Rapport-cadre
Stockage de gaz liquéfié

Pour le rapport succinct et l'étude de risque en vue de la prévention des accidents

Client
Groupe de travail "Stockage de gaz liquéfié"

—

Date
Juin 1995

Basler & Hofmann

Date de la 1ère édition, version allemande: décembre 1992.
La version française a été supportée par l'OFEPF et réalisée en collaboration avec le service de traduction de l'OFEPF.

Impressum

Les membres du groupe de travail "Stockage de gaz liquéfié" ayant participé à l'élaboration de ce rapport sont:

Confédération	Dr M. Schiess	OFEFP, Berne
Autorités cantonales	G. Fiolka	Amt für Umweltschutz, Saint-Gall (président)
	Dr F. Berdat	Office de l'industrie, des arts et métiers et du travail du canton de Berne (OCIAMT)
	Dr W. Funk	Koordinationsstelle für Störfallvorsorge, Zurich
	Dr J. Hansen	Koordinationsstelle für Störfallvorsorge, Zurich
	Dr A. Stämpfli	Amt für Umweltschutz, Saint-Gall (procès-verbaux)
	Dr R. Rengier	Kant. Laboratorium, Sekt. Chemiesicherheit, Aarau (jusqu'en mai 1992)
	Dr R. Dumont	Kant. Laboratorium, Sekt. Chemiesicherheit, Aarau (dès juin 1992)
	Dr Ph. Perrier	Service de Lutte contre les nuisances, Epalinges
Organes de contrôle et experts	F. Scheller	Caisse nationale suisse d'assurance en cas d'accidents (CNA), Lucerne
	E. Votapek	Techn. Inspektorat des Schweiz. Gasfaches, Zurich (jusqu'en octobre 1992)
	H. J. Lüscher	Techn. Inspektorat des Schweiz. Gasfaches, Zurich (jusqu'en novembre 1992)
	P. Scholten	Holinger AG, Dübendorf
Branche des gaz liquéfiés	C. Dällenbach	elf-oil (switzerland) SA, Péry
	P. Heusi	ESSO (Schweiz), Zurich
	J. Ruckstuhl	SHELL (Switzerland), Zurich
	A. Schneider	PanGas, Saint-Gall
	P. Schmidlin	Furrer AG, Saint-Gall

Auteurs

Basler & Hofmann, Ingenieure und Planer AG, Zurich

Dr F. Gmünder, Dipl. Natw. ETH (direction du projet)
H. Fierz, Dipl. Phys. ETH
C. Marugg, Dipl. Masch.-Ing. ETH
Dr M. Wolfer, Dipl. Chem. ETH

Le rapport-cadre peut être obtenu au prix de Fr. 150.- auprès de
Basler & Hofmann, Ingenieure und Planer AG,
Forchstr. 395, CH-8029 Zurich, tél. 01 / 387 11 22, fax 01 / 387 11 00

Avant-propos

L'article 10 de la loi fédérale sur la protection de l'environnement du 7 octobre 1983 fixe les principes de base de la protection de la population et de l'environnement contre les atteintes graves ayant pour origine des événements extraordinaires lors de l'utilisation de substances ou de micro-organismes. Sur la base de ces principes, le Conseil fédéral a édicté l'ordonnance sur la protection contre les accidents majeurs, qui est entré en vigueur le 1er avril 1991 (ordonnance sur les accidents majeurs, OPAM). Celle-ci entraîne de nouvelles tâches pour les entreprises concernées et les autorités. Les propriétaires d'entreprises ont l'obligation, et la responsabilité, de prendre toutes les mesures qui s'imposent afin de diminuer le risque pour la population et l'environnement en cas d'accident. Sur la base du rapport succinct, l'autorité doit vérifier les mesures de sécurité appliquées et évaluer le potentiel de dommages que représente l'entreprise. Au besoin, une étude de risque ainsi que des mesures complémentaires pourront être exigées.

Les propriétés particulières du propane et du butane (gaz liquéfiés) posent toujours les mêmes problèmes pour l'évaluation des risques en cas d'accident majeur. Sur proposition des cantons, la branche des gaz liquéfiés de Suisse a donc fait rédiger un rapport-cadre qui donne une vue d'ensemble complète des bases générales. Ce document doit également servir de fil conducteur pour l'élaboration du rapport succinct ou, au besoin, d'une étude de risque. Les remarques de l'OFEFP, des cantons et des experts, ainsi que les propositions de la branche des gaz liquéfiés, ont largement été prises en compte lors de son élaboration. Les propriétaires d'installations de stockage de gaz liquéfié, les autorités compétentes et l'OFEFP disposent ainsi d'un instrument de travail qui permet d'uniformiser les rapports succincts et les études de risque et de les rendre comparables sur le plan fédéral.

La relation coûts/utilité de la somme de travail exigée des entreprises et des autorités pour satisfaire aux nouvelles exigences de la protection de l'environnement et de la prévention des accidents majeurs doit rester raisonnable par rapport au profit. Le présent document saura y contribuer.

