

# IL CALCOLO DELLE CONSEGUENZE NELL'ANALISI POST-INCIDENTALE

Bubbico R.<sup>1</sup>, Marchini M.<sup>2</sup>

1 Dip. Ingegneria Chimica, Università di Roma "La Sapienza", Via Eudossiana 18, 00184, Roma  
2 Dirigente Generale Vigilfuoco a. r.

## SOMMARIO

Nel seguito delle presenti note si vuole dare testimonianza come l'uso post-dittivo degli strumenti propri della analisi dei rischi possa non solo risultare utile, ma determinante nel razionalizzare il contesto di una analisi tecnica a posteriori di un evento incidentale effettivamente verificatosi. Nel presente lavoro verrà analizzato, con gli strumenti propri del calcolo delle conseguenze, un incidente avvenuto durante il travaso di GPL da un'autocisterna ad un serbatoio fisso, che ha visto lo sviluppo di un incendio nei pressi dell'autocisterna e la sua successiva esplosione. La disponibilità di testimonianze dirette e di riscontri sperimentali, rappresentati dai danni provocati dai diversi fenomeni che si sono prodotti durante l'incidente, ha consentito innanzitutto di individuare i modelli più accurati per la rappresentazione matematica dei fenomeni incidentali. Inoltre, l'impiego combinato dei modelli selezionati, ha permesso poi di ricostruire in maniera abbastanza accurata la dinamica dei fatti e di risalire all'evento iniziatore (la perdita di contenimento dal sistema di travaso dell'autocisterna) ed alla sua quantificazione (in termini di portata effluente), anche se non è stato possibile individuare in dettaglio la localizzazione specifica del punto di rilascio.

## 1.0 INTRODUZIONE

L'incidente di cui sono stati ricostruiti i fatti e le conseguenze dei singoli eventi finali è avvenuto durante il travaso di GPL da una autocisterna ad un serbatoio interrato. L'autocisterna, costituita da un serbatoio cilindrico ad asse orizzontale della capacità di circa 10 m<sup>3</sup>, era piena all'80 % con un contenuto di circa 4000 kg di GPL, costituito praticamente da propano. Il serbatoio di destinazione, invece, era cilindrico ad asse verticale con capacità di 2300 litri. L'area in cui si sono svolte le operazioni di travaso è confinata su tutti i lati e parzialmente ricoperta da una tettoia. Il confinamento è dato sia dall'orografia del luogo che dalla presenza di due capannoni industriali posti ad una distanza rispettivamente di 20 e 30 metri dal luogo in cui era parcheggiata l'autocisterna.

## 1.1 Descrizione della sequenza degli eventi

La ricostruzione degli eventi incidentali è stata effettuata basandosi sulle osservazioni riportate da testimoni presenti sul luogo dell'incidente.

L'evento iniziale della sequenza è stato un rilascio accidentale di propano, in fase liquida e di portata "rilevante", nella zona posteriore dell'autocisterna di travaso, dove erano posizionati tutti gli organi deputati alla movimentazione del prodotto. Il rilascio ha dato luogo alla formazione di una pozza nei pressi dell'autocisterna stessa e allo stesso tempo, sia per flash immediato di parte del rilascio, che per successiva evaporazione dalla pozza stessa, si è formata una nube di vapore di propano.

Per effetto della conformazione dell'area circostante il luogo dell'incidente, che era tale da ostacolare la rapida dispersione della nube (tra l'altro più densa dell'aria), circa 5 minuti dopo l'inizio del rilascio (intervallo di tempo ricostruito in base alle testimonianze) la nube è stata innescata causando un *flash-fire*. Questo ha, a sua volta, innescato l'incendio della pozza che ha bruciato, con fiamme alte e fumo denso per parecchi minuti, avvolgendo completamente l'autocisterna ed in particolare il serbatoio del propano col prodotto in esso contenuto che via, via si stava esaurendo.

Infine, dopo circa 25 minuti dall'inizio dell'incendio della pozza, si è verificata l'esplosione del serbatoio (*BLEVE*) con lancio di frammenti, formazione di un'onda d'urto e successivo *Fireball*.

## 1.2 Conseguenze dell'incidente

La quantificazione dei danni provocati dai singoli fenomeni che si sono succesi nella catena sviluppata dal rilascio iniziale, è un passaggio fondamentale per la ricostruzione più accurata possibile dell'evento nel suo complesso. Per quanto riguarda i danni alle strutture, a parte l'autocisterna che è andata completamente distrutta, quelle che maggiormente hanno riportato danni, e che forniscono indicazioni utili per la ricostruzione dello scenario, sono i due capannoni industriali presenti al contorno.

Questi, come già detto, si trovavano ad una distanza di 20 e 30 metri dall'autocisterna ed avevano la stessa struttura essendo costituiti da un telaio portante in calcestruzzo armato e da murature di tamponamento in conci di cemento dello spessore di 30 cm circa e di ampia superficie (>30 m<sup>2</sup>). Alla sommità delle tamponature esterne erano presenti delle superfici vetrate sostenute da telai metallici.

Le superfici vetrate di entrambi i capannoni sono andate completamente distrutte. Le pareti di tamponamento del capannone più vicino all'esplosione (20 m) hanno subito danni importanti, ma non sono state abbattute, mentre quelle del capannone più lontano (30 m) hanno subito danni sostanzialmente irrilevanti. In base ai dati riportati in letteratura, relativi ai danni da sovrappressioni da impulso, si può assumere che le superfici in questione siano state sottoposte a pressioni non superiori, rispettivamente, a 50-60 mbar (a 20 m) e a circa 30 mbar (a 30 m).

Vedremo in seguito che, in base a diversi modelli proposti in letteratura, tali valori di sovrappressione corrispondono ad un quantitativo equivalente di TNT (trinitrotoluene) non superiore a 2 kg.

Per quanto riguarda i danni dovuti ad irraggiamento termico, si può dire che questi sono stati praticamente assenti e nessuna delle persone presenti sul luogo dell'incidente ha riportato danni nel raggio di 100 metri dalla verticale della sfera del fireball.

Per quest'ultimo evento in particolare, tutte le testimonianze concordano nell'assegnare alla sfera di fuoco una altezza massima di circa 25 m dal terreno, pari a circa il doppio di quella dei capannoni.

