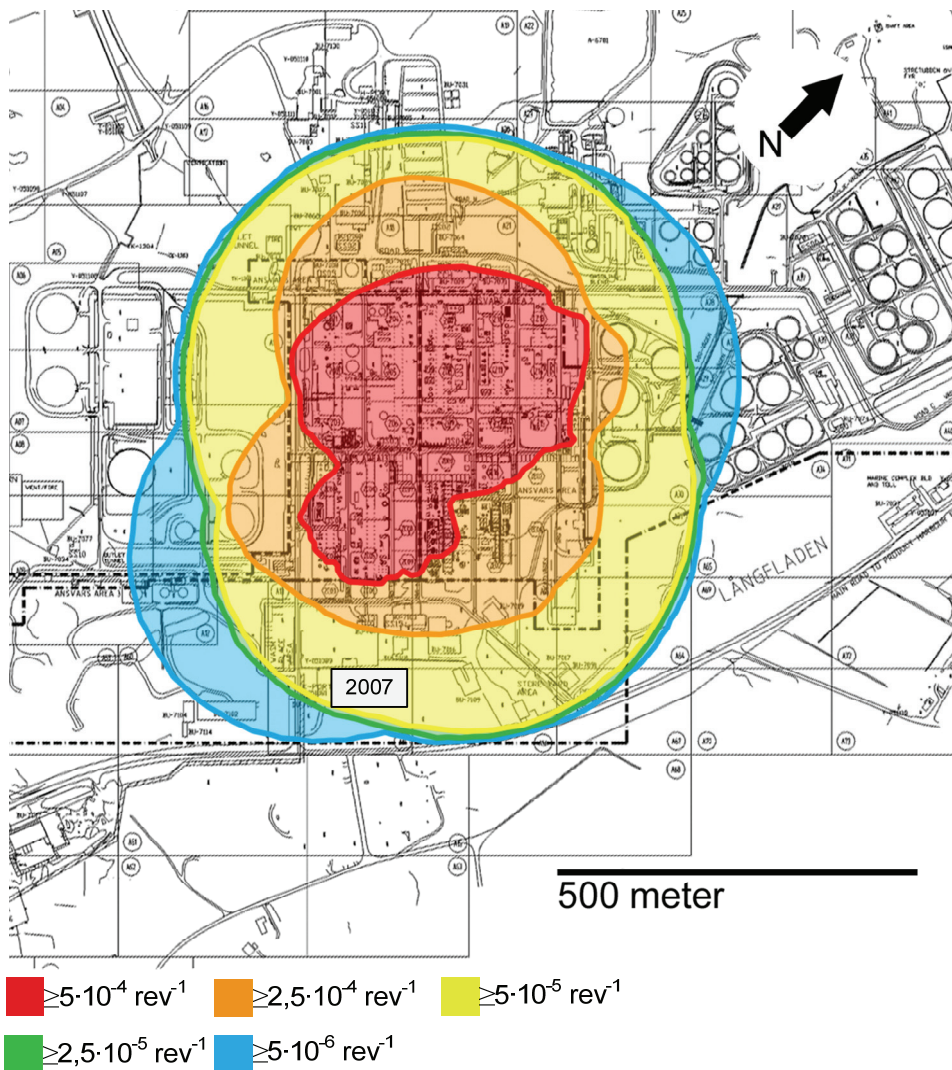


**Tabell 10** Frekvenser för gasolnsexplosioner för respektive representativ riskkälla och läckagekategori under en revision som motsvarar 24 stationära driftveckor. Frekvenserna för ett stationärt driftår har multiplicerats med 0,46.

