

(昭和 59 年 11 月 日本造船学会秋季講演会において講演)

液化ガスタンカーの安全性に関する研究

(その 1 貨物の潜在的危険性とその評価)

正員 恵 美 洋 彦*

Study on Safety of Liquefied Gas Tankers

(Part 1: Potential Hazards and Risk Assessment of the Products)

by Hirohiko Emi, *Member*

Summary

The paper briefly describes a study on potential hazards of thirty products listed in the IGC code¹⁾ and risk assessment of the products. They are one of problems which should be solved for safety assessment of liquefied gas tankers.

Some of knowledges gained are as follows ; a) All of the potential hazards could be presumably pointed out, b) State and phenomenon of the products involved can be assumed and some of simple assumption methods are proposed, c) Some of simple assumption methods are also proposed for the risk assessment, such as dangerous distance of vapour cloud, fire-explosion etc.

The study is mainly based on data available for LNG, Propane and Oil products. It is desirable to be experimentally studied on Ammonia, Butane and Ethylene as typical substances, since it seems that their characteristics at dispersion into atmosphere, and evaporation and spreading onto water are different from those of LNG, Propane and Oil products.

1 序 論

液化ガスタンカーの安全性評価では、最初に、貨物が有する潜在的危険性を評価する必要がある。これは、起こり得る危険の種類およびその大きさ(危険度)を予測することである。

危険性評価として貨物の流出拡散や火災爆発の災害予測および関連する問題は LNG 船等に関して多くとりあげられている。ほかに反応、低温、高圧のように破壊等の事故発生要因となる危険も評価する必要がある。

液化ガスタンカーの貨物対象品は、現在、30 品目である¹⁾。この中には、LNG や LPG とは異なる危険性、即ち可燃危険性のほか、反応、毒または腐食危険性を有する物質もある。また、貯蔵やその他の貨物取扱いにおける貨物の状態(相、温度、圧力)が異なると、同じ物質でも危険性の相違がある。これは貨物の状態による温度圧力それ自身が、直接的な危険を有するほか、前述の各種危険の発生や大きさに関連するからである。

本論文では、これらのすべてを対象とした貨物の潜在的危険性評価法、即ち発生するおそれのある危険の種類およびその危険度の予測法について検討した結果を報告

する。さらに、危険性評価の一環としての貨物の状態の近似的推定法についても述べる。

本研究は、機械-人間系の危険性評価と組合わせて液化ガスタンカーの安全性評価とするのを目的とする。この関係を式で表わすと

$$D(\text{危険の程度}) = \sum (C_i \cdot P_i) \quad (1)$$

$$\text{危険の許容限度 } S \geq D \quad (2)$$

となる。 C_i は、危険 i の大きさ。 P_i は、危険 i の発生確率である。 $C_i \cdot P_i$ は、危険 i の期待値といえる。 S は良好な就航実績を有する現存船の D を求め、その値とするのも一つの案である。本報では、主として、危険 i の明確化とその大きさ C_i の予測に関する事項を扱う。

2 危険性評価各論(状態危険を除く)

2.1 可燃(火災爆発)危険性の評価法

(1) 火災爆発危険性の種類と評価

可燃性危険を燃焼特性あるいは等級^{2),3)}で評価するのはよく知られているが、貨物の潜在的危険性評価としては、量、状態等を含めて考慮する必要がある。このためには、適当な想定事故に対して災害予測を行う。貨物火災爆発としては次に掲げるような種類を想定できる。貨物によって、これらの事故の発生し易さには相違がある。

* 日本海事協会神戸支部

既存の等級分類^{2),3)}ではこの相違はわからない。貨物の特性(蒸発性, 拡散性, 燃焼特性等), 事故例等によって判断する(数グループに分類するのも一案である)。

〔タンク, 容器等内の火災爆発〕

(a) 閉田空間内の混合ガス爆発(爆発下限到達時間, 化学量論濃度×燃焼熱)

(b) プール火災(放射熱, 燃焼速度×燃焼熱)

〔船内漏えい・流出時の火災爆発〕

(c) 漏えい火災(漏えい量×燃焼熱)

(d) 閉田空間内の混合ガス爆発(前(a)と同じ)

(e) プール火災(前(b)と同じ)

〔船外漏えい・流出時の火災爆発〕

(f) 瞬間的混合ガス爆発(爆風圧)

(g) 海面プール火災(放射熱, 燃焼速度×燃焼熱)

(h) ファイアボール(放射熱)

(i) 蒸気雲火災爆発(危険ガス濃度範囲)

括弧内は評価方法の例である。放射熱, 爆風圧およびガス濃度はある限界値となる距離(限界距離)で判断する。この限界値は, 文献^{4),5)}を参考とし, “短時間で人体に重大な障害を与える値”として次による。

爆風圧 ; 1.0 kg/cm²

プール火災放射熱 ; 7,000 kcal/m²H

ファイアボール放射熱 ; 40,000 kcal/m²H

ガス濃度 ; LEL/2

(2) 特殊な可燃性貨物対象品

アンモニアおよび臭化メチルは, 前述の等級分類²⁾では等級1のランクの可燃性物質である。いずれも, 爆発範囲が狭く, 燃焼熱が低くかつ着火エネルギーが高い。

文献⁶⁾には, 約 280 件のアンモニアの事故例が収録されており, うち 16 件が燃焼反応を伴う事故例である。着火源は空気との混合圧縮, ストープ・こんろ, 溶接, 電気火花, 不明であり, 閉田区域でのみ発生している。

臭化メチルの事故例は見当たらない。燃焼特性から判断するとアンモニアと同程度以下の危険度といえる。

両方共, 開放区域での火災爆発危険は考えない。

2.2 反応危険性の評価法

反応危険には, 自己反応および相互反応危険がある。いずれも危険物生成, 発熱, 圧力上昇, 爆発等を伴う反応を起こし, 装置破壊や混合ガス爆発のような二次的災害を誘発する。評価としては, 反応の発生条件を明確にし, 液化ガスタンカーで発生するか否かを検討する。

(1) 自己反応危険

危険な自己反応としては, 分解と重合反応がある。

最初に NFPA 等²⁾の反応危険等級分類で検索し, 等級1以上の物質の反応性を文献調査した。次いで船舶の通常状態および異常状態において発生条件を満たし得るか否かについて検討した。発生条件は温度圧力, 空気