## 2.0 ANALISI DELLA SEQUENZA INCIDENTALE

La sequenza cronologica degli eventi che si sono verificati a partire dal rilascio iniziale è riportata graficamente nella Figura 1.

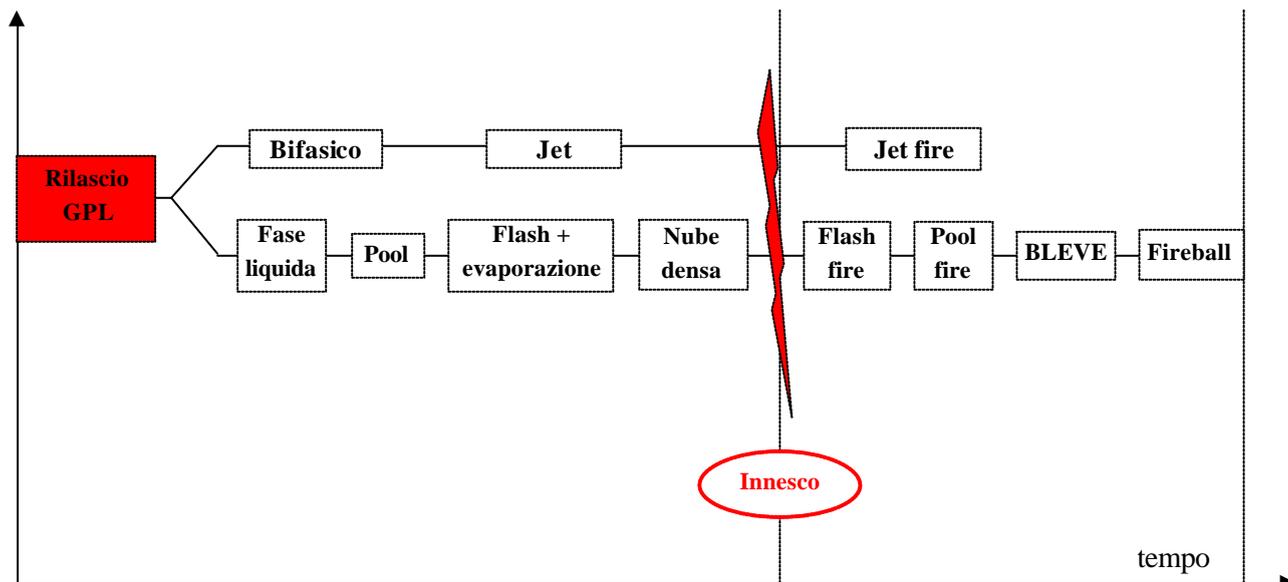


Figura 1. Sequenza cronologica degli eventi

Nell'uso post-dittivo che qui si fa degli strumenti dell'analisi di rischio, ed in particolare dei modelli di calcolo delle conseguenze, si comincerà dall'analisi degli eventi finali, tentando di valutare i parametri caratteristici di ciascuno di tali fenomeni, e risalendo a ritroso nella catena cronologica fino al rilascio iniziale.

## 2.1 Il fireball

Come noto, il rilascio istantaneo di una sostanza a temperatura maggiore di quella di ebollizione a pressione atmosferica comporta la vaporizzazione istantanea di almeno una parte del liquido stesso. Se la sostanza è infiammabile e viene innescata subito dopo il rilascio, questo vapore brucia ma più lentamente di quanto non accada nel caso di un flash-fire, a causa della mancata pre-miscelazione con l'aria. L'elevato calore irraggiato, insieme alla relativamente lunga durata del fenomeno, danno spesso luogo a notevoli danni per le persone e le cose.

Nella Tabella 1, sono riportati i risultati, ottenuti con diversi modelli disponibili, relativi ai principali parametri caratteristici del fireball (diametro D, altezza H, e durata t), in funzione della massa M di gas liquefatto coinvolta.

Tabella 1. Parametri caratteristici del fireball calcolati con vari modelli di letteratura

Autore	Relazione	Diametro D del fireball (m)				
		M = 4000 kg	M = 3000 kg	M = 2000 kg	M = 1000 kg	M = 500 kg
Roberts	$D = 5.8 \cdot M^{0.330}$	90	81	71	57	45
Moorhouse	$D = 5.33 \cdot M^{0.327}$	80	73	64	51	41
TNO	$D = 6.48 \cdot M^{0.325}$	96	87	77	61	49
Fay-Lewis	$D = 5.33 \cdot M^{0.327}$	80	73	64	61	41
Autore	Relazione	Altezza H del fireball (m)				
		M = 4000 kg	M = 3000 kg	M = 2000 kg	M = 1000 kg	M = 500 kg
Roberts	$H = 0.5 \cdot D$	45	41	36	27	23
Moorhouse	$H = 0.5 \cdot D$	40	37	32	26	20
TNO	$H = 0.5 \cdot D$	48	44	38	31	24
Fay-Lewis	$D = 10.3 \cdot M^{0.222}$	65	61	56	48	41
Autore	Relazione	Durata t del fireball (s)				
		M = 4000 kg	M = 3000 kg	M = 2000 kg	M = 1000 kg	M = 500 kg
Roberts	$t = 0.4 \cdot M^{0.333}$	6	6	5	4	3
Moorhouse	$t = 0.923 \cdot M^{0.303}$	11	10	9	7	6
TNO	$D = 0.852 \cdot M^{0.260}$	7	7	6	5	4
Fay-Lewis	$D = 2.57 \cdot M^{0.167}$	10	10	9	8	7

Si può notare come, per verificare i resoconti riportati dai testimoni circa l'altezza e le dimensioni del fireball, i modelli prevedono che occorra un quantitativo di propano che genera la sfera di fuoco inferiore a 1000 kg e, più precisamente, intorno ai 500 kg. A tali quantitativi corrisponderebbe anche una durata del fenomeno di circa 3-4 secondi.