Finger	Representativa riskkällor	$f_{EGB}^{1)}$ ( $rev^{-1}$ )	$f_{E10\%}^{1)}$ ( $rev^{-1}$ )	$f_{E\emptyset 10}^{1)}$ ( $rev^{-1}$ )
2	V-2105	$1,4 \cdot 10^{-4}$	$6,0 \cdot 10^{-5}$	$3,0 \cdot 10^{-5}$
3	V-2505	$1,5 \cdot 10^{-4}$	$7,0 \cdot 10^{-5}$	$3,3 \cdot 10^{-5}$
	T-2302	$6,0 \cdot 10^{-5}$	$5,5 \cdot 10^{-5}$	$3,3 \cdot 10^{-5}$
	T-2304	$4,5 \cdot 10^{-5}$	$3,8 \cdot 10^{-5}$	$3,3 \cdot 10^{-5}$
4	S-2401	$2,0 \cdot 10^{-5}$	$1,8 \cdot 10^{-5}$	$1,1 \cdot 10^{-5}$
	C-2402B	$4,6 \cdot 10^{-5} \text{ } ^{1)}$	- <sup>1)</sup>	- <sup>1)</sup>
5	V-2905	$1,3 \cdot 10^{-4}$	$6,0 \cdot 10^{-5}$	$1,1 \cdot 10^{-5}$
6	V-8202	$1,5 \cdot 10^{-4}$	$4,2 \cdot 10^{-5}$	$2,6 \cdot 10^{-5}$
7	V-8103	$1,0 \cdot 10^{-4}$	$7,0 \cdot 10^{-5}$	$4,4 \cdot 10^{-5}$
	C-8140A	$4,6 \cdot 10^{-5} \text{ } ^{1)}$	- <sup>1)</sup>	- <sup>1)</sup>
8	D-1605	$9,5 \cdot 10^{-5}$	$4,2 \cdot 10^{-5}$	$2,1 \cdot 10^{-5}$
	T-1601	$2,4 \cdot 10^{-4}$	$1,0 \cdot 10^{-4}$	$2,1 \cdot 10^{-5}$
9	T-1507	$1,3 \cdot 10^{-4}$	$6,0 \cdot 10^{-5}$	$1,1 \cdot 10^{-5}$
	T-1514	$1,3 \cdot 10^{-4}$	$6,0 \cdot 10^{-5}$	$1,1 \cdot 10^{-5}$

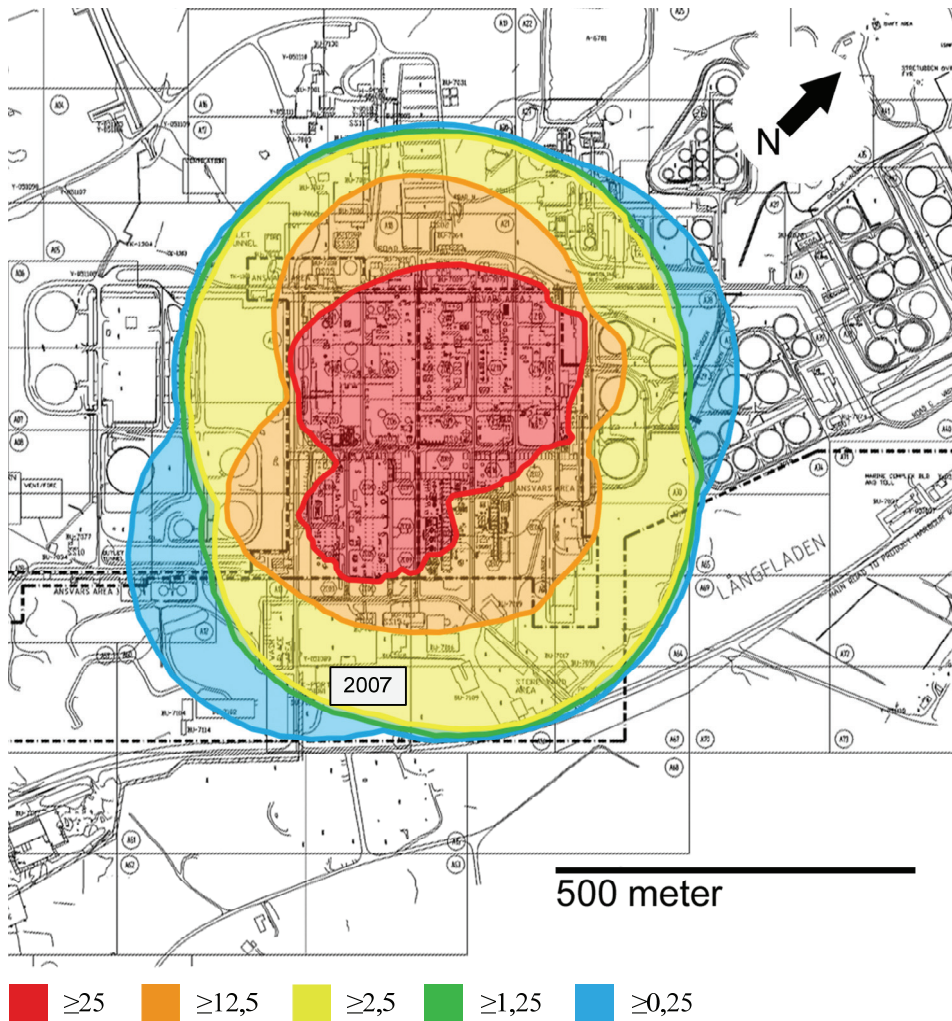
- 1) Frekvensens enhet är gånger per revision, det vill säga explosioner per per tio veckor. Det är en enhet som kan vara svår att tolka. Enklare uttryckt så är det sannolikheten för explosion under den tid som de temporära byggnaderna är på plats och utsatta för risk.
- 2) Frekvensen  $4,6 \cdot 10^{-5} rev^{-1}$  är frekvensen för explosion i det plåtskjul som kompressorn är placerad i. Frekvensen har inte delats upp i olika läckagestorlekar.