(酸素)や日光との接触, 不純物や触媒物質の存在である。なお, 炭化水素の水和物生成も反応の一種であり, 装置閉塞等の若干の危険性を有するが, ここでは考えない。

貨物対象品中, 11 品目は危険, その他は危険なしと評価できる。例えばエチレンは, 反応等級2であるが船舶では分解爆発発生条件(例 2,000 atm 以上の高圧)を満たし得ないので反応危険なしと評価する。

(2) 相互反応危険

相互反応危険(陸上では, 混合危険, 混触危険等という)は USCG の相互反応表⁷⁾で発生危険を検索する。

2.3 毒性危険(人体に対する有害性)の評価法

毒性物質としての危険度は, 毒性危険等級分類²⁾, 各種の許容濃度, 致死量等で評価できる。貨物としての毒性危険は, 可燃危険と同じく, 漏えい・流出事故を想定し, 閉田区域では限界濃度への到達時間, 開放区域では, 限界距離で危険度を判断する。限界濃度は可燃危険と同じ考え方で定める。次に, 陸上の指針⁸⁾, 致死量等を参考として定めた限界濃度を掲げる。

第1種 (300 ppm); 塩素

第2種 (2,500 ppm); 臭化メチル, 二酸化硫黄, イソプロピルアミン

第3種 (10,000 ppm); アンモニア, ジメチルアミン, 塩化エチル, エチレンオキシド, モノエチルアミン, プロピレンオキシド, 塩化ビニル, ビニルエチルエーテル, 塩化ビニリデン

上記に掲げてない貨物対象品にも, 若干の吸収毒性を有する物質がある。また, 人体との接触等の毒性危険がある貨物もある。これらはその毒性を明確にしておく。

2.4 材料との腐食および反応危険性評価法

材料腐食性は, 後に, 関連設備との組合わせで評価するために調査しておく。材料が反応の触媒となる危険性は, 2.2 (1) に示した反応の発生条件として調査する。

3 貨物の状態とその危険性(漏えい・流出を除く)

3.1 温度とその危険性

貨物の高温危険には, (a) 空気・可燃ガス混合体の圧縮温度上昇による着火および (b) 反応/腐食の発生/加速がある。危険温度は貨物毎に定まる。特に (b) は危険温度が低く機器故障や操作ミスの一つの事故から発生し得る例もあるので注意する。

低温による直接的危険は, (a) 人身傷害, (b) 船体構造等の低温破壊, (c) 各種装置の低温破壊や伸縮によるゆりみ/緊張, (d) 水和物・氷結および (e) 超低温(−190°C 程度以下)による過剰酸素状態の形成を挙げることができる。危険温度は個々の例で定まる。

3.2 圧力危険性

圧力による直接危険としては、次を考える。ただし、圧力変動による温度変化、および相変化を除く。

低圧；(a) 外気吸入による危険混合体の形成、(b) 低圧破壊

高圧；(d) 高圧破壊、(e) 高圧気体外部放出エネルギーによる破壊、(f) 反応または腐食の発生/加速、(g) 圧力逃し装置等からの危険物質の外部放出

上記(e)に関連して高圧液体の流出を圧縮歪の膨張仕事として計算してみると、同圧・同容量の気体(断熱膨張仕事として計算)の約1万分の1のエネルギーとなる(同質量では約1/200)。危険度は開放エネルギー(kg・m)×2.34×10⁻⁶=TNT 当量 kg として付録1で評価できる。

3.3 危険圧力とその圧力値の推定

危険な圧力発生の現象は、(a) 貨物蒸気圧、(b) 気体の希釈/圧縮、(c) 液体の機械的加圧および(d) 流動に分けられる(相変化を除く)。このうち、(a)と(b)は内部エネルギーの変化を伴い、温度も変わる。問題となりそうなケースの温度圧力について検討したが、多くは算術的計算、あるいは気体状態則、熱力学または流体力学計算で推定できる。例えば、前3.1の高温危険となる気体圧縮による温度上昇は、断熱変化として推定できる。

次に、二、三の検討結果を掲げておく。

(1) 貨物の過剰排出による温度圧力の低下

揚荷速度(Q_L : m³/H)が戻りガス流量(Q_G : m³/H)に比べて大きいとき、タンク内圧力低下、貨液蒸発および温度低下を招く。タンク内は飽和状態を保つとすると次式が成立する(Q_L と Q_G は、それぞれ、一定流量)。

$$dV_v(t)/dt = Q_L - Q_G = Q_v \quad (3)$$

$$\frac{dV_E(t)}{dt} = \frac{W(t)}{H_v \cdot \gamma_G} \left\{ \frac{di(t)}{dt} + \frac{dK(t)}{dt} \right\} \quad (4)$$

ここで、 V_v と V_E は気相部容積と蒸発ガス量 m³、 H_v と i は貨物の蒸発潜熱とエンタルピー kcal/kg、 K は、外部からの侵入熱量である。 t は、経過(時間)を表わす。タンク内貨液量 $W(t)$ (kg) は蒸発分を無視すると

$$W(t) = \gamma_L (V_0 - Q_L \cdot t) \quad (5)$$

となる。 γ_L は液比重量 kg/m³、 V_0 はタンク容積 m³である。外部侵入熱を無視すると(3)ないし(5)式から次式を得る。

$$\frac{di(t)}{dt} = H_v \frac{\gamma_G}{\gamma_L} \cdot \frac{Q_v}{V_0} \cdot \frac{1}{(1 - Q_L \cdot t/V_0)} \quad (6)$$

(6)式の解に $i(t) - i_0 = c_{pm}(T(t) - T_0)$ を代入すると次式を得る。 T は液温 °C、 c_{pm} は平均液比熱 kcal/kg°C。

$$\Delta T = T(t) - T_0 = \frac{H_v \cdot \gamma_G \cdot Q_v}{c_{pm} \cdot \gamma_L \cdot Q_L} \cdot \ln \left(1 - \frac{Q_L}{V_0} t \right) \quad (7)$$

(7)式の温度に対応する蒸気圧から圧力低下が求まる。圧力式や低温圧力式のように物性変化を無視できないときは数値計算する。試算では、圧力式は低温、低温式は低圧危険となる(圧力式の傾向は後の Fig. 5 と同じ)。