Assumendo una quantità di calore trasmesso per irraggiamento pari al 35% del calore totale emesso (dato il calore di combustione del propano pari circa 46400 kJ/kg), si ricava una potenza termica superficiale emessa per irraggiamento pari a circa 340 kW/m<sup>2</sup>, congruente con i valori comunemente riportati per questo tipo di incidenti, che sono compresi nel range 320-375 kW/m<sup>2</sup>. Assumendo un fattore di trasmissività dell'atmosfera di 0,66 e, in base alle distanze in gioco, calcolando un fattore di vista pari a 0,04, a 100 dalla verticale del fireball si ricava un flusso termico ricevuto pari a circa 9 kW/m<sup>2</sup>.

Da dati riportati in letteratura [1-2], a tale valore di intensità termica corrisponde un tempo per il raggiungimento della soglia del dolore superiore a 8-10 secondi, ben maggiore del tempo di durata del fireball in oggetto. Ciò rispecchia la mancanza di danni alle persone riscontrata e supporta il valore per la massa di combustibile adottato nel calcolo delle dimensioni del fireball.

## 2.2 La BLEVE

La BLEVE è l'esplosione fisica associata all'espansione del contenuto di un recipiente in cui è presente un liquido pressurizzato ad una temperatura superiore a quella di ebollizione a pressione atmosferica, quando il suddetto recipiente perde improvvisamente la sua integrità. Le conseguenze immediate di questo fenomeno sono il lancio di frammenti, che si generano dalla rottura in più parti del recipiente stesso, e l'onda d'urto associata all'espansione del fluido.

Per quest'ultimo effetto, a rigore, occorrerebbe considerare sia l'espansione diretta della sola fase vapore presente inizialmente nel recipiente integro, che passa dalla pressione iniziale di processo a quella finale (nella stragrande maggioranza dei casi quella atmosferica), sia l'effetto associato all'espansione del vapore che si produce istantaneamente (*flash*) a seguito della vaporizzazione di parte del liquido che si trova ad avere un contenuto termico maggiore rispetto a quello di equilibrio alla nuova pressione. Tuttavia, va osservato che molti dei modelli proposti in letteratura trascurano quest'ultimo quantitativo di vapore e calcolano la sovrappressione in base al solo vapore iniziale.

Come abbiamo visto, se il fluido rilasciato è infiammabile, in caso di innesco, come nel caso specifico in esame, l'esplosione è seguita anche dal fireball.

Per il calcolo delle conseguenze associate alla BLEVE accaduta nell'incidente in questione, si seguiranno due approcci. Nel primo verranno adottati alcuni dei più comuni metodi di calcolo impiegati in letteratura per il calcolo delle conseguenze nell'analisi di rischio: questi metodi sono applicati prevalentemente in fase predittiva e sono quindi spesso piuttosto conservativi, così come è risultato nel nostro caso. Il secondo approccio, invece, impiega un modello proposto più recentemente [3], che assume la trasformazione ad entropia crescente: esso risulta meno conservativo dal punto di vista della sicurezza, ma più realistico del precedente. I dettagli dei calcoli effettuati sono riportati nelle Tabelle 2 e 3.

Tabella 2 Caratteristiche della BLEVE di propano surriscaldato (trasformazione isoentropica)

Dati di partenza		Valore
Pressione atmosferica	$P_a$ (bar)	1
Pressione nel serbatoio subito prima della BLEVE	$P$ (bar)	12
Temperatura del liquido subito prima della BLEVE	$T_0$ (K)	320
Volume di gas nel serbatoio	$V_v$ (m <sup>3</sup> )	9
Volume di liquido nel serbatoio	$V_l$ (m <sup>3</sup> )	1
Temperatura di ebollizione alla pressione atmosferica	$T_b$ (K)	231
Temperatura critica del liquido	$T_c$ (K)	370
Densità del liquido	$D_l$ (kg/m <sup>3</sup> )	500
Densità del vapore	$D_v$ (kg/m <sup>3</sup> )	18
Rapporto calori specifici a pressione e a volume costante	$K$ (-)	1,13
Calore specifico a pressione costante	$C_p$ (kJ/kg K)	2,60
Calore di vaporizzazione del liquido	$H_v$ (kJ/kg)	445
Calcoli effettuati		Valore
Frazione di liquido evaporato	$F = 1 - \exp \left\{ -2,63 \cdot \frac{C_p}{H_v} \cdot (T_c - T_b) \left[ 1 - \left( \frac{T_c - T_0}{T_c - T_b} \right)^{0,38} \right] \right\}$ (-)	0.50
Volume $V^* = V_v + V_l \cdot F \cdot \left( \frac{D_l}{D_v} \right)$	(m <sup>3</sup> )	22.8
Energia rilasciata $W_{TNT} = \frac{0.021 \cdot P \cdot V^*}{K - 1} \cdot \left[ 1 - \left( \frac{P_a}{P} \right)^{\frac{K-1}{K}} \right]$	(kg TNT eq.)	11

Tabella 3 Caratteristiche della BLEVE di propano surriscaldato (trasformazione ad entropia crescente)

Dati di partenza		Stato iniziale	Esplosione	Isoentropica	Entropia crescente
Pressione $P_0$	(kPa)	700	1200	101,3	101,3
Temperatura	(K)	280	320	230	230
Massa del vapore	(kg)	114	335	283	554
Massa del liquido	(kg)	519	298	350	79
Massa totale $m_T$	(kg)	633	633	633	633
Volume specifico vapore $V_G$	(m <sup>3</sup> /kg)	0,0791	0,0279	0,432	0,432
Volume specifico liquido $V_L$	(m <sup>3</sup> /kg)	0,001927	0,0022	0,001719	0,001719
Volume specifico sistema	(m <sup>3</sup> /kg)	0,01581	0,002476	0,1941	0,3782
Volume totale vapore	(m <sup>3</sup> )	9	9,34	122	239,2
Volume totale liquido	(m <sup>3</sup> )	1	0,66	1	0,1
Volume totale $V_i$	(m <sup>3</sup> )	10	10	123	239
Frazione di vapore $x$	(-)	0,1798	0,5294	Vedi sotto	Vedi sotto
Energia interna spec. vapore $U_G$	(kJ/kg)	549,7	582	483,7	483,7
Energia interna spec. liquido $U_L$	(kJ/kg)	250,3	349,2	100,1	100,1
Energia interna spec. sistema	(kJ/kg)	304,1	472,4	271,6	435,7
Energia interna totale vapore	(MJ)	63	195	137	268
Energia interna totale liquido	(MJ)	130	104	35	8
Energia interna totale $U_i$	(MJ)	192	299	172	276
Entropia specifica vapore	(kJ/kgK)	5,643	5,612	5,728	5,728
Entropia specifica liquido	(kJ/kgK)	4,335	4,697	3,863	3,863
Entropia specifica sistema	(kJ/kgK)	4,570	5,182	4,697	5,495
<b>Calcoli effettuati</b>		<b>Isoentropica</b>	<b>Entropia crescente</b>		
Frazione di vapore		$x = \frac{S_1 - S_{f2}}{S_{g2} - S_{f2}} = 0.4472$	$x = \frac{m_L \cdot P_0 \cdot V_L - V_i \cdot P_0 + m_T \cdot U_L - U_i}{[(U_L - U_G) - (V_G - V_L) \cdot P_0] \cdot m_T} = 0.8749$		
Variazione energia interna		?U = 127 MJ	?U = 23 MJ		
Massa TNT equivalente $w_{TNT} = \beta \cdot 0.214 \cdot \Delta U$ ( $\beta = 0.4$ )		$w_{TNT} = 11$ kg	$w_{TNT} = 2$ kg		