Risikonturer för att övertrycket 0,1 bar överskrider har tagits fram för den period som temporära byggnader finns på plats i samband med revision. Två revisioner har analyserats, en som motsvarar 15 stationära driftveckor och en som motsvarar 24. Bakgrunden är att risken för läckage bedöms vara en faktor 5 till en faktor 15 större vid en uppstartsvecka jämfört med en vecka stationär drift. Resultatet för revisionen som motsvarar 24 stationära driftveckor framgår av figur 19.



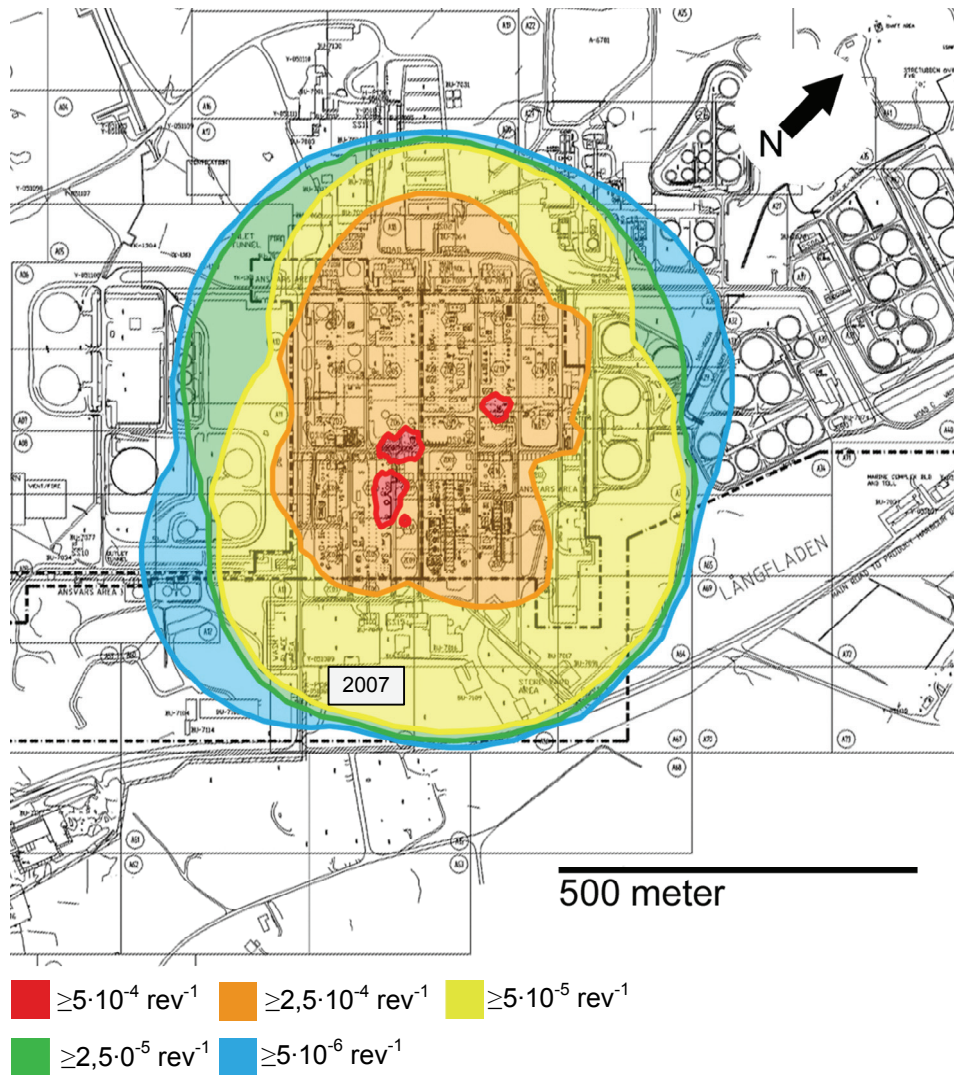
**Figur 19** Frekvensen för att övertrycket överstiger 0,1 bar under den tidsperiod som temporära byggnader är på plats vid ett revisionsår. Revisionen motsvarar 24 stationära driftveckor. Frekvensen är angiven per revision, det vill säga per tio veckor. Enklare uttryckt är det sannolikheten för en explosion under den tid de temporära byggnaderna är på plats och utsatt för risk. Det område som koncentrationen av temporära byggnader var som störst vid revisionen 2007 är markerad med en grå rektangel. Pilen visar geografisk nord.