(2) 蓄圧(封じ込め)による圧力上昇

圧力上昇の記録を Fig. 1 に示す。Aは球形12万 m³型、Bはメムレン7万 m³型、Cはメムレン4万 m³型、Dは円筒形2.5万 m³型 LNG 船の実測記録による。Eは、方形方式4,000 m³型低温式 LPG 船の計算例⁹⁾である。

“侵入熱は表面高温液層 W_H の温度上昇に費やされ、 W_H は時間経過と共に段階的に増加する。気相部圧力は W_H の蒸気圧に等しい”の仮定と実測値から圧力上昇の簡易推定法を次のように導ける。

ある時間 t_i, t_{i+1} 間の侵入熱量 $\Delta U_{t_i, t_{i+1}} = K \cdot S \cdot \Delta T_{AL} \cdot (t_{i+1} - t_i)$ である。故に、この間の温度上昇 $\Delta T_{L, t_i, t_{i+1}}$ は

$$\Delta T_{L, t_i, t_{i+1}} = \frac{n_{t_i, t_{i+1}} \cdot K \cdot S \cdot \Delta T_{AL}}{W \cdot c_p} (t_{i+1} - t_i) \quad (8)$$

$$n_{t_i, t_{i+1}} = W / W_{H, t_i, t_{i+1}} \quad (9)$$

で表わせる。ここで、 K はタンク囲壁熱伝達率 kcal/m²・H・°C、 S は接液部タンク囲壁面積 m²、 ΔT_{AL} は内外の温度差 °C (一定と仮定できる)、 W は全貨液量 kg、 c_p は液比熱 kcal/kg°C、添字 $i, i+1$ は時間 t_i と t_{i+1} 間を表わす。温度上昇 ΔT が僅かの間では蒸気圧上昇 ΔP との間に $\alpha = \Delta P / \Delta T$ の直線関係が成り立つ。したがって、(8)式から

$$\Delta P_{t_i, t_{i+1}} = \frac{\alpha \cdot n_{t_i, t_{i+1}} \cdot K \cdot S \cdot \Delta T_{AL}}{c_p \cdot W} (t_{i+1} - t_i) \quad (10)$$

$$\Delta P(t) = \frac{\alpha \cdot K \cdot S \cdot \Delta T_{AL}}{c_p \cdot W} \left[\left\{ \sum n_{i-1, i} (t_i - t_{i-1}) \right\} + n_{i, i+1} (t - t_i) \right] \quad (11)$$

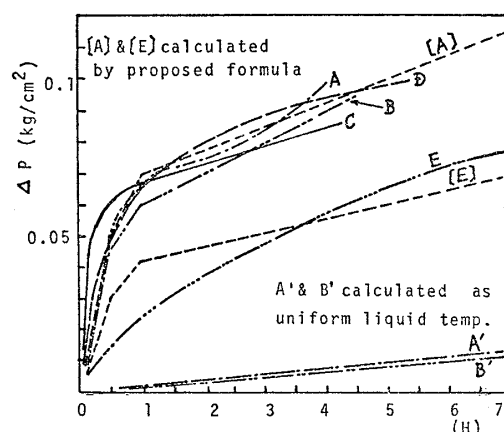
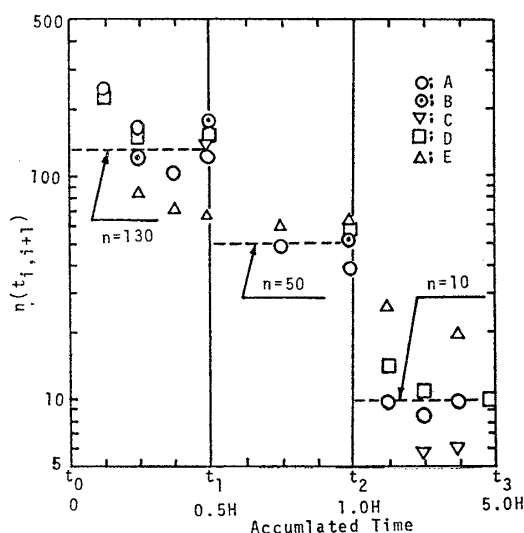


Fig. 1 Accumulated pressure without control of temperature and pressure

Fig. 2 n -value

を得る。ここで $t_i < t < t_{i+1}$ とする。 α は蓄圧開始時液温付近で傾斜を求めておく。 S は、角型タンクでは底部および他のタンクとの境界部を除く。 n は Fig. 2 に示すような実測値からの逆算により次の値とする。

$n_{0,1}=130$ 蓄圧経過 30 分 (0.5 H)

$n_{1,2}=50$ 蓄圧 30 分ないし 1 時間

$n_{2,3}=10$ 蓄圧 1 ないし数時間

計算例は Fig. 1 のとおりで、図示の範囲ではよく合うが条件 (短期・満載・港内) が異なると使用できない。

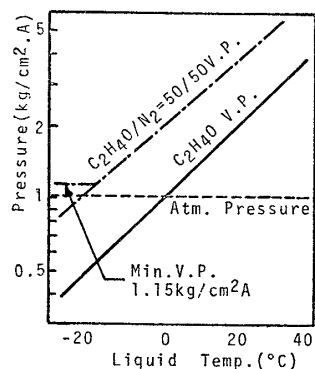
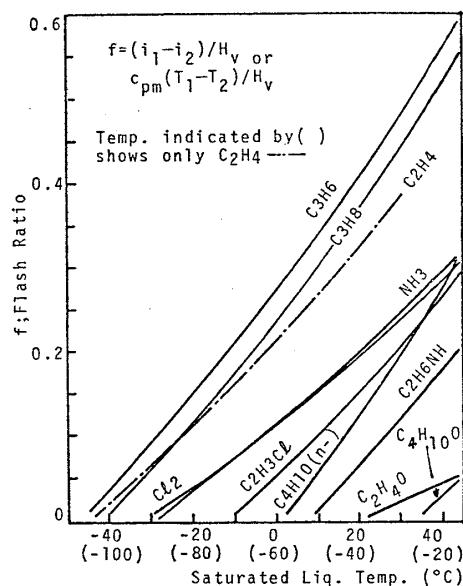
短期バラスト状態は、残液なしとして気体状態式から推定できる。圧力上昇速度は満載の数倍になる。