Office fédéral de l'environnement,
des forêts et du paysage (OFEFP)
Section sécurité des installations

Ernst Berger

(Dr. Ernst Berger)

Amt für Umweltschutz St.Gallen

Abt. Stoffe und Abfälle

(Gerhard Fiolka)

Sommaire

Liste des abréviations		**vii**
1.	**Introduction**	**1**
1.1.	But	1
1.2	Délimitation du système	2
1.3	Champ d'application et procédure de l'ordonnance sur les accidents majeurs	4
2.	**Propriétés et comportement au feu des gaz liquéfiés**	**7**
2.1	Généralités	7
2.2	Propriétés physiques et chimiques	7
3.	**Description d'installations de stockage de gaz liquéfié**	**11**
3.1	Prescriptions pour les installations de stockage de gaz liquéfié	11
3.2	Réservoirs à ciel ouvert	12
3.3	Réservoirs enterrés	15
4.	**Rapport succinct**	**17**
4.1	Conditions auxquelles doit satisfaire le rapport succinct	17
4.2	Elaboration du rapport succinct	18
5.	**Etude de risque**	**24**
5.1	Fil conducteur et principes pour l'élaboration d'une étude de risque (an. 4.1, ch. 1, OPAM)	24
5.2	Données de base (an. 4 , ch. 2, OPAM)	25
5.3	Analyse par unité d'investigation (an. 4.1, ch. 3, OPAM)	26
5.4	Conclusions (an. 4.1, ch. 4 , OPAM)	28
5.5	Résumé de l'étude de risque (an. 4.1, ch. 5, OPAM)	30
ANNEXE A: Méthodes		**31**
A1.	**Marche à suivre**	**32**
A1.1	Généralités	32
A2.2	Arbre des causes	32
A2.3	Arbre des événements	34

ANNEXE B: Modes de libération 35

B1. Introduction 36

B2. Commentaire sur les arbres des causes 40

ANNEXE C: Effets 55

C1. Arbres des événements 56
C1.1 Arbre des événements: libération spontanée 56
C1.2 Arbre des événements: fuite continue de gaz 59

C2. Modèles de calcul 63
C2.1 Libération de gaz liquéfié 63
C2.2 Sources 65
C2.3 Propagation 69
C2.4 Incendie 71
C2.5 Explosion d'un nuage de gaz 77
C2.6 Evacuation 80

ANNEXE D: Conséquences 81

D1. Introduction 82

D2. Facteurs locaux 83
D2.1 Conditions topographiques et climatiques 83
D2.2 Exposition de la population selon l'heure de la journée 83
D2.3 Prise en compte dans l'étude de risque 84

D3. Construction du diagramme PC 85

ANNEXE E: Effets thermiques latéraux 87

E1. Introduction 88

E2. Paramètres et modèles utilisés 88
E.2.1 Incendie 88
E2.2 Citerne 88

E2.3 Position de la citerne 89
E.2.4 Formules et modèles utilisés 89

E3. Calculs 91
E3.1 Calcul de la surface du feu 91
E3.2 Capacité de décharge des soupapes de sécurité 92

ANNEXE F: Propriétés physiques des gaz liquéfiés 95

Paramètres physiques 96

ANNEXE G: Bibliographie 99

Liste des abréviations

ASIT	Association Suisse d'Inspection Technique
BLEVE	Explosion de vapeur causée par un liquide en ébullition
CFST	Commission fédérale de coordination pour la sécurité au travail
CNA	Caisse nationale suisse d'assurance en cas d'accidents
FF	Incendie d'un nuage de gaz
GPL	Gaz de pétrole liquéfié
IDHL	Concentration maximale à laquelle un travailleur de sexe masculin en bonne santé peut être exposé pendant 30 minutes sans subir de lésions irréversibles, ni perdre sa capacité à prendre la fuite
LPE	Loi sur la protection de l'environnement
OCFMI	Office central fédéral du matériel et des imprimés
OFEFP	Office fédéral de l'environnement, des forêts et du paysage
OPAM	Ordonnance sur la protection contre les accidents majeurs
PC	Probabilité-Conséquences (diagramme PC)
SGK	Société Suisse de Protection contre la Corrosion
TNO	Institut hollandais des techniques de l'environnement et de l'énergie
VCE	Explosion d'un nuage de gaz
VDI	Société des ingénieurs allemands
VME	Valeur maximale d'exposition

1. Introduction

1.1. But

But

L'ordonnance sur la protection contre les accidents majeurs (SR 814.012, ordonnance sur les accidents majeurs, OPAM [45]) entrée en vigeur le 1er avril 1991, touche les entreprises qui utilisent ou produisent des quantités données de produits dangereux, appliquent des procédés à risques et rejettent des déchets spéciaux. Les entreprises avec des stocks supérieurs à 20'000 kg de propane ou de butane (ci-après gaz liquéfié) sont soumises aux dispositions de cette ordonnance. Le propriétaire doit dès lors établir un rapport succinct à l'intention des autorités compétentes. Si l'évaluation du rapport et une éventuelle visite des lieux démontre qu'une atteinte grave à la population ou à l'environnement n'est pas à exclure, l'autorité ordonne une étude de risque.

Le présent rapport-cadre "Stockage de gaz liquéfié" apporte les éléments de base ainsi que les modèles de calcul nécessaires à l'établissement du rapport succinct et d'une éventuelle étude de risque. En d'autres termes:

1. A l'aide de ce document, le propriétaire doit être en mesure, avec un minimum d'efforts, de préparer son rapport succinct et d'évaluer tous les risques potentiels de son installation.
2. L'autorité reçoit un instrument qui lui permet de vérifier si les données et l'évaluation effectuée par le propriétaire sont correctes. Sa structure permet également de comparer les divers rapports établis au niveau fédéral.

Principes

Les principes suivants sont à la base du rapport-cadre:

- Les modèles sont pour autant que possible tirés des ouvrages disponibles.
- Lorsque plusieurs modèles à peu près équivalents étaient disponibles, le plus simple d'usage a été retenu. Dans certains cas, divers modèles sont comparés.
- Le rapport succinct et l'étude de risque doivent normalement pouvoir être établis sans l'aide de l'informatique. Il sera toutefois

utile de vérifier si l'usage de programmes scientifiques doit être envisagé pour une étude approfondie.