Av riskkonturerna kan utläsas att frekvensen är ganska hög fram till ett avstånd där riskkonturerna sammanfaller och frekvensen blir väldigt låg. Den brittiska myndighetens kriterier för nya permanenta byggnader  $10^{-4} \text{ år}^{-1}$  motsvarar frekvensen  $2 \cdot 10^{-5} \text{ rev}^{-1}$ . Då har kriteriet kompenserats för den kortare exponeringstiden tio veckor vilket utgör en femtedel av ett år ( $10^{-4}/5 = 2 \cdot 10^{-5} \text{ rev}^{-1}$ ). Det innebär att risken är lika stor vare sig en person befinner sig i en permanent byggnad som dimensionerats enligt HSE's kriterier eller i en temporär byggnad i samband med en revision. Det förutsätter att den temporära byggnaden är dimensionerad för övertrycket 0,1 bar. I figur 20 har samma riskkonturer som i figur 19 angetts i relation till kriteriet  $2 \cdot 10^{-5} \text{ rev}^{-1}$ .



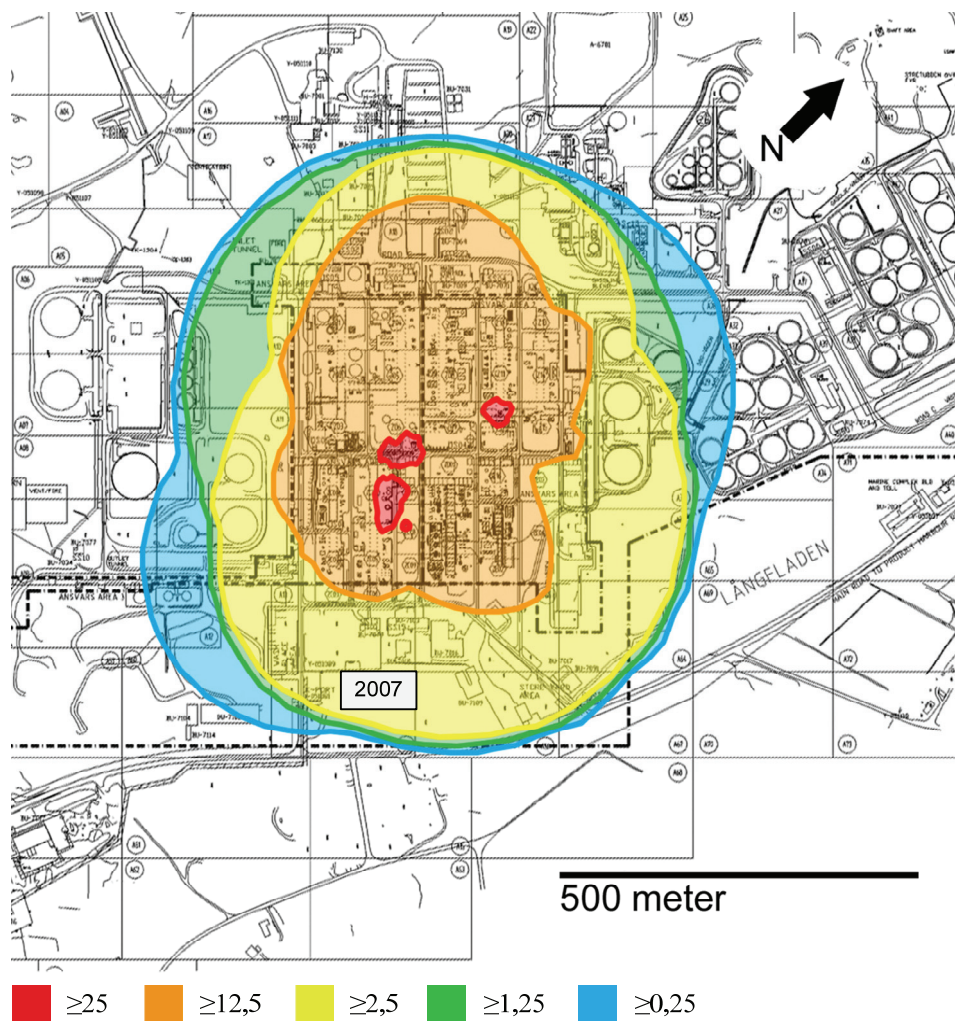
**Figur 20** Riskkonturerna relativt HSE's dimensioneringskriterie för nya byggnader. Konturerna gäller för en revision motsvarande 24 stationära driftveckor. Riskkonturerna i figur 19 har dividerats med  $2 \cdot 10^5 \text{ rev}^{-1}$ . Observera att värdena endast gäller för temporära byggnader som klarar övertrycket 0,1 bar. Pilen visar geografisk nord.