(3) 気体封入による圧力上昇

気相部に窒素を封入して貯蔵する場合、圧力は貨物蒸気圧より高い。この圧力は、理想気体と Dalton の分圧の法則に従い、気相と液相の温度は等しくかつ貨物ガスの分圧は貨物蒸気圧に等しいと仮定すれば、計算できる。算式は省略するが、計算例を Fig. 3 に掲げておく。

(4) 液膨張による過圧

過剰充填容器の圧力上昇は、膨張率から簡単に計算できるが重大事故に至った例もあるので注意を喚起してお

Fig. 3 Vapour pressure contained N_2 gas into ethylene oxide gas (50 : 50)Fig. 4 Flash ratio-“ f ”

く。液化ガスは 1°C の温度上昇で約 20 kg/cm^2 圧力上昇する。

3.4 貨物の流動による危険性

貨物の流動による危険には、サージ圧、スロッシングおよび高速気体流 (安全弁からの噴出) がある。いずれも事故例がある。これらは、設備との組合せで評価することになるので、ここでは、指摘のみに留める。

3.5 相変化による危険性

高圧飽和液体を低圧下におくと過熱状態となり内部エネルギーで瞬時に蒸発する。これをフラッシュ蒸発といい、蒸発する割合をフラッシュ率という。この値が大きいほど危険度は高くなる。残った液は低圧に対応する飽和温度となるので、低温危険が発生する。Fig. 4 は大気圧下におけるフラッシュ率の計算例である。

高圧飽和液体を低圧タンクにいれてもフラッシュ蒸発を起こし、内圧は順次上昇するが、残液量が多いと低温危険となる。この関係は熱力学的に計算できる。

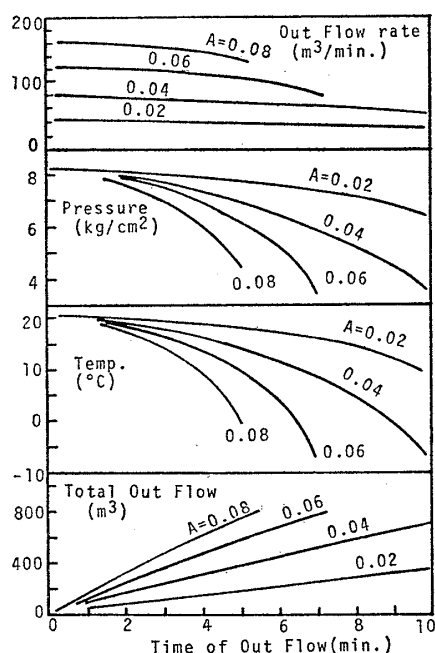
フラッシュ蒸発の特殊な例として蒸気爆発がある。これは、圧力式および低温圧力式タンクで大きな破孔を生じて内圧が瞬間的に低下したとき発生する。事故例からみると可燃性危険物は必ず混合ガス爆発を誘起する。

相変化を伴うその他の危険としては、(a) 凝縮 (反応抑制効果喪失、液封、衝撃圧等)、(b) フラッシング (沸騰的蒸発によるガスの大量発生)、(c) ロールオーバー (ガスの大量発生、高圧力) および (d) 低温液化ガスと水の混合による爆発的現象 (高圧力) を挙げることができる。

4 貨物の漏えい・流出および拡散

4.1 貨物の漏えい・流出量

小孔からの貨物流出量は、定常流として各種流れの式

Fig. 5 Out flow of pressurized LPG (A: hole, m²)

を適当に使用して求める。ただし、小き裂等の微小孔からの漏えいを正確に推定する場合（タイプ B タンク設計¹⁾等）、実験的確認を必要とする。

低温式タンクからの流出の場合、近似的には気相部圧力を無視または初圧（ゲージ圧）の 1.2 倍から大気圧に直線的に低下するとして計算すればよい。

圧力式や低温圧力式では、気相部圧力のみで流出するとして計算してよい。時間経過と共に変化する気相部圧力や諸物性は（7）式の応用で数値計算する。算式は省略し、計算例を Fig. 5 に示す。ここで、貨物はプロパン、タンク容積は 800 m³、流出係数は 0.65 としている。図には温度圧力の変化も合わせて掲げておく。これと同容量の低温式 LPG で水線上破孔（面積 0.08 m²）を計算してみると平均流出速度 20 m³/min、流出時間約 40 分となる。圧力式は低温式の約 10 倍の流出速度といえる。

4.2 閉囲区域における貨物漏えい・流出

閉囲区域（容積 V ）でのガス濃度 $G(t)$ の増加率は

$$\frac{dG(t)}{dt} = \frac{1}{V} \{q_{GV} - n \cdot G(t)\} \quad (12)$$

で表わせる。 t は経過時間、 q_{GV} は漏えい速度（容積流量）、 n は換気回数である。この解に、 $t=0$ で $G(t)=G_0$ 、 $t=\infty$ で $G(t)=q_{GV}/nV$ をいれると

$$G(t) = q_{GV}/nV [1 - \exp(-nt)] + G_0 \cdot \exp(-nt) \quad (13)$$

を得る。ここで、 G_0 は、初期ガス濃度（例えば、警報設定値等）である。これから限界濃度到達時間が求まる。算式による値は平均濃度であり、 $\pm 50\%$ 程度の分散を考える（ごく局部的にはより高濃度域が存在する）。

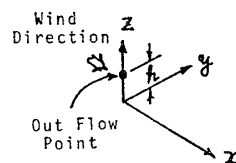


Fig. 6 Gas dispersion coordinates

4.3 開放区域でのガス流出拡散

ガス流出拡散には貨液流出でも速やかに蒸発する場合も含める。また、風による拡散のみを考える。

拡散式には多く提案がある。次に、我国でよく使われる坂上の式⁹⁾から導いた簡易式を示す。

Fig. 6 においてガス濃度が最も高いのは、 $z=y=0$ の線上である。この線上のガス濃度 G_{x00} は

$$G_{x00} = \frac{Q}{u} \frac{1}{\sqrt{A\pi \cdot B}} = \frac{1}{\alpha(x)} \cdot \frac{Q}{u} \quad (14)$$