- Le résultat du rapport succinct doit présenter les conséquences de l'accident le plus grave pour la population.
- Le résultat de l'étude de risque doit permettre d'établir un diagramme probabilité-conséquences, comme décrit dans l'annexe G du manuel I de l'OPAM [17].

Limites des travaux

Le rapport ne traite pas de l'état de la technique, à savoir des règlements et prescriptions, par exemple sur les matériaux, le dimensionnement d'éléments constructifs ou les distances de sécurité, qui devront être considérés séparément.

Il laisse à l'autorité d'exécution la tâche de juger les résultats des rapports succincts et des études de risque et de décider.

Appréciation

La sûreté des installations de stockage de gaz liquéfié fait actuellement l'objet de nombreuses études. Présenter un aperçu des activités nationales et internationales aurait nettement dépassé le cadre du projet. En outre, les problèmes traités sont complexes. Le groupe de travail est conscient des lacunes qui subsistent et reconnaît que le travail présenté n'est pas exhaustif. Il croit toutefois avoir rassemblé les plus importantes bases disponibles.

1.2 Délimitation du système

Le rapport-cadre traite des réservoirs de stockage à ciel ouvert et enterrés, d'une capacité de 20 à 150 tonnes de propane ou de butane. Il peut également être utilisé pour des installations de stockage de plus grande capacité, pour autant qu'il soit compatible avec le cas considéré.

Par système, on entend:

- le réservoir, y compris les armatures (chiffres 3.2.1 et 3.3.1)

- la conduite à proximité du réservoir, dans la mesure où elle influence la sécurité de celui-ci[1]
- le transvasage
- les causes extérieures d'accident
- la population exposée

Le rapport-cadre considère en premier lieu les personnes comme seul objet à protéger. Toutefois, on doit aussi tenir compte des interactions et des conséquences d'événements à l'intérieur et à l'extérieur de l'installation, de la valeur des biens et de l'environnement (la forêt par exemple). Les domaines précités sont dépendants de la spécificité de l'installation et n'ont, de ce fait, pas leur place dans un rapport-cadre. Les réflexions ultérieures se limiteront au comportement des gaz liquéfiés lors d'un incendie, d'une explosion ou d'une rupture du réservoir, car leur toxicité pour l'être humain et le risque de pollution des eaux sont négligeables.

[1] Les éléments complémentaires suivants ne font pas partie du contenu du rapport-cadre. Mais ils doivent être pris en compte lors de l'évaluation du risque de l'ensemble de l'entreprise.
Détendeurs: suivant la situation, la pression est modifiée directement à la sortie du réservoir ou ailleurs par des détendeurs.
Evaporateur: le prélèvement de combustible se fait principalement à partir de la phase gazeuse. Si le prélèvement devenait trop important, le réservoir se refroidirait de façon excessive. Dans ce cas le prélèvement passe par la phase liquide jusqu'à l'évaporateur.
Système de conduites et d'utilisation: le rapport-cadre ne tient compte que des conduites de gaz et de liquide à proximité du réservoir. Le reste du système de conduites et d'utilisation (brûleur ou installation de remplissage) doit être étudié individuellement pour chaque entreprise.

1.3 Champ d'application et procédure de l'ordonnance sur les accidents majeurs

La sûreté des installations de stockage de gaz liquéfié et des installations annexes est réglée dans des recommandations et des directives techniques (chiffre 3.1).

Art. 10 LPE

Selon l'article 10 (Protection contre les catastrophes) de la loi sur la protection de l'environnement (LPE), le propriétaire d'installations de stockage de gaz liquéfié doit prendre les mesures nécessaires pour protéger la population et l'environnement de graves dommages causés par des événements extraordinaires. Cette article a été concrétisé par la mise en vigueur, le 1er avril 1991, de l'ordonnance sur les accidents majeurs (OPAM).

Application de l'OPAM

Les installations de stockage de gaz liquéfié sont soumises à l'OPAM à partir d'une capacité maximale de remplissage de 20 tonnes (an. 1, ch. 42).

Si elles représentent un danger important pour la population ou l'environnement (art. 1, al. 3, OPAM), les installations d'une capacité inférieure à 20 tonnes peuvent exceptionnellement être soumises à l'ordonnance. Les estimations de dommages données au chiffre 4.2 pourraient servir de critères pour l'application de l'article 1, alinéa 3, OPAM.

Principes

Les principes fixés par l'OPAM sont basés sur une procédure en deux phases (figure 1). Les entreprises soumises à l'OPAM doivent remettre un rapport succinct à l'autorité d'exécution. Celle-ci vérifie si le rapport succinct est complet et correct.

Article 6, alinéas 3 et 4, OPAM

3 "Après une éventuelle visite des lieux, elle (l'autorité d'exécution, note des auteurs) détermine s'il est possible d'admettre que:
a. L'entreprise ne risque pas de causer de graves dommages à la population ou à l'environnement à la suite d'accidents majeurs;
b. (...)
4 Si cela n'est pas possible, elle ordonne au détenteur de procéder à une étude de risque selon l'annexe 4."