I metodi confrontati si differenziano prevalentemente per il tipo di trasformazione termodinamica assunta durante il fenomeno esplosivo e quindi nel calcolo del quantitativo di TNT equivalente. I dettagli di tale calcolo sono rinviati ai lavori originali.

Lo scenario adottato per entrambi i metodi è congruente con quanto detto per il calcolo del fireball, cioè un serbatoio contenente circa 500 kg di propano allo stato liquido ( $\rho_L = 500$  kg/m<sup>3</sup>), e le condizioni iniziali prima della rottura (rispettivamente  $P_0 = 12$  bar e  $T_L = 320$  K) sono state assunte in conformità con i risultati ottenuti dalla simulazione della dinamica del processo di riscaldamento dovuto all'incendio esterno riportati in seguito (si veda il paragrafo relativo all'origine della BLEVE).

In Tabella 4 sono riportati a confronto i quantitativi di TNT equivalenti all'energia associata all'esplosione in esame, che si ottengono applicando, rispettivamente, il metodo di Baker [4], che fa uso dell'equazione di Brode [5] per il calcolo dell'energia dell'esplosione, il metodo di Prugh [6], che invece utilizza l'equazione di Brown, e quello di Planas-Cuchi *et al.* [3].

Tabella 4. Quantitativi di TNT equivalente alla BLEVE calcolati con vari modelli di letteratura

Modello	kg di TNT equivalente	Picco di pressione a 20 m (mbar)	Picco di pressione a 30 m (mbar)
Baker (recipiente cilindrico) [4]	17,7	262	145
Prugh [6]	7,51	130	80
TNO (isentropica)	11 (isoentropica)	157	94
Planas-Cuchi <i>et al.</i> [3]	2 (entropia crescente)	80	48

In questa sede preme solo osservare che, con riferimento ai dati sperimentali disponibili, vale a dire all'entità dei danni riscontrati a seguito dell'incidente, il metodo che più si avvicina alla realtà dei fatti è quello di Planas-Cuchi *et al.* [3], che assume una trasformazione ad entropia crescente.

Con l'opportuna premessa che i valori di riferimento assunti per i danni riscontrati sono puramente indicativi, essendo ottenuti da generiche tabelle di letteratura, si conclude che, in base all'ultimo modello adottato, il quantitativo di TNT equivalente all'energia in gioco durante l'esplosione è di circa 2 kg.

### 2.3 L'origine della BLEVE

L'origine dell'esplosione del serbatoio è da ricercare nell'incendio della pozza che si era formata a seguito del rilascio. Come già detto, infatti, la BLEVE consiste nell'espansione immediata di un liquido che si viene a trovare improvvisamente ad una temperatura superiore a quella di ebollizione a pressione atmosferica.

Questo può essere causato sia da un cedimento strutturale del contenitore dovuto ad esempio ad urto, a corrosione, ecc., sia all'indebolimento del materiale causato da una temperatura troppo elevata dello stesso. Quest'ultimo fenomeno è quello più comune e si verifica tipicamente quando un recipiente contenente un gas liquefatto a pressione si trova esposto ad un incendio esterno per un tempo sufficiente affinché la temperatura del mantello raggiunga valori tali per cui la resistenza meccanica del materiale risulta minore della sollecitazione imposta dalla pressione interna.

La rapidità con cui avviene il cedimento dipende da diversi fattori quali il flusso termico incidente, lo spessore del mantello, il grado di riempimento del serbatoio, l'eventuale presenza ed il settaggio della valvola di sicurezza, la temperatura iniziale, ed altri. In particolare il grado di riempimento influisce in maniera marcata sulla velocità del fenomeno, in quanto la zona di metallo a contatto del vapore cede molto più lentamente il calore all'interno di quanto non faccia il metallo a contatto del liquido, per via del più basso coefficiente di scambio. Per tale motivo la temperatura del metallo a contatto del vapore cresce molto di più (e tanto di più quanto più calore riceve) portando rapidamente alla drastica riduzione della resistenza meccanica del materiale.

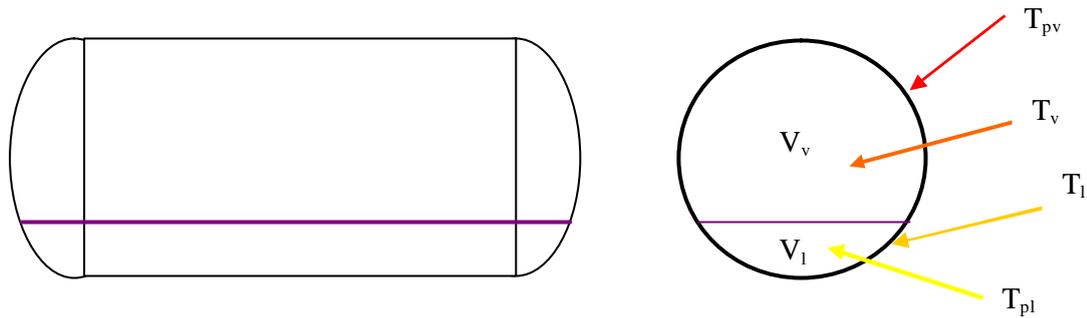
Nel caso in questione, il serbatoio è rimasto sostanzialmente avvolto completamente nelle fiamme per un tempo di circa 25 minuti, ricevendo il calore, che per un incendio da pozza di propano può essere stimato intorno ai 200-250 kW/m<sup>2</sup>, su tutta la superficie.