で与えられる。 Q はガス流出量 m³/s、 u は風速 m/s である。 A および B は y および z 方向の分散を表わす因子で流出点高さ h および大気条件毎に x の関数として与えられている⁹⁾。 $\alpha(x)$ は両対数線図上で緩やかな曲線となる。これを 2 本の直線で近似 ($\alpha(x) = a \cdot x^b$) して (14) 式を

$$G_{x00} = \frac{1}{a} \frac{Q}{u} x^{-b} \quad (15)$$

と書き改める。限界距離 x_c は限界濃度を G_c とすると

$$x_c = m \cdot \left(\frac{Q}{u \cdot G_c} \right)^n \quad (16)$$

で求まる。ここで、 $m = a^{-n}$ 、 $n = 1/b$ である。大気条件として中立を考え、流出点高さ h を 5m 程度（高さの影響は近似計算では無視し得る程度）とすると $m = 15.87$ （距離小）および 5.61（距離大）、 $n = 0.37$ （距離小）お

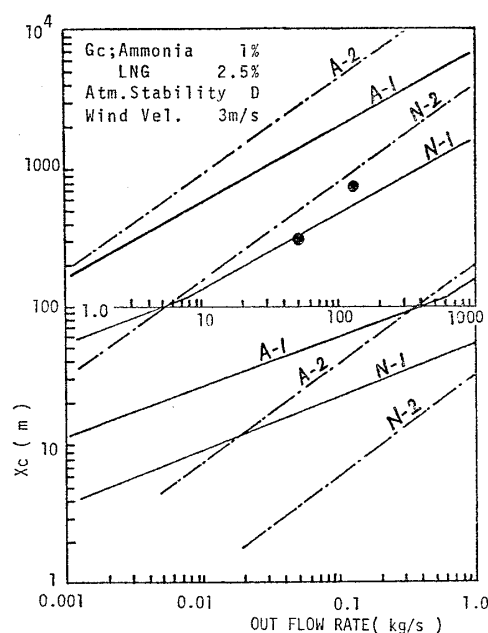


Fig. 7 Gas distribution into open space

よび 0.55 (距離大) となる。

Fig. 7 に計算例を示す (A-1 および L-1, A は, アンモニア, L は LNG 蒸発ガスを表わす)。

文献¹⁰⁾には LNG のジェットソノ投棄実験から導かれた拡散式が提案されている。これを (16) 式と同じ形に簡易化すると, 気象条件ほぼ中立として, $m=2.74$, $n=0.709$ を得る。この計算例も Fig. 7 に A-2 と N-2 として示す。図中●は実測値 (LNG 放出) である。

なお, 文献¹⁰⁾によると, ガス濃度は実測平均値に対し時間的に $\pm 50\%$ の変動がある。即ち, 計算値は平均濃度と考え $\pm 50\%$ の変動を見込んでおく。

4.4 貨液の海上流出拡散

貨液の海上流出の状態は液比重および蒸発性 (沸点) によって大きく異なる。例えば, 液比重>海水比重の液化ガスの場合, 海面上には拡がらずに海水の中に沈む過程で蒸発する。また, 水溶性も影響するが, このような場合の溶解速度は不明であり, ここでは無視する。

次の (1) ないし (3) は液比重<海水比重を対象とする。

(1) 蒸発速度

海面上の貨液の蒸発は海水および大気からの熱伝達による。低沸点液化ガスは海水からの熱伝達が支配的であり, 高沸点液化ガスや揮発性液体は, 海水温度=液温と考えると大気からの熱伝達による。

海水から低沸点液化ガスへの熱伝達はプール沸騰領域と考えられ, 風波, 流速, 氷結等を考えると理論的な説明は困難である。蒸発速度は現在のところ実験値によらざるを得ない。Table 1 に文献調査結果を示す。平均的数値はプロパン 0.17 kg/m²s, LNG 0.185 kg/m²s である。沸点がプロパンに近い物質はプロパンの値 (アンモニアは蒸発潜熱がプロパンの約 3 倍もあるので 1/3 とする), エチレンやエタンは LNG の値とする。高沸点液化ガスは風による蒸発を考える。

液温=海水温度の貨物の蒸発速度は, 風によるのが支配的である (太陽の放射熱 700 kcal/m²・H として概算してみると, 風による蒸発の約 1/10)。揮発性液体の風

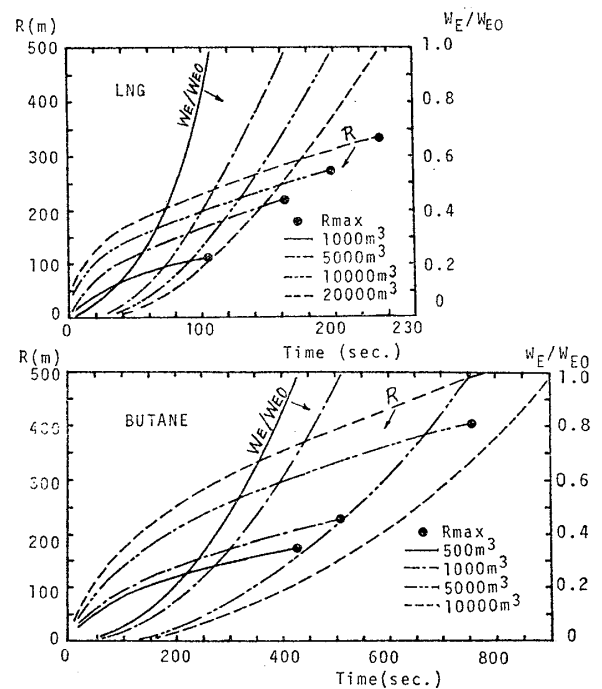


Fig. 8 Spreading radius (R) and evaporation (W_E) of instantaneous spill of liquefied gas onto sea

による蒸発速度は佐藤の式²⁵⁾による。元の式は直方形容器であるが, 直径 D (m) の円筒形プールの蒸発速度 w_E (kg/m²・s) として, 次のように改める。

$$w_E = 0.0338 \left(\frac{P}{P_a} \right) r_g \cdot u \left(\frac{\nu \times 10^{-4}}{u \cdot D} \right)^{0.2} \quad (17)$$

ここで P と P_a は液温に対応する蒸気圧と大気圧 (絶対圧力), r_g はガス比重量 (kg/m³), u は風速 (m/s), ν は空気粘度 (St) である。 D が大きくなると w_E は一定になると考え, 10m とし, 揮発性液体の液温を 10°C (海水温度 20°C) とすると, 海上流出の実測値 (ガソリン; Table 1 の例) とよく合う。液化ガスの場合, 液温を沸点とすると実測値 (Table 1: 最下行) とよく合う。(17) 式で二, 三計算してみると, 高沸点貨物の蒸発速度は, 低沸点液化ガスの約 1/10 となる。