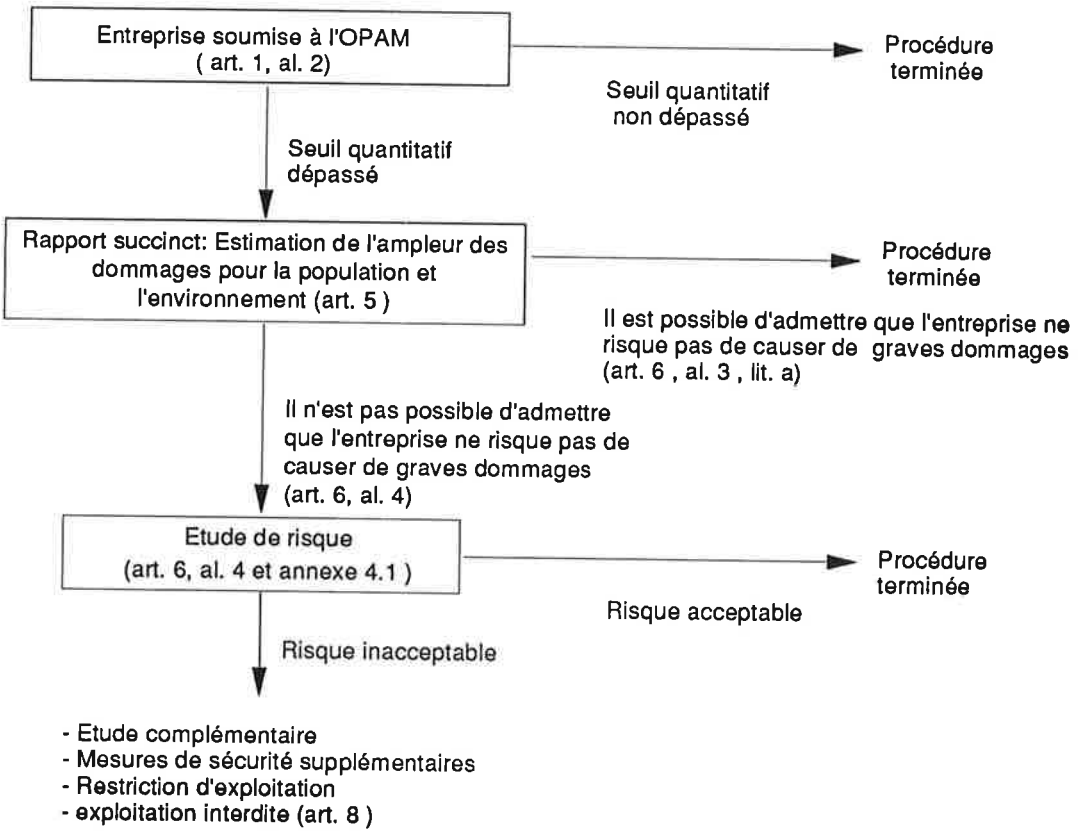


Figure 1. Procédés et instruments de l'OPAM. Le rapport-cadre est une aide pour la réalisation et la vérification du rapport succinct et des études de risque (schéma simplifié).

Sur la base de l'étude de risque, l'autorité décide si le risque est acceptable ou non.

Rapport succinct

Dans le cas des installations existantes et devant faire l'objet d'un rapport succinct, le délai pour la présentation dudit rapport était fixé au 1er avril 1993. Pour les installations à l'état de projet, le rapport succinct doit être présenté avec la demande de permis de construire[2] . Le contenu du rapport succinct doit remplir les conditions fixées à l'article 5, 1er alinéa et dans le manuel I de l'OPAM [17]; voir à cet effet le chiffre 2.4.1.

Le rapport succinct doit être complété si les circonstances se sont notablement modifiées ou si de nouvelles informations importantes sont apparues (art. 5, al. 3, OPAM; explication dans le manuel I de l'OPAM, chiffre 2.4.3).

[2] Le processus peut être réglé de diverses manières suivant les cantons. La façon de procéder doit être discutée avec l'autorité cantonale d'exécution.

Etude de risque

L'étude de risque doit déterminer la probabilité d'occurrence d'un accident majeur et l'ampleur des dégâts qu'il peut provoquer (an. 4.1 OPAM; manuel I de l'OPAM, chiffre 2.5).

Mesures de sécurité générales

Les principes de base de la prévention sont décrits à l'article 3 de l'OPAM: "Le détenteur d'une entreprise (...) est tenu de prendre, pour diminuer les risques, toutes les mesures adéquates. Sont considérées comme telles, les mesures disponibles selon l'état de la technique, complétées par les mesures conformes à son expérience, pour autant qu'elles soient financièrement supportables. En font partie les mesures qui permettent de réduire le danger potentiel, d'empêcher les accidents majeurs et d'en limiter les conséquences."

Etat de la technique de sécurité

Selon le manuel I de l'OPAM , les mesures de sécurité considérées comme conformes à l'état de la technique sont celles qui ont déjà été appliquées ou expérimentées avec succès dans d'autres entreprises et installations comparables, en Suisse ou à l'étranger; elles doivent en outre être applicables dans d'autres entreprises.

"L'état de la technique de sécurité" est donc une notion plus large que les règles techniques reconnues, puisqu'il comporte les connaissances actuelles en matière de technique de sécurité, disponibles et objectivement accessibles. Généralement les informations relatives à l'état de la technique de sécurité figurent dans les ouvrages spécialisés ou peuvent être obtenues auprès des associations professionnelles.

Mesures de sécurité particulières

Si le propriétaire d'une entreprise doit procéder à une étude de risque, ou s'il est possible que son entreprise puisse, lors d'un accident majeur, porter gravement atteinte à la population ou à l'environnement, il doit prendre des mesures de sécurité particulières en plus des mesures usuelles, soit celles figurant à l'annexe 3.1 OPAM .