La perdita dal serbatoio, che ovviamente non è nota in termini di portata, da un lato ha alimentato la pozza e quindi l'incendio, e dall'altro ha limitato la velocità di incremento della pressione, all'interno del serbatoio, rispetto al caso in cui esso fosse rimasto esposto alle fiamme integro (il serbatoio dell'autocisterna era privo di valvola di sicurezza). Una conseguenza importante di ciò è che non è possibile stimare con certezza la pressione all'interno del recipiente durante l'esposizione al fuoco, anche se ai fini pratici, come si vedrà in seguito, questa non è molto importante sull'esito dell'incidente.

In base alle testimonianze, l'incendio si è innescato dopo 5 minuti dall'inizio della perdita e si è concluso dopo 25 minuti con l'esplosione del serbatoio, quando, come si è visto prima, si può stimare che esso contenesse ancora un quantitativo compreso tra 500 e 1000 kg di propano residuo.

Da questi dati si calcola una portata media rilasciata pari a circa 1.6 kg/s e che il contenuto di liquido, all'inizio dell'incendio, fosse pari a 3400 kg. Infine si è assunto che la pressione iniziale fosse pari alla tensione di vapore del liquido a temperatura ambiente.

Sono state svolte diverse simulazioni in diverse condizioni, variando sia il flusso termico che la pressione e ricavando gli andamenti delle temperature delle principali zone in cui è stato suddiviso il sistema (vedi Figura 2).



Caratteristiche del serbatoio	Legenda
Lunghezza totale = 3700 mm;	V <sub>v</sub> = Volume occupato da fase vapore;
Diametro esterno = 2050 mm;	V <sub>l</sub> = Volume occupato da fase liquida;
Spessore = 9 mm;	T <sub>pv</sub> = Temperatura parete serbatoio a contatto con fase vapore;
Mantello: R = 62 kg/mm <sup>2</sup> ; Sn = 45 kg/mm <sup>2</sup>	T <sub>v</sub> = Temperatura fase vapore;
Fondi: R = 52 kg/mm <sup>2</sup> ; Sn = 36 kg/mm <sup>2</sup>	T <sub>l</sub> = Temperatura fase liquida;
	T <sub>pl</sub> = Temperatura parete serbatoio a contatto con fase liquida.

Figura 2. Caratteristiche del serbatoio

Nella Figura 3 si riporta il confronto tra gli andamenti della temperatura della parete del serbatoio a contatto con la fase vapore, al variare della pressione. Per queste prove il flusso termico è stato fissato a 200 kW/m<sup>2</sup>.

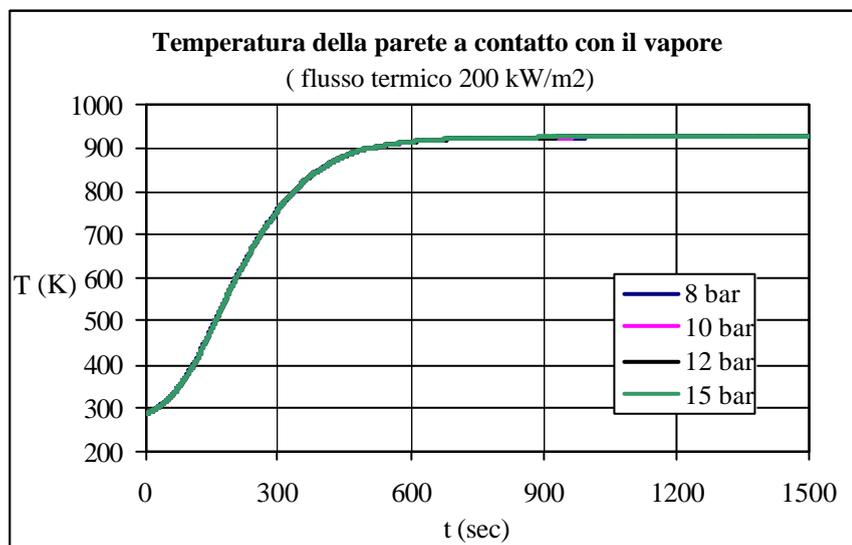


Figura 3. Andamento della temperatura della parete a contatto con il vapore al variare della pressione per un flusso termico di 200 kW/m<sup>2</sup>.

Questa temperatura è quella di maggiore interesse in quanto, essendo quella corrispondente alla zona del serbatoio più “calda”, da essa dipende la capacità di resistenza e quindi il tempo di rottura del serbatoio stesso.

Si può osservare chiaramente come gli andamenti calcolati alle diverse pressioni coincidano su tutto l’intervallo di tempo esaminato, dimostrando una sostanziale indifferenza di tale temperatura rispetto alla pressione. Per inciso occorre osservare che ciò non è vero per le altre temperature ma, come già messo in evidenza sopra, queste non hanno influenza sul tempo di rottura.

Nelle Figure 4 e 5 sono invece riportati gli andamenti delle temperature di tutte le zone del serbatoio per i due valori estremi del flusso termico incidente.

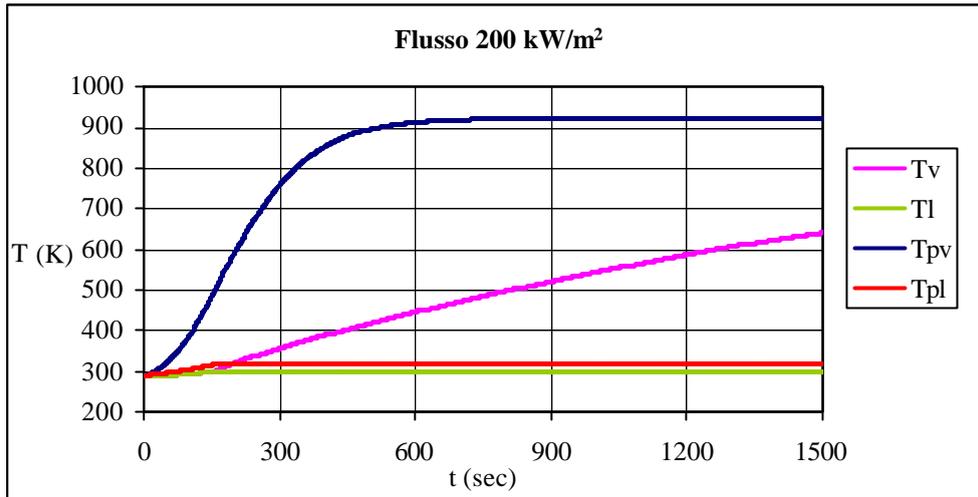


Figura 4. Andamento delle temperature nelle varie zone del serbatoio per un flusso termico di 200 kW/m<sup>2</sup>.