(2) 流出貨液の拡がり

流出貨液の拡がりを求める方法には多くの提案がある。

貨液量, 蒸発量および拡がり半径が相互に関連するので数値解析を必要とする。Fig. 8 に重力流れモデル¹⁵⁾による瞬間的流出の計算結果を示す。LNG は蒸発速度 0.185 kg/m²s として低沸点貨物の代表, ブタンは蒸発速度を 0.014 kg/m²s として高沸点貨物の代表例として計算した。例えばプロパンは LNG とそう変わらない。総流出量が同じ場合, 流出時間の長い方が拡がり半径は小さくなる。Fig. 8 から高沸点貨物の拡がり半

Table 1 Literature survey on evaporation rate

Material	Test Model	Evap. Rate kg/m ² s	Rate m/s×10 ³	Remarks	Ref.
Propane	Water pool D=18m	0.198	3.4		10)
Gasoline	"	0.026	0.37	Calculated as spec. gravity=700kg/m ³	"
LNG	on Sea within dike D=300m	0.03~	0.7~	Spilled LNG per test	11)
Propane	"	0.2	4.6	abt 20 ³	12)
LNG	Water pool 50×50m	0.12~	2.0~		13)
LNG	Simulated model	0.22	3.8	Spilled LNG per test 3~5.7m ³	14)
LNG		0.172	4.0	originally repoted by "Burgess"	15)
LN2		0.215	5.0	"	"
LN2		0.181	4.34	"	"
LN2		0.127	1.57	"	"
LN2		0.155	3.72	"	"
Propane	Dry insulated concrete vessel	0.165	2.04	"	"
		0.014	0.24	Example of non-onto water	16)

Table 2 Symbol for Fig. 9

	Out Flow Time	Atm. Cond.	Wind Vel. (m/s)
○ ● □ △ ▽ ◇ ×	[LNG]		
	inst.	F	
	10min.	F	
	inst.	D	2.23
	"	D	4.5
	"	D	2.23
	"	D	4.5
○ ● □ △	8.5min.	D	5
	2.15min.	D	5
		abt D	
		D	
○ □ △	[LPG]		
	abt4min.	D	7.3
		D	8

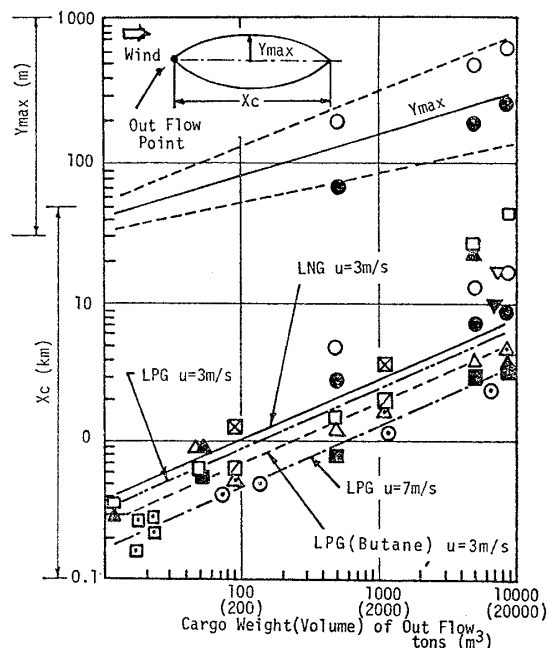


Fig. 9 Distance of vapour cloud from spill point

径は低沸点の約2倍であるのがわかる。なお、近似式(瞬時的、連続的、初期)も提案されている^{(14),(15),(17)}。

(3) 貨物の海上流出による危険蒸気雲の大きさ

この問題については数多くの研究例がある。Fig. 9にその例^{(12),(17)~(21)}を示す(限界濃度を LEL としているのは1.5倍して LEL/2 に統一した)。図中、実線は風速3m/s, 大気条件中立(D), 流出時間5分程度とした平均値で $x_c = 107 V_L^{0.43}$ で表わせる。 x_c は限界距離 m, V_L は貨液総流出量 m^3 である。 x_c は、一般的に

$$x_c \propto \left(\frac{V_L^{2/3} \cdot w_E}{\gamma_G \cdot u \cdot G_c} \right)^n = A \left(\frac{V_L^{2/3} \cdot w_E}{\gamma_G \cdot u \cdot G_c} \right)^n \quad (18)$$

と書ける。 w_E , γ_G , u , G_c は, (16) および (17) 式と同じ。ここで, $V_L^{2/3}$ は流出貨液表面積を代表する。 n は $0.43 = 2n/3$ から 0.645 となる。LNG で $w_E = 0.185 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$, $\gamma_G = 0.667 \text{ kg/m}^3$, $G_c = 0.025$ として A を逆算すると 46 という数値を得る。プロパン等の低沸点液化ガスは LNG とほぼ同じ拡がり半径と見なせるので, $A = 46$ とする。高沸点貨物の拡がり半径は前(2)で

検討したように低沸点の2倍弱である。半径の異なる2つのプール貨液 (R_1 , R_2) から同濃度となる距離 (x_1 , x_2) の間に $x_1/R_1 \div x_2/R_2$ が成立する⁽¹⁷⁾と仮定する。これから高沸点貨物の場合, $A = 90$ とする。以上を整理すると, 次式となる。

$$x_c = A \left(\frac{w_E}{\gamma_G \cdot u \cdot G_c} \right)^{0.645} \cdot V_L^{0.43} \quad (19)$$