Différence entre les entreprises anciennes et les entreprises nouvelles

Le traitement des installations anciennes ou nouvelles est décrit dans le manuel I de l'OPAM , basé sur le message du Conseil fédéral du 31.10.79 relatif à la LPE (FF 1979 III): "En principe, les conditions sont les mêmes pour toutes les entreprises, anciennes ou nouvelles. Toutefois, les entreprises existantes n'obtiendront souvent pas le même succès, car il est en général difficile d'améliorer des installations à des conditions économiques supportables."

2. Propriétés et comportement au feu des gaz liquéfiés

2.1 Généralités

Dans ce rapport, le terme de "gaz liquéfié" désigne par la suite exclusivement du propane (C_3H_8), du butane (C_4H_{10}) et des mélanges de ces deux composés. Le butane se trouve sous deux formes isomériques (le n-butane, chaîne carbonée rectiligne et l'isobutane, chaîne ramifiée). Sous le terme de butane, il faut retenir qu'il s'agit toujours de mélanges de n-butane et d'isobutane.

2.2 Propriétés physiques et chimiques

2.2.1 Propriétés physiques

L'annexe F comporte les données les plus importantes.

Gaz liquéfié

Sous pression atmosphérique, le propane et le butane se trouvent à l'état gazeux. A température ambiante, ils se laissent facilement liquéfier avec une surpression minime. L'abréviation GPL (gaz de pétrole liquéfié) découle de ce qui précède. La liquéfaction à température constante réduit le volume d'environ 260 fois.

Gaz lourds

Le poids moléculaire élevé des gaz liquéfiés par rapport à l'air (propane = 44, butane = 58, air = 29) fait qu'ils sont considérés comme gaz lourds: libérés, ils ont tendance à rester au niveau du sol. Sur un terrain en pente, les gaz liquéfiés suivent les courbes du terrain comme des liquides, pour autant qu'il n'y ait pas trop de vent.

Evaporation adiabatique

Lorsque des gaz liquéfiés sous pression se détendent, une partie de la phase liquide passe immédiatement à l'état gazeux, ce qui entraîne un refroidissement de la masse dû à la chaleur de vaporisation prélevée de la

masse liquide. Théoriquement, lors de la détente adiabatique [3] de propane liquéfié à 20°C et à pression normale, environ 32% de la masse passe en phase gazeuse et 68% reste en phase liquide et se refroidissent au point d'ébullition de -42°C. Pour le n-butane, la part qui s'évapore est de 12%, la température finale du liquide est de -0,5°C. Le refroidissement qui se produit également dans la phase gazeuse favorise la formation de gaz lourds.

Dilatation thermique de la phase liquide

Les gaz liquéfiés ont un comportement volumique particulier. La dilatation thermique (comparée à celle de l'eau par exemple) est particulièrement élevée. Vu cette propriété, les réservoirs installés à ciel ouvert ne doivent pas être remplis à plus de 85% (90% pour les réservoirs enterrés).

2.2.2 Propriétés chimiques et toxiques, comportement en cas de feu

Réactivité chimique

Le propane et le butane, des hydrocarbures aliphatiques, sont peu réactifs. Des réactions spontanées en conditions normales (25°C, 1013 mbar) ne sont possibles qu'avec des substances fortement oxydantes comme le fluor ou le chlore.

Toxicité pour l'homme et écotoxicologie

De fortes concentrations de propane et de butane ont un léger effet narcotique sur l'homme. Des concentrations très élevées peuvent entraîner des irritations de la cornée et des muqueuses. Le propane, en particulier, peut s'avérer dangereux en cas de fuite en phase liquide, car le fort refroidissement (point d'ébullition à -42°C) peut entraîner de graves brûlures en cas de contact avec la peau.

Les effets écotoxicologiques peuvent être exclus.

Contenu énergétique

L'énergie libérée par la combustion de gaz liquéfié se situe aux environs de 45 $MJ \cdot kg^{-1}$; elle est comparable à celle de l'essence, du carburant diesel et des huiles de chauffage (environ 42 $MJ \cdot kg^{-1}$). Les produits de la combustion sont le dioxyde de carbone et l'eau. En comparaison avec des

[3] adiabatique = sans échange de chaleur avec l'environnement. Cela veut dire dans ce cas que l'énergie de vaporisation est entièrement prise dans la phase liquide (voire gazeuse) du produit.

combustibles à masse moléculaire élevée (comme les huiles de chauffage), les effluents gazeux de la combustion de gaz liquéfié contiennent moins de polluants. Par conséquent, l'utilisation de gaz liquéfié est souvent envisagée pour des questions de protection de l'environnement, que ce soit pour la protection de l'air ou celle de l'eau.

Limites d'explosion

Le domaine d'explosion se situe entre 2.1 et 9.5% pour le propane, et entre 1.8 et 8.4% pour le butane; cela signifie que les mélanges d'air et de gaz ne sont combustibles qu'à l'intérieur de ces limites. Si la concentration est plus faible que la limite inférieure, le mélange est trop maigre pour brûler de manière spontanée. Pour des concentrations plus élevées que la limite supérieure, le mélange est trop gras.

La combustion et l'explosion sont décrites de façon exhaustive à l'annexe C. En cas d'accident, on peut distinguer les comportements au feu fondamentaux suivants:

Incendie d'un nuage de gaz ("flash fire")

Lors de la libération de gaz, il se forme un nuage proche du sol à cause de la densité du gaz. Si ce nuage s'enflamme, il brûle rapidement. La pression maximale produite à l'air libre est de 0.05 bar.