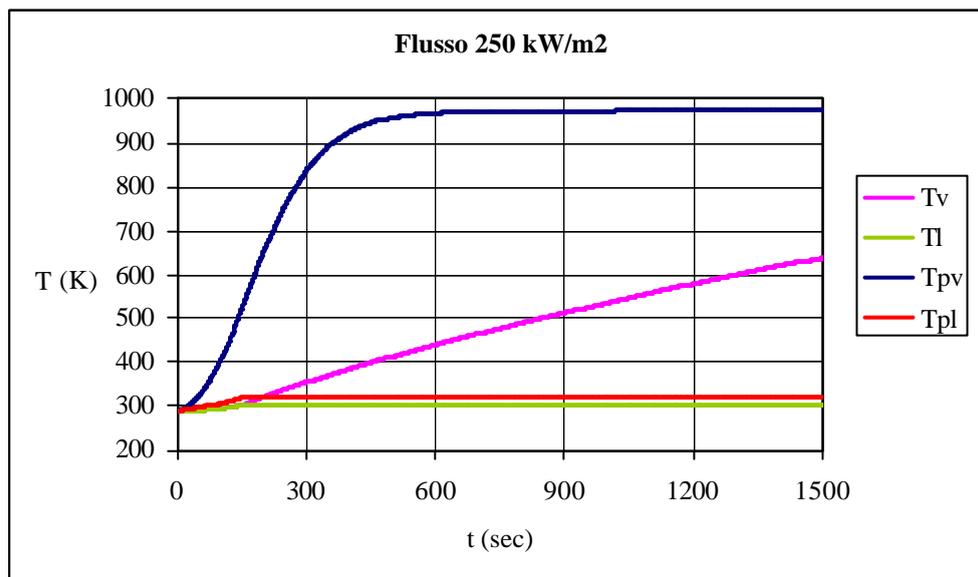


Figura 5. Andamento delle temperature nelle varie zone del serbatoio per un flusso termico di 250 kW/m<sup>2</sup>.

Come si può osservare dai grafici, con l'eccezione della temperatura  $T_{pv}$ , gli andamenti delle altre temperature sono sostanzialmente coincidenti.

Per quanto riguarda invece più in dettaglio la temperatura di parete, si osserva come ad un livello di irraggiamento maggiore corrisponda una più alta velocità di crescita di  $T_{pv}$  ed un più elevato valore della temperatura finale di equilibrio si veda la figura seguente per il confronto diretto (vedi Figura 6).

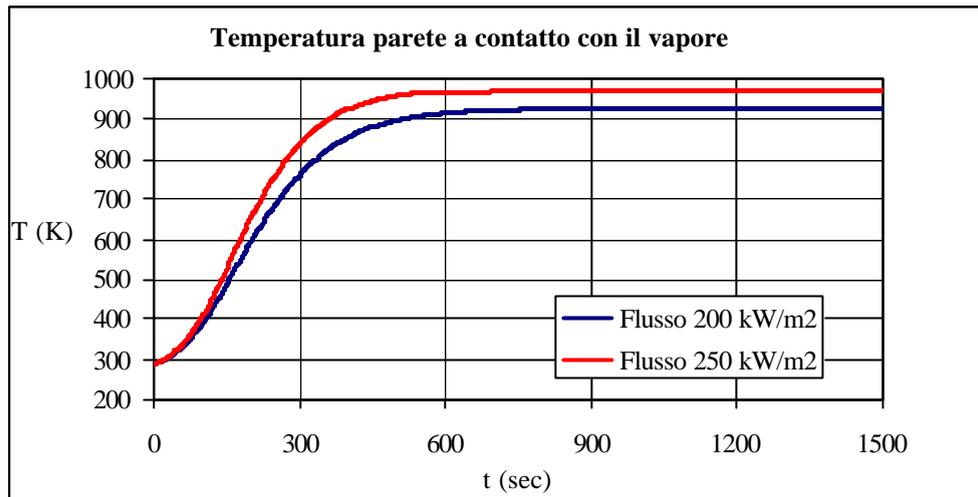


Figura 6. Andamento della temperatura della parete a contatto con il vapore per un flusso termico di 200 e di 250 kW/m<sup>2</sup>.

Dai grafici si nota come al momento della rottura, che come ricordato è avvenuta dopo circa 25 minuti dall'inizio dell'incendio, la temperatura della parete del recipiente a contatto col vapore si trovi a 650 e 700°C, rispettivamente per i valori del flusso termico di 200 e 250 kW/m<sup>2</sup>. In particolare la temperatura di 600°C viene superata già dopo 7 minuti e dopo 5 minuti e mezzo, rispettivamente, dall'inizio dell'incendio.

Il risultato di queste simulazioni è in linea con alcuni dati sperimentali (per la verità non molto comuni) riportati in letteratura. Ad esempio Moodie *et al.* [7] hanno condotto prove sperimentali utilizzando un serbatoio cilindrico orizzontale lungo 4.88 m, con diametro pari ad 1.7 m ed uno spessore di 11.85 mm. Il serbatoio conteneva propano liquido e veniva avvolto in un incendio da pozza di gasolio per il quale si può assumere un flusso termico pari a 100÷105 kW/m<sup>2</sup>. Nelle varie prove veniva modificato il grado di riempimento e la pressione del serbatoio era controllata dall'intervento di una valvola di sicurezza a circa 15 bara. Per i due casi corrispondenti ad un grado di riempimento del 36 e del 58%, in corrispondenza dei quali si è avuto una durata dell'incendio di 21 e 26 minuti, rispettivamente, la massima temperatura di parete è risultata di 657 e 610°C. Ciò è congruente con i risultati ottenuti nel presente lavoro, tenendo conto del fatto che, nelle prove in questione, il flusso termico era più basso e lo spessore del recipiente maggiore.