Fig. 9 中に計算例を示す。 $Y_{\max}$ は参考である。

5 貨物流出時の火災爆発危険性評価方法

5.1 蒸気雲火災爆発

爆燃, 爆ごう, プール火災, ファイアボールのいずれの形態の火災爆発にしても危険ガス濃度範囲で評価する。

5.2 混合ガス爆発

ここでは瞬間的に流出蒸発した貨物, 即ち圧力式または低温圧力式液化ガスの爆ごうによる危険を考える。

燃料の爆発エネルギーと最大爆風圧の関係は, TNT (トリニトロトルエン) 爆薬実験で整理され, Fig. A. 1 に示すような標準曲線で表わされている。評価の順序としては瞬間的の流出貨物 $W(\text{kg})$ の爆ごうに費やされる分を見積り, これを TNT 当量 $W_{TE}(\text{kg})$ に換算する。これらをまとめると文献⁽⁵⁾ から次式を得る。

$$W_{TE} = 6.4 \times 10^{-6} W \cdot f \cdot H_c \quad (20)$$

H_c は真発熱量 kcal/kg, f はフラッシュ率で気体放出のときは1。爆風限界圧を 1 kg/cm^2 とすると付録1から限界距離 $x_c(\text{m})$ の算式として次式を導ける。

$$x_c = 3.2 \sqrt[3]{W_{TE}} = 0.0594 \sqrt[3]{W \cdot f \cdot H_c} \quad (21)$$

5.3 ファイアボール

ファイアボールは周辺火災時の安全弁からのガス放出や貨液流出時のフラッシュ蒸発のように瞬間的に空間に大きなガス雲が形成されたときを考える。文献^{(5),(22)}から限界距離 $x_c(\text{m})$ の算式を導ける。結果のみを次に示す。

$$x_c = 1.19 \times 10^3 \frac{\{W \cdot f(1 + 32n/M)\}^{0.32}}{\sqrt{E_{fc}}} \quad (22)$$

ここで f は (20) 式と同じ。 W は燃焼物質の量 kg, M は分子量, n は理論酸素量 mol, E_{fc} はファイアボール放射熱限界値 ($\text{kcal/m}^2 \cdot \text{H}$)。

5.4 プール火災

プール火災は貨液の海上流出後, 比較的短期間のうちに着火燃焼する場合を考える。この放射熱 $E_p(\text{kcal/m}^2 \cdot \text{H})$ は R_f を放射発散度, ϕ を形状係数として次式で求まる。

$$E_p = R_f \cdot \phi \quad (23)$$

$$R_f = 0.02 w_p \cdot H_c : \text{kcal/m}^2 \cdot \text{H} \quad (24)$$

$$w_p (\text{燃焼速度}) = w_E + w_R : \text{kg/m}^2 \cdot \text{H} \quad (25)$$

R_f は文献⁽²³⁾による式である。 H_c 真発熱量 kcal/kg,

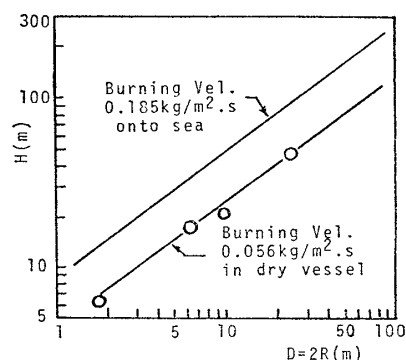


Fig. 10 Flame shape of pool fire (○ : actual measurements²⁴⁾)

w_E は海水からの熱伝達による蒸発速度で 4.4 に示すところによる (ただし, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{H}$ 単位)。 w_R は火災放射熱による蒸発速度で実測値または次式²³⁾による。

$$w_R = 0.00456 \gamma_L \cdot H_c / H_v ; \text{kg/m}^2 \cdot \text{H} \quad (26)$$

γ_L は液比重 kg/m^3 , H_v は蒸発潜熱 kcal/kg 。

(23) 式の形状係数 ϕ は円筒形火災と見なして求める。これは多くの文献^{5), 23)}等に算式が与えられている。Fig. A. 2 に示したように円筒火災直径 $D (=2R)$, 高さ H および中心から受熱面までの距離 L に応じて ϕ が定まる。

最初にプール火災直径 $D(\text{m})$ を想定する。これは適当な連続的流出 (例えば 1 タンクが 30 分で流出) を想定して求めた最大直径程度とする。簡易推定式としては, 文献¹⁷⁾から次式を導ける。

$$D/2 = (R_0^2 + V_{\text{const}}/\pi w_p')^{1/2} \quad (27)$$

R_0 は貨液が海面に到達したときの初期半径で零としても結果はそう変わらない。 V_{const} は流出速度 (m^3/s), w_p' は燃焼速度 (液面降下速度 m/s で表わす) である。 H は次の Thomas の式による。

$$H = 42 D \left(\frac{w_p/3600}{\gamma_A \sqrt{g \cdot D}} \right)^{0.61} ; \text{m} \quad (28)$$

γ_A は周囲空気の比重 kg/m^3 , g は重力加速度 (m/sec^2) である。ここで $\gamma_A = 0.588 \text{ kg/m}^3$ とすると, Fig. 10 に示すように実測値²⁴⁾とよく合う。これは空気温度を約 600°K と見積ることになる。

プール火災の限界距離 x_c は $\phi = E_{pc}/R_f$ (E_{pc} は限界放射熱), D および H から Fig. A. 2 で $x_c = L/2$ として求める。例えば 2 万 m^3 のプロパンが 30 分間連続流出しプール火災となったときの限界距離は約 $2,200 \text{ m}$ となる。

なお, (25) 式において $w_E = 0$ とすれば船内プール火災の危険評価にも使用できる。

6 結 論

液化ガスタンカーの安全性評価の一環として貨物の潜在的危険性評価につき検討した結果, 次の知見を得た。

(1) 貨物の潜在的危険の種類は, 貨物の種類と取扱いの状態がわかれば, ほぼすべてを予測できる。

(2) 危険性評価に関連する貨物の状態は比較的容易に予測できる。いくつかの近似計算法も導いた。

(3) 最大の危険性は貨物の大量海上流出による蒸気雲形成である。その危険範囲は本報で示した手法で簡単に予測できる。同量の貨物流出の場合, 可燃性および毒性貨物の多く (第 3 種; 2.3 の分類) の危険範囲は, オーダ的に差がないといえる。

(4) ガス拡散や火災爆発危険についても, 本報で示した方法で簡単に評価でき, 適当な漏えい・流出事故を想定することによって危険のオーダをは握することができる。

(5) 本報でとりあげた危険性のいくつか (反応, 低温, 高温, 高圧等) は, 規則¹⁾において, 定性的に防止対策が論じられている。本報による予測手法でこれらの危険性に対する定量的な措置を講じることができる。