Explosion d'un nuage de gaz

Comme pour l'incendie d'un nuage de gaz, il se forme un nuage près du sol qui s'enflamme. Des obstacles placés en aval du front de combustion peuvent créer des ondes de pression de 0.3 à 0.5 bar [4]

Explosions confinées

Si un mélange explosif gaz-air s'enflamme dans un espace confiné, la pression maximale peut atteindre 7 à 10 bar.

Boule de feu

Un nuage de gaz fortement concentré au centre s'enflamme à sa périphérie.

[4] Le modèle d'explosion recommandé dans le rapport-cadre (voir annexe C2.5) correspond, selon le groupe de travail, nettement mieux au comportement explosif des mélanges air-gaz liquiéfié que le modèle TNT pour les explosifs.

L'ascension thermique entraîne le nuage vers le haut et il se forme une boule de feu.

BLEVE [5]

Le BLEVE représente un cas particulier de la boule de feu. Sur la base d'effets thermiques ou mécaniques violents, le réservoir est éventré, le liquide est propulsé violemment vers l'extérieur, s'enflamme et forme une boule de feu.

Torche

Le gaz liquéfié sous pression s'échappe par un orifice et prend la forme d'une torche après inflammation.

Détonations à l'intérieur d'une conduite

Si la conduite est suffisamment longue, les mélanges air-gaz peuvent détoner. Pour un mélange idéal de propane et d'air l'explosion tournera à la détonation après une distance de 18 m de propagation dans une conduite de 20 cm de diamètre. Si le diamètre est de 40 cm, cette distance sera de 22 m. Les surpressions latérales se situent aux environs de 20 bar, l'onde de choc atteint des pressions de 80 à 100 bar.

Projection de débris

La projection de débris n'a pas été analysée. Elle peut se produire lors d'un BLEVE ou d'une explosion.

Scénarios importants

A l'heure actuelle, des données sur les probabilités moyennes des accidents évoqués ci-dessus manquent. Les deux scénarios que sont le BLEVE et l'explosion d'un nuage de gaz doivent être étudiés en priorité, leur effet à grande distance étant très important.

[5] BLEVE = Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion; explosion de vapeur causée par un liquide en ébullition

3. Description d'installations de stockage de gaz liquéfié

3.1 Prescriptions pour les installations de stockage de gaz liquéfié

Les bases légales suivantes sont applicables aux installations de stockage de gaz liquéfié:

- Articles 5 et 33 de l'ordonnance concernant l'installation et l'exploitation de réservoirs sous pression du 19 mars 1938 [6] [44]
- Prescriptions ASIT 802, 803 et 804 [7] [32,33,34]
- Directive CFST n° 1941, Gaz liquéfiés, partie 1 [8][14]
- Prescriptions ASIT volume 1 [7] [36]
- Prescription ASIT 602 sur les soupapes de sécurité [7]
- Directives SGK pour la planification, la réalisation et l'exploitation de protections cathodiques pour réservoirs enterrés en acier (C5) [9] [27]
- Prescription ASIT 705 (en vigueur depuis janvier 1993) [7] [31]

6 Source: OCFMI, Fellerstr. 21, 3027 Berne
7 Source: ASIT Plattenstr. 77, Postfach, 8032 Zurich
8 Source: CFST Richtlinienbüro, Fluhmattstr. 1, Postfach, 6002 Lucerne
9 Source: Geschäftsstelle der Korrosionsschutzkommission, Postfach, 8034 Zurich

3.2 Réservoirs à ciel ouvert

3.2.1 Schéma de l'installation

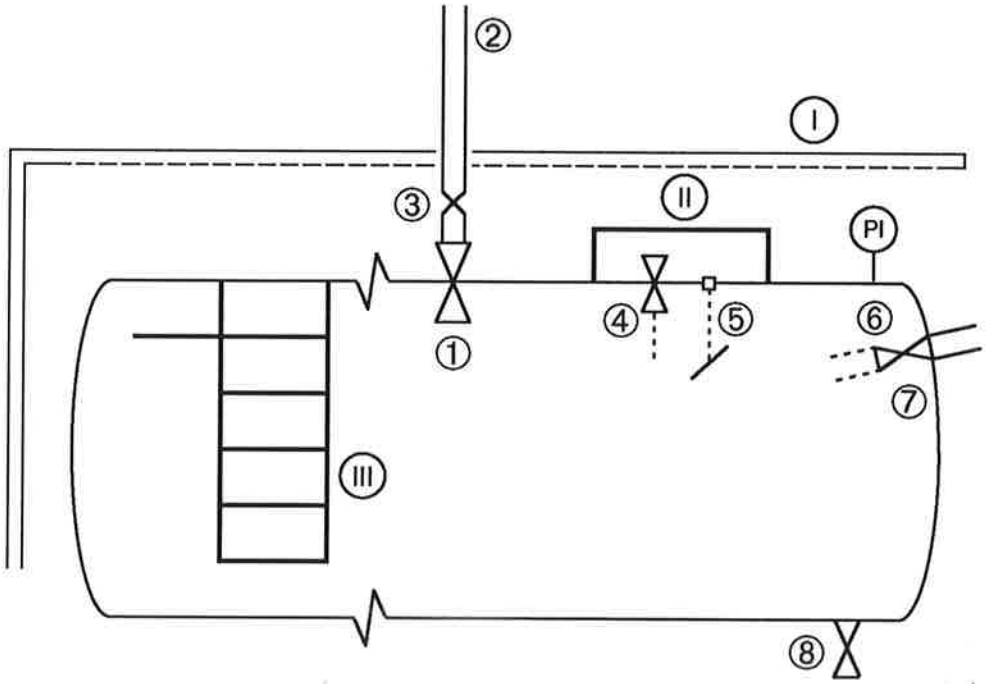


Figure 2. Installation de stockage à ciel ouvert ; schéma de l'équipement standard. Chiffres romains: exigences selon la directive CFST 1941 et ASIT; chiffres arabes : selon les seules compétences de l'ASIT.