En fem gånger högre risk sammanfaller med det område där de flesta temporära byggnader var placerade i samband med revisionen år 2007 (sydost om processområdet). En byggnadsplacering i processområdet eller vid dess utkant motsvarar en tjugofem gånger högre risk. Observera att risken är ännu högre om de temporära byggnaderna som används vid revisionen inte klarar övertrycket 0,1 bar. Riskkonturer för revisionen som motsvarar 15 stationära driftveckor framgår av figur 21.



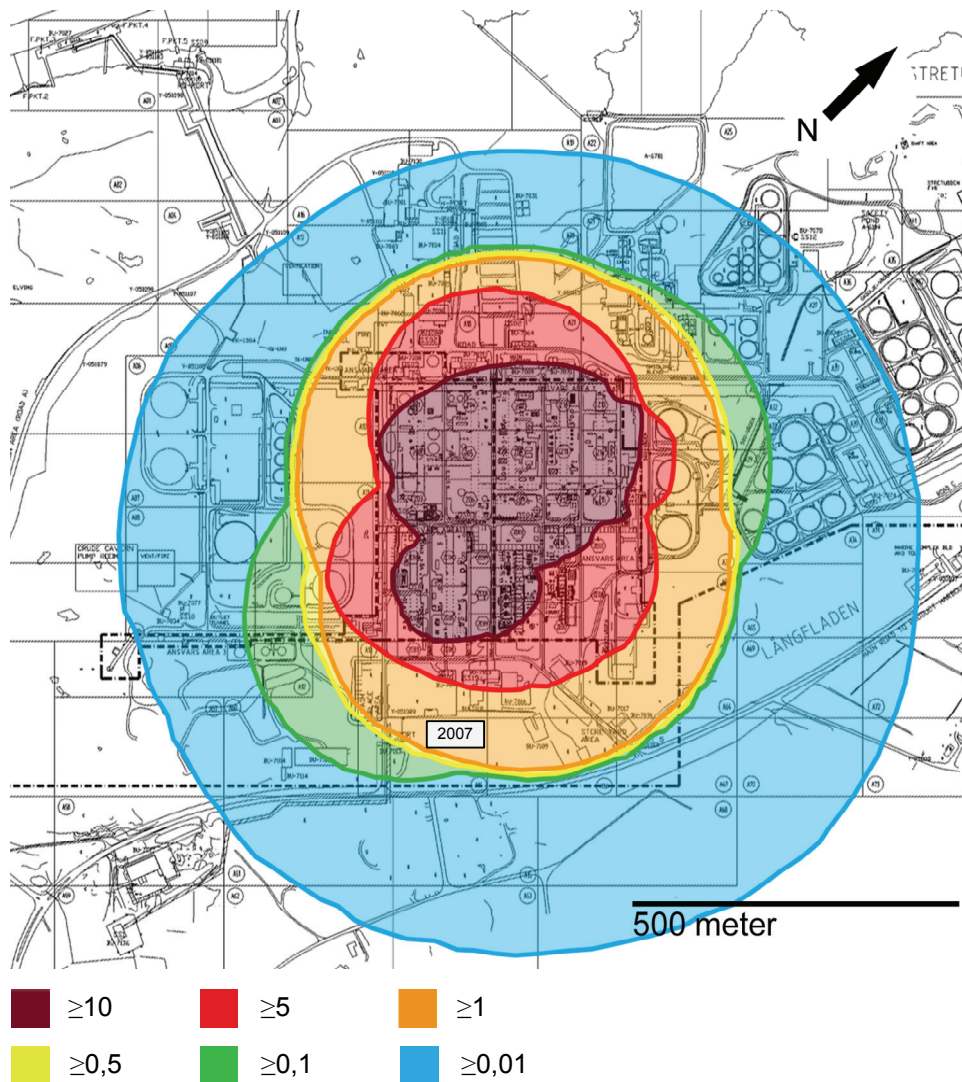
**Figur 21** Frekvensen för att övertrycket överstiger 0,1 bar under den tidsperiod som temporära byggnader är på plats vid ett revisionsår. Revisionen motsvarar 15 stationära driftveckor. Enklare uttryckt är det sannolikheten för en explosion under den tid de temporära byggnaderna är på plats och utsatt för risk. Det område som koncentrationen av temporära byggnader var som störst vid revisionen 2007 är markerad med en grå rektangel. Pilen visar geografisk nord.