A ulteriore sostegno di questo confronto si può dire anche che, per la prova al 72% del grado di riempimento, l'incendio è durato fino a 31 minuti mentre la massima temperatura è stata di "solo" 572°C. Ciò conferma il fatto che quanto minore è il contenuto di liquido tanto più rapidamente sale la temperatura del metallo, come è risultato nel caso del serbatoio dell'incidente.

Ora, pur senza tenere conto delle autotensioni diffuse indotte dalla differenza di temperatura tra il metallo a contatto del vapore e quello a contatto del liquido, resta il fatto che alle temperature in questione la resistenza meccanica dell'acciaio si riduce a valori pari al 10-15 % (Birk [8] ed Eurocodice prEN 1993-1-2) di quello a temperatura ambiente. Assumendo un carico di rottura  $s_R = 65 \text{ kg/mm}^2$  ciò significa che nelle condizioni raggiunte a seguito dell'esposizione alle fiamme, il valore effettivo si aggira intorno agli 8,45 kg/mm<sup>2</sup>, mentre la sollecitazione imposta dalla pressione interna arriva a circa 13,7 kg/mm<sup>2</sup>. Ciò spiega ampiamente il cedimento del serbatoio.

## 2.4 L'incendio da pozza

A questo punto della ricostruzione resta da verificare la dinamica dell'incendio della pozza di propano. In base ai volumi ed ai tempi in gioco, si è dedotto che la perdita dall'autocisterna sia quantificabile intorno a 1,6 kg/s.

Assumendo un calore di combustione  $\Delta H_c$  di 46500 kJ/kg ed un calore di vaporizzazione  $\Delta H_v$  di 445 kJ/kg, la velocità di consumo della pozza  $y$ , espressa in kg/m<sup>2</sup>s si può calcolare dall'equazione (Burgess et al. [9])

$$y = 1,27 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{\Delta H_c}{\Delta H^*} \cdot \rho_L \quad (1)$$

dove

$$\Delta H^* = \Delta H_v + \int c_p dT \quad (2)$$

In accordo con i risultati riportati in letteratura per incendi analoghi, le equazioni riportate forniscono una velocità di consumo pari a circa 0.1 kg/m<sup>2</sup>s, e delle dimensioni geometriche delle fiamme di una base di circa 5 m di diametro ed un'altezza di 13 m. Queste fiamme sono quelle che hanno avvolto completamente il serbatoio dell'autocisterna e, a seguito del forte surriscaldamento del metallo, ne hanno causato l'esplosione.

## CONCLUSIONI

La caratterizzazione (quantificazione) dei fenomeni chimico-fisici consente anche, mediante l'uso degli strumenti propri della analisi dei rischi, come l'analisi di operabilità (Hazop) e l'albero dei guasti (fault tree) di razionalizzare il contesto della indagine tecnica e di fornire elementi concreti per la individuazione comparata attraverso numerosi riscontri incrociati, di tutti e di ciascuno degli eventi incidentali elementari ed in particolare di quell'evento elementare iniziatore della complessa sequenza incidentale. In buona sostanza l'uso di questi strumenti consente di individuare in forma logica quali sono gli eventi elementari e in quale modo essi hanno concorso nel determinismo della sequenza incidentale.

Per il caso in esame, la riservatezza giudiziaria non consente di riferire circa il dettaglio delle singole deviazioni e delle relative cause, pertanto sia l'analisi di operabilità che l'albero dei guasti vengono già riportati in veste affatto ridotta limitandoci qui a tener conto della osservazione relativa alle caratteristiche della sorgente del rilascio peraltro confermato dalle osservazioni oggettive dei presenti. Infatti al riguardo il calcolo ha primariamente consentito di verificare che la portata del *rilascio* è stata rilevante, talché è ragionevole ritenere che la *sorgente* del rilascio si è verificata per un *collasso* del sistema di contenimento.

L'analisi di operabilità (HAZOP), ricostruita a posteriori in termini quindi post-dittivi e con riferimento ai riscontri oggettivi ed alle indagini tecniche fin qui relazionate, ha consentito di ricostruire una tabella sinottica delle deviazioni, cause e conseguenze, tra loro connesse, mostrata in Tabella 6 (la Tabella è intenzionalmente incompleta per motivi di riservatezza).

Tabella 6. Tabella sinottica di deviazioni, cause e conseguenze

Deviazioni	Cause	Conseguenze	Scenario (evento elementare)
<b>Strutturali</b>			
<b>Manutentive e/o modificative</b>			
<b>Di manovra</b>			

L'albero dei guasti, schema logico cause/conseguenze suggerito dalla analisi di operabilità di cui sopra riportato in Figura 7, mostra, secondo lo schema logico di questo tipo di rappresentazione a porte *and* e *or*, in modo sinottico gli eventi elementari possibili che conducono al rilascio non controllato e di rilevante portata del GPL (top event).