Ⅰ Refroidissement du réservoir (alternative: isolation contre la chaleur F90)
- arrosage complet
- puissance selon la directive CFST 1941
- mise en action possible sans danger, également par basses températures

Ⅱ Cape de protection pour prévenir les manipulations non-autorisées (alternative: clôture autour du réservoir ou du site d'exploitation)

Ⅲ Accessibilité (ouverture de contrôle) incluant:
- échelle
- plateforme

1 Soupape de sécurité:
- pression de réaction à 17.1bar (propane)
- puissance selon la prescription 705 de l'ASIT
- contrôle, respectivement échange tous les 4 ans

2 Conduite d'échappement
- doit être disposée de manière que le gaz puisse s'échapper sans danger
- longueur minimale 1,5 m pour éviter des effets thermiques sur le réservoir en cas d'inflammation

3 Point de rupture obligé entre la conduite d'échappement et la soupape de sécurité

4 jauge de point haut (remplissage maximum)
- réglée pour un remplissage maximum du réservoir de 85%
- section < 2 mm^2

5 Indicateur de niveau

6 Manomètre

7 Raccords de réservoir avec sécurité de rupture des conduites
- pour tous les raccords de section> 2 mm^2 à part la soupape de sécurité
- placés à l'intérieur
- réglés pour des débits supérieurs de 50% par rapport à la normale

8 Dispositif de vidange

3.2.2 Equipement standard et mesures de sécurité

Les réservoirs à ciel ouvert doivent être équipés de manière standard avec les armatures et dispositifs de sécurité suivants (voir également la directive CFST n° 1941, Gaz liquéfiés, partie 1 [14] et la prescription ASIT 705):

Soupapes de sécurité

La pression d'ouverture des soupapes de sécurité correspond à la pression d'exploitation admissible du réservoir. Pour la surpression d'évacuation, la capacité de $V_L = 620 \times A^{0.82}$ $m^3 \cdot h^{-1}$ d'air doit pouvoir être atteinte (A = surface du réservoir en m^2). Les soupapes de sécurité doivent être équipées de conduits d'évacuation ayant des points de rupture obligés.

Indication de niveau

Le réservoir doit être équipé d'un indicateur de niveau.

Jauge de point haut

La jauge de point haut est indépendante de l'indicateur de niveau. Elle permet de s'assurer que le niveau maximum de remplissage n'est pas dépassé.

Manomètre

Le réservoir doit être équipé d'un manomètre pour la mesure de la pression intérieure.

Sécurité de rupture

Tous les raccords au réservoir qui ont une section supérieure à 2 mm^2 doivent être équipés d'une sécurité de rupture qui, en cas de rupture, limite le débit de la fuite à un niveau tel que le risque d'accident reste anodin.

Dispositif de vidange

Les réservoirs fixes doivent être équipés d'un dispositif de vidange permettant de les vider complètement au point le plus bas.

Cape de protection ou clôture

Les armatures doivent être protégées par des mesures adéquates contre des manipulations non autorisées.

Refroidissement du réservoir

Le refroidissement des réservoirs doit être assuré par un système d'arrosage avec un débit minimum de 3 $l \cdot min^{-1} \cdot m^{-2}$ ou par un dispositif mobile, ou encore par une isolation de la classe F90 de résistance au feu.

Dispositifs d'extinction

Des équipements d'extinction doivent être disposés en nombre suffisant aux endroits adéquats. Ce sont des extincteurs portables, des postes ou des bouches à incendie, des installations fixes.

Accessibilité

Le nombre et la grandeur minimale des orifices de contrôle sont décrits dans la prescription 705 de l'ASIT .

Distances de sécurité

Les distances de sécurité sont fonction du danger que représentent les installations voisines, tout comme du type et de la grandeur de l'installation de gaz liquéfié.

3.2.3 Contrôles périodiques et intervalles de révision

Les réservoirs à ciel ouvert sont soumis à des contrôles périodiques aux intervalles suivants [10] :

- contrôle extérieur: chaque année
- contrôle intérieur et essai répété de pression: tous les 12 ans
- intervalle de révision des soupapes de sécurité: tous les 4 ans

Le contrôle extérieur comprend un contrôle visuel des éléments de l'installation faciles à surveiller (état extérieur, exploitation selon le mode convenu, capacité de fonctionnement, etc.)[11]. Pour le contrôle intérieur, le réservoir est vidé et inspecté à l'intérieur. Ce contrôle consiste en une inspection visuelle; il est complété par l'observation de l'état des parois et de l'équipement. L'essai de pression répété s'effectue selon la prescription 705 de l'ASIT, chiffre 21.4.

[10] Origine: article 22f de l'ordonnance sur l'installation et l'exploitation des réservoirs sous pression [43] Sur la base de cette ordonnance, le Conseil fédéral a désigné l'ASIT comme organisme de contrôle. Les soupapes de sécurité peuvent être contrôlées par une société agréée par l'ASIT (prescription ASIT 901, [35]). Les intervalles de révision sont indiqués par la prescription ASIT 705 en vigueur depuis janvier 1993.