Den stora skillnaden vid revisionen som motsvarar 15 stationära veckor är att riskkonturen för frekvensen  $5 \cdot 10^{-4} \text{ rev}^{-1}$  är mindre och bildat tre "öar". Även riskkonturen för  $5 \cdot 10^{-5} \text{ rev}^{-1}$  är mindre men i övrigt är riskbilden ganska lika. I figur 22 har samma riskkonturer som i figur 21 angetts i relation till kriteriet  $2 \cdot 10^{-5} \text{ rev}^{-1}$ .



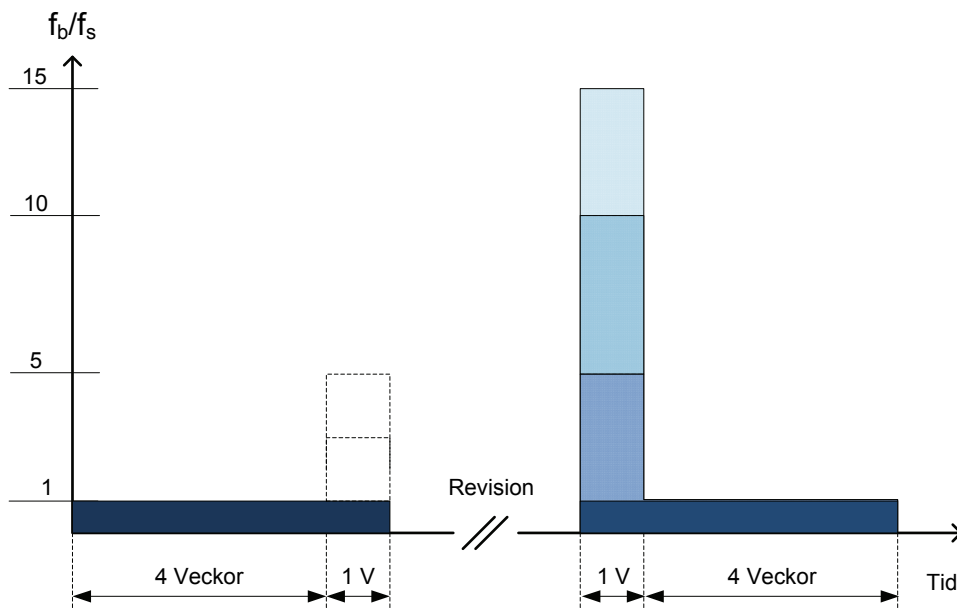
**Figur 22** Riskkonturerna relativt HSE's dimensioneringskriterie för nya byggnader. Konturerna gäller för en revision motsvarande 15 stationära driftveckor. Riskkonturerna i figur 21 har dividerats med  $2 \cdot 10^{-5} \text{ rev}^{-1}$ . Observera att värdena endast gäller för temporära byggnader som klarar övertrycket 0,1 bar. Pilen visar geografisk nord.

Risikkonturer för ett års stationär drift relativt HSE's tillsynskriterie framgår av figur 23.