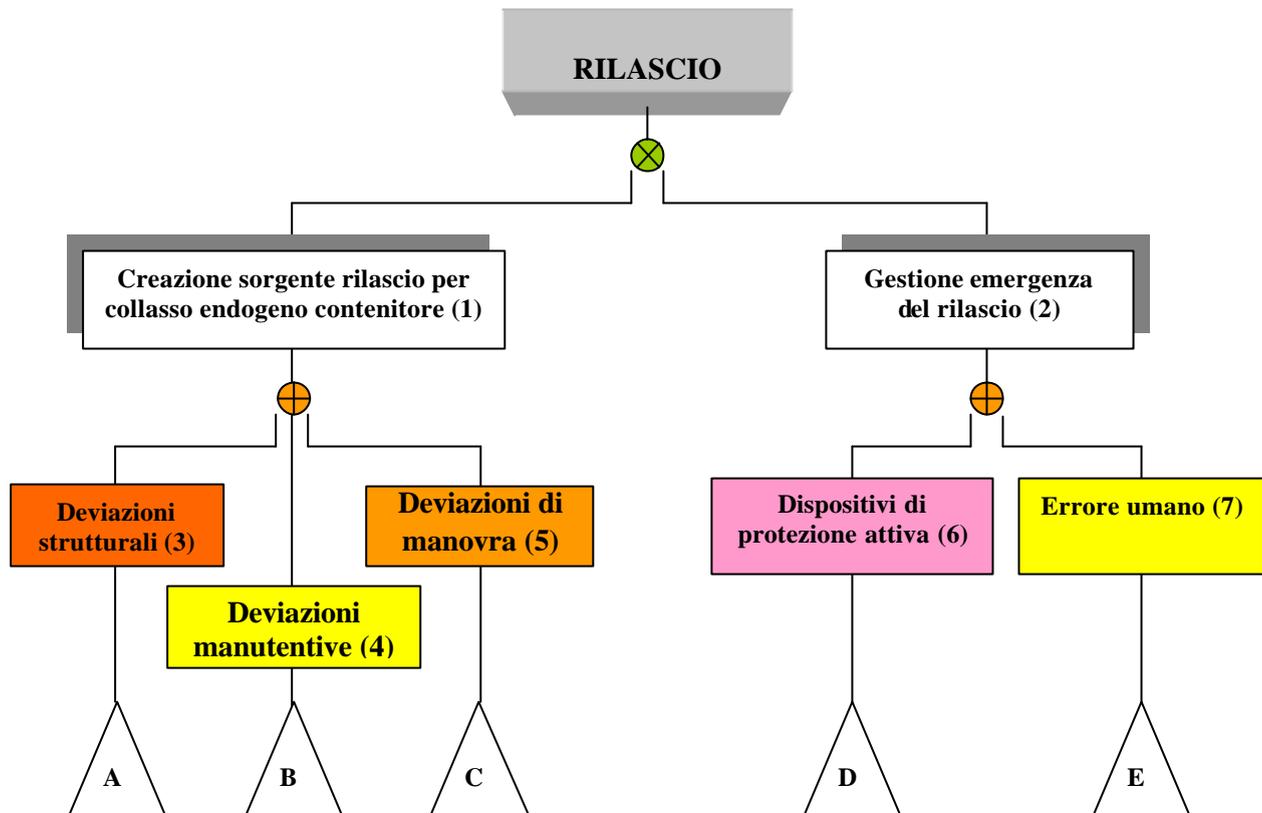


Figura 7. Albero dei guasti

Leggendo tale rappresentazione partendo dal top event (rilascio) si osserva che gli eventi elementari che in modo sinergico (porta “and” ⊗) lo hanno reso possibile sono:

- L'essersi realizzata una *sorgente* di rilascio di GPL che essendo stata di rilevante portata non può essere riferita ad un difetto minimale di tenuta, ma deve essere ricondotta ad una importante, occasionale *soluzione di continuità* nell'impianto di travaso e/o ad un *collasso* dello stesso;
- Inefficacia della gestione della emergenza (blocco del rilascio) per inadeguatezza del sistema tecnologia/uomo preposti a questa azione.

Continuando nella lettura dell'albero dei guasti passiamo a descrivere gli eventi elementari che in modo autonomo (porta “or” ⊕) possono aver prodotto l'evento elementare n.1.

- Deviazioni STRUTTURALI: sono state rilevate numerose deviazioni strutturali schematizzate nella rappresentazione con il triangolo contrassegnato con la lettera A;
- Deviazioni MANUTENTIVE e/o di MODIFICA: sono state rilevate deviazioni manutentive schematizzate nella rappresentazione con il triangolo contrassegnato con la lettera B;
- Deviazioni di MANOVRA: sono state rilevate deviazioni di manovra schematizzate nella rappresentazione con il triangolo contrassegnato con la lettera C;

Passando ora all'altro ramo dell'albero dei guasti passiamo a descrivere gli eventi elementari che in modo autonomo (porta “or” ⊕) possono aver prodotto l'evento elementare n.2.

- Dispositivi di protezione: sono state rilevati possibili deviazioni di efficacia dei dispositivi in questione indicati nell'albero di guasto con la lettera D;
- Errore umano: al riguardo si può soltanto ricordare che gli aspetti prevalenti di un errore umano (a parte l'attenzione) sono anch'essi in genere di natura oggettiva (non dipendono cioè dal soggetto peraltro qui chiamato ad operare in condizioni di grave emergenza anche per la propria sicurezza), ma afferiscono a condizioni indipendenti dalla volontà del singolo e che riguardano la formazione ricevuta e l'esperienza dallo stesso maturata indicati nell'albero di guasto con la lettera D.

## RIFERIMENTI

1. API (1966), API Recommended Practice 521, Washington, American Petroleum Institute.
2. World Bank (1985), Manual of industrial hazard assessment techniques, ed. P.J. Kayes. Washington DC, Office of environmental and scientific affairs. World Bank
3. Planas-Cuchi E., Salla J. M., Casal J., (2004), Calculating overpressure from BLEVE explosions, Journ. of Loss Prev. in the Proc. Ind., 17, 431-436
4. Baker, W. E., Cox, P. A., Westine, P. S., Kulesz, J. J., Strehlow R. A., (1983), Explosion Hazards and Evaluation, New York, Elsevier.
5. Crowl, D. A., Louvar, J. F., (1990), Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications. Englewood Cliffs, N.J., Prentice Hall.
6. Prugh, R. W., (1988), Quantitative Evaluation of `BLEVE' Hazards, 22nd Loss Prevention Symposium, New Orleans, LA, New York, American Institute of Chemical Engineers
7. Moodie K., Kowley L.T., Denny R.B., Small L.M., Williams T. "Fire engulfments Tests on a Five Tonne LPG Tank" Journal of Hazardous Materials, 20, (12) (1988), pp. 55-72
8. Birk A.M. "Scale Effects with Fire Exposure of Pressure-Liquefied Gas Tanks", Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 8, (5) (1995), pp. 275-290.
9. Burgess, D. S., Strasser, A., Grumer, J., (1961), Diffusive Burning of Liquid Fuels in Open Trays, Fire Res. Abs. and Rev., 3, 177.