(6) 本報に示した各種予測法は LNG やプロパンの実験データを基本としている。各貨物対象品に対する実験が望まれるが, 特に, ブタン, アンモニアおよびエチレンの流出実験が望まれる。ブタンやエチレンは水面からの熱伝達現象, アンモニアは水溶性および軽気体比重 (低温でも空気より軽い) が, それぞれ, LNG やプロパンと異なるという特徴を有する物質の代表だからである。

(7) 本報の評価は個々の危険に対する判断の基準にはなる。しかし, (1) 式の C_i の形にするには, 今後, 各危険の相関関係を明確にしかつ危険度を同一レベルで表わすためのシステム解析, 指数化処理等を必要とする。

終わりに, 本研究につき, 示唆ご鞭達いただいた川上名誉教授 (広大), 多くの資料を閲覧させていただいた川崎重工業 (株) および助言下さった方々にお礼申し上げます。また, 本報発表に便宜を図っていただいた日本海事協会に感謝いたします。

参 考 文 献

- 1) IMO, International Code for the Construction and Equipment of Ships Carrying Liquefied Gases in Bulk.
- 2) NFPA, code No. 704.
- 3) 日本化学会: 化学防災指針 I, 丸善.
- 4) 日海防: 大型タンカーによる災害の防止に関する研究, 第 3 編「危険円」, 昭和 43 年度報告書.
- 5) Y. Uehara: A Rating Method of Potential Hazards of Dangerous Goods, (注), 1980.
- 6) 高圧ガス保安協会: 高圧ガス事故例集, 昭和 57 年 3 月.

- 7) IMO, BCH/2, Guide to Compatibility of Chemicals carried in Bulk, submitted by US, 24 March 1976.
 - 8) 桂ほか：低温液化ガスタンクの圧力上昇について，造船学会誌，第605号，昭和54年11月。
 - 9) 日本LPガス協会：LPガス技術総覧，技報堂（784ないし787ページ所載による）。
 - 10) M.C.Pararouskis et al.: Vapor Cloud Explosion Study, LNG Conf. 6th, 1980.
 - 11) D.R.Jenkins: LNG Plant Safety in the Light of Recent Experimental Trial & Theories, LNG Conf. 7th, 1983.
 - 12) D.R.Jenkins et al.: Refrigerated LPG's Safety Research, Gastech 82.
 - 13) A.L.Schneider: USCG Liquefied Flammable Gas Research at China Lake, (注), 1980.
 - 14) K.Morii et al.: Some Problems on Prediction of LNG Spread over Water, (注), 1980.
 - 15) P.Shaw et al.: Evaporation from Spills of Hazardous Liquids on Water, (注), 1978.
 - 16) D.W.Johnson et al. (前沢訳): LPG火災のコントロールと消火, 安全工学, Vol. 16, No. 14, 1977.
 - 17) 日海防, 危険物積載船による災害の防止に関する調査報告書, 昭和48年度.
 - 18) USCG, A Manual for the Safe Handling of Flammable and Combustible Liquids and other Hazardous Product, 1976.
 - 19) D.S.Allan et al.: A Survey of Methods of Reducing LNG Tanker Fire Hazards, (注), 1980.
 - 20) J.A.Havens: A description and Assessment of the SIGMET LNG vapour dispersion model, (注), 1980.
 - 21) J.v.d.Schaaf et al.: Analysis of the Risks Inherent in the Importation of LPG in Bulk to Four Sites in the Netherlands, (注), 1983.
 - 22) 化学工学協会: 化学プラントの安全対策 (283ないし291ページ), 丸善.
 - 23) 安全工学協会: 火災 (138ないし141ページ), 海文堂.
 - 24) J.R.Welker (前沢訳): LNG火災からの輻射熱,
 - 25) 佐藤, 揮発性液体の風による蒸発, 安全工学 Vol. 18, No. 2(1979).
- (注) International Symp. on the Transport of Dangerous Goods by Sea and Inland Water Ways.

付録1 スケール化距離と爆風圧標準曲線

スケール化距離 $\lambda = R/W_T^{1/3}$ ($m/kg^{1/3}$) は, Hopkin-

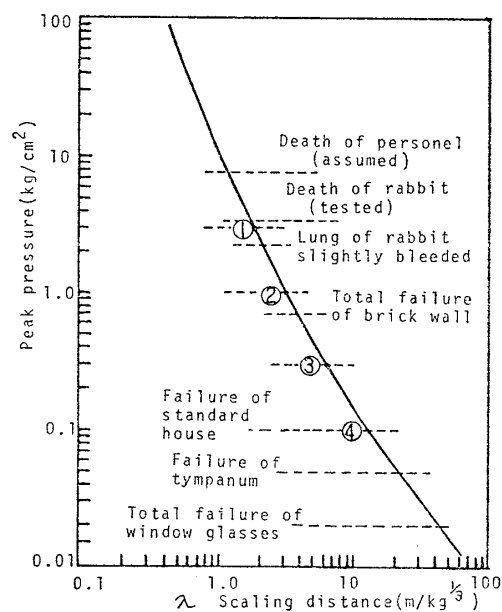


Fig. A1 Peak pressure at TNT explosion

son スケール則といわれる。 R は爆発中心からの距離 m , W_T は TNT 当量 kg である。 λ でもって TNT 当量と爆風圧の関係は, Fig. A1 のように表わされる。図中, ①ないし④は, 文献⁵⁾による4つのレベルの限界値。

付録2 プール火災形状係数 ϕ : Fig. A2

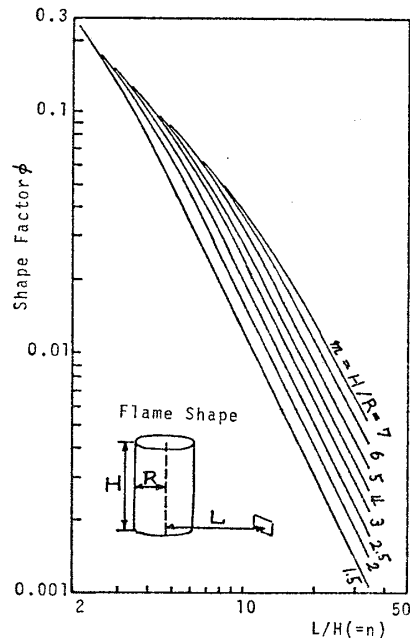


Fig. A2 Shape factor ϕ