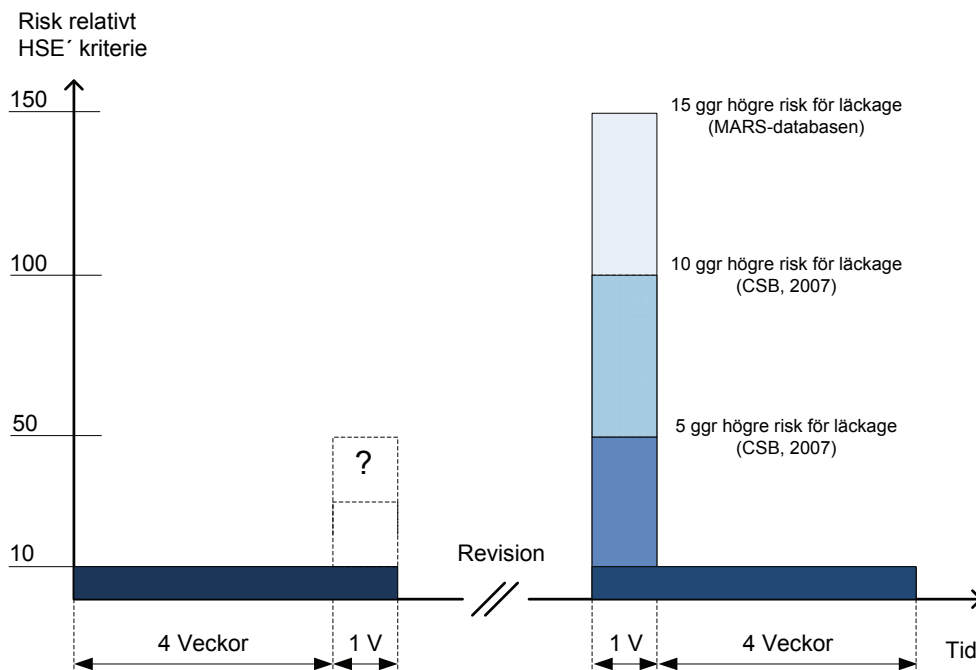
**Figur 23** Riskkonturerna relativt HSE's dimensioneringskriterie för nya byggnader. Konturerna gäller för ett års stationär drift. Riskkonturerna för ett års stationär drift har dividerats med  $10^4 \text{ år}^{-1}$ . Observera att värdena endast gäller för temporära byggnader som klarar övertrycket 0,1 bar. Pilen visar geografisk nord.

Genom att utgå från den relativa risken i figur 23 och den förhöjda frekvensen för läckage under revisionsperioden så går det att få en bild av den relativa risken för varje vecka under revisionen. En byggnadsplacering vid processområdets utkant motsvarar vid stationär drift en förhöjd risk med ungefär en faktor tio vid stationär drift. Det är platser där det vid revisionen 2007 fanns temporära byggnader. Den förhöjda frekvensen för läckage under revisionen framgår av figur 24.



**Figur 24** Den förhöjda frekvensen för läckage under revisionsperioden i förhållande till stationär drift. Genomgången av MARS-databasen i bilaga 5 har gett en faktor 15 förhöjd frekvens men andra källor har kommit fram till en faktor 5 respektive 10. Genomgången har inte påvisat någon förhöjd risk i samband med nedsläckning men det är osäkert om så verkligen är fallet. Andra studier har påvisat olyckor i samband med stopp av processanläggningar men inte angett någon faktor, därav de streckade linjerna vid nedsläckning.

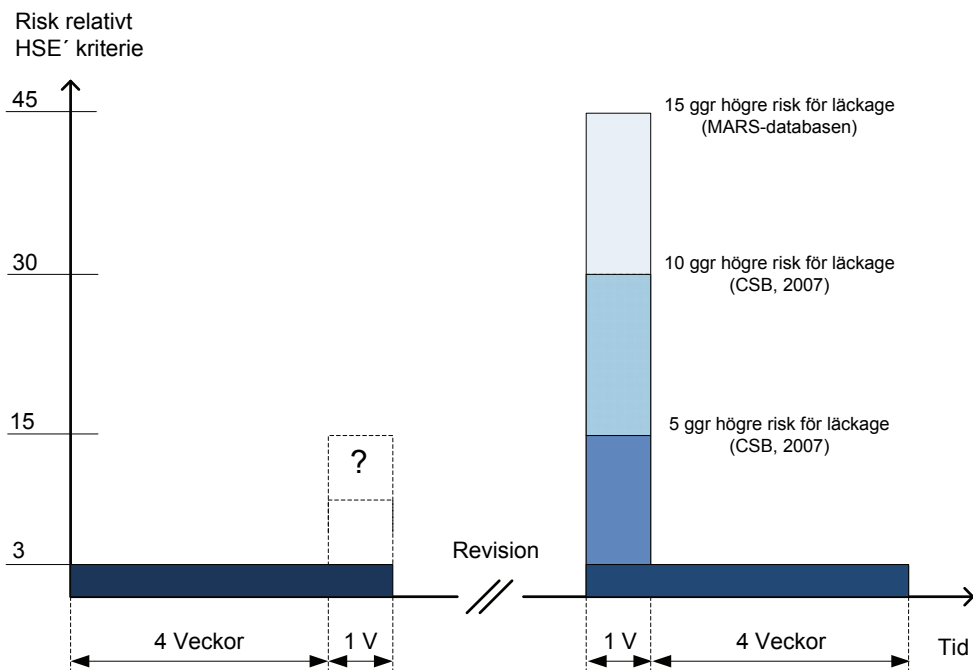
Baserat på en byggnadsplacering vid processområdet och en faktor 10 samt den förhöjda frekvensen angiven i figur 25 erhålls en risk i förhållande till HSE's tillsynskriterie enligt figur 25. HSE's kriterie har antagits vara likformigt fördelat på året.



**Figur 25** Risken för en byggnad placerad vid processområdets utkant under revisionen relativt brittiska myndigheten Health and Safety Executive's tillsynskriterie vid nybyggnation.

Risken att tillbringa en vecka i en temporär byggnad i närheten av processområdet i samband med start är en faktor 50 till 150 gånger större jämfört med en byggnad som uppfyller HSE's kriterie  $10^{-4} \text{ år}^{-1}$ . Vilken risk som föreligger i samband med nedsläckning är osäkert.

Motsvarande risk för det område där koncentrationen av temporära byggnader var störst vid revisionen 2007 (i figur 23 märkt med en ruta och året 2007) framgår av figur 26. Risken vid ett års drift har från figur 23 tolkats vara tre gånger högre än HSE's tillsynskriterie.



**Figur 26** Risken vid det område där koncentrationen av temporära byggnader var störst vid revisionen 2007 (markerat med en grå ruta i figur 23) relativt brittiska myndigheten Health and Safety Executive's tillsynskriterie vid nybyggnation.

Risken att tillbringa en vecka i en temporär byggnad i samband med start är en faktor 3 till 45 gånger större jämfört med en byggnad som uppfyller HSE's kriterier  $10^{-4}$  år<sup>-1</sup> (i detta fall för övertrycket 0,1 bar). Vilken risk som föreligger i samband med nedsläckning är osäkert.

Risikhöjningen i samband med start i figur 25 och 26 ska inte tolkas kategoriskt. Om problem uppstår kan starten av en anläggning vara ett utdraget förlopp som tar längre tid än en vecka. Vid kartläggningen av inträffade händelser har också en händelse som inträffade tio dagar efter uppstart räknats som en olycka i samband med start. Av datamaterialet är det svårt att dra en absolut gräns för vid vilken tidpunkt som start övergår till stationär drift. Bristfälliga åtgärder vid revision kan orsaka olyckor när stationär drift har erhållits. Det finns anledning att ha den inom tillförlitligheten berömda "badkarskurvan" i åtanke när risken i samband med revision värderas. Figurerna ska inte heller tolkas som att den tolerabla risken överskrids. HSE's kriterie baseras på ett årsmedelvärde som tillåter en variation under året. Att relatera risken till ett årligt kriterie som fördelats likformigt över året ger en mycket bra bild av den förhöjda risken vid revision. Gränsen för vad som kan tolereras är en svår avvägning där en balanserad riskbild mellan olika drifttillstånd är målet.

## 11.2 Referenser till bilaga 11

CSB (2007), *Investigation report Refinery explosion and fire (15 killed, 180 injured)*, Texas city, U.S. Chemical Safety and hazard investigation Board, Report no. 2005-04-I-TX

DNV (2002), *Studie rörande databaser relaterade till olyckor och olycksrisker*, Det Norske Veritas AB

HSE (2000), *A comparison of accident experience with Quantitative Risk Assessment (QRA) methodology*, Contract research report 293/200, ISBN 0 7176 1849 8