[11] L'observation des prescriptions sur les distances de sécurité et les dispositifs d'arrosage ne sont pas du ressort de l'ASIT mais de celui des spécialistes en la matière. Les manquements sont dénoncés aux autorités compétentes.

3.3 Réservoirs enterrés

3.2.1 Description de l'installation

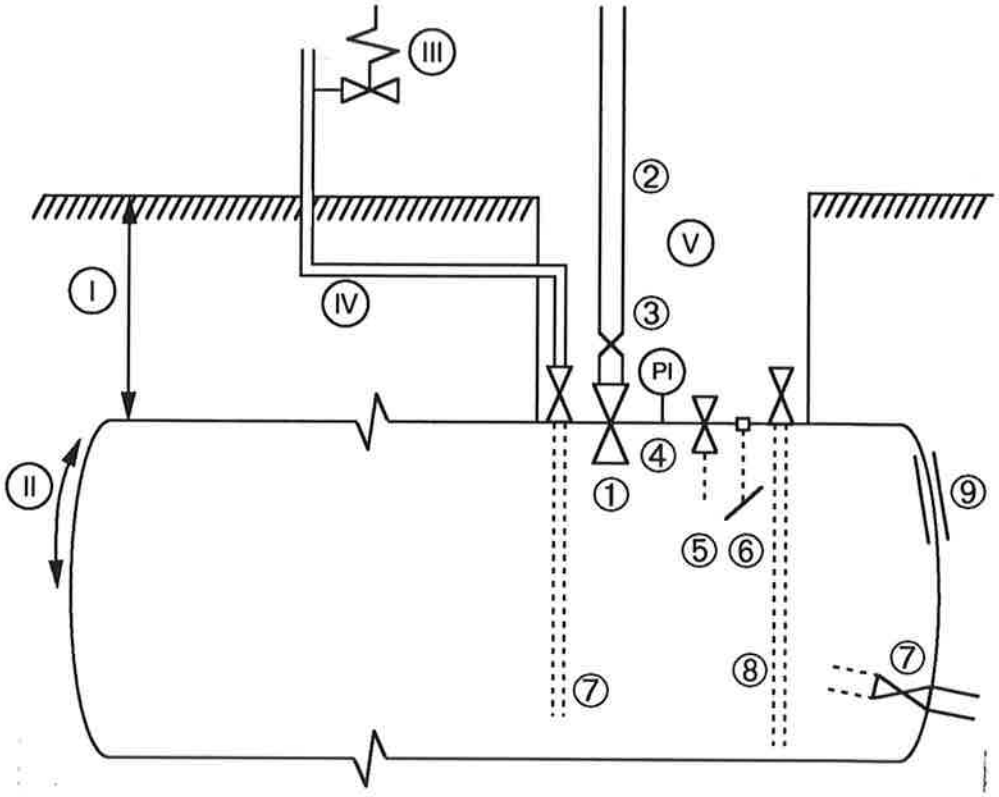


Figure 3. Installation de stockage enterrée, schéma de l'équipement standard. Chiffres romains: exigences selon la directive CFST 1941 et ASIT; chiffres arabes selon les seules compétences de l'ASIT.

I Couverture de terre 80 cm
II Couche de sable autour du réservoir
III Soupape de sécurité pour les conduites de phase liquide
IV Protection anticorrosion des conduites enterrées
V Accessibilité des armatures dans le puit du dôme

1 Soupape de sécurité:
- pression de réaction à 13.2 bar (propane)
- capacité selon la prescription 705 de l'ASIT réduite à 0.3 V_L
- contrôle, respectivement échange tous les 4 ans

2 Conduite d'échappement
- doit évacuer les gaz sans danger pour l'environnement

3 Point de rupture obligé entre la conduite d'échappement et la soupape de sécurité

4 Manomètre

5 Jauge de point haut (remplissage maximum)
- disposée pour un niveau de remplissage correspondant à 90% du volume du réservoir
- section< 2mm²

6 Indicateur de niveau

7 Raccords de réservoir avec sécurité de rupture des conduites
- pour toutes les raccords ayant une section> 2 mm² à part la soupape de sécurité
- disposés à l'intérieur
- réglés pour des débits supérieurs de 50% par rapport à la normale

8 Dispositif de vidange

9 Protection anticorrosion
- protection cathodique ou
- réservoir à double manteau

3.3.2 Equipement standard et mesures de sécurité

On utilsera en principe les mêmes armatures et dispositifs pour les réservoirs enterrés et pour ceux à ciel ouvert. Il faut en outre tenir compte des éléments suivants:

- Protection anticorrosion: Les réservoirs doivent être protégés contre la corrosion extérieure. Si le réservoir est équipé d'une protection cathodique, les conduites doivent être intégrées au système.

- Formation de glace: Les dispositions techniques doivent garantir que l'énergie de vaporisation, nécessaire lors de la consommation, soit suffisante et qu'il ne se forme pas de glace sur le réservoir.

- Débit de décharge: Les réservoirs couverts avec au moins 0.5 m de terre doivent avoir un débit de décharge de $0.3 \cdot V_L$.
  $V_L = 620 \cdot A^{0.82}\ m^3 \cdot h^{-1}$
  A = surface du réservoir en m^2.

3.3.3 Contrôles périodiques et intervalles de révision

En complément des contrôles et révisions décrits pour les réservoirs à ciel ouvert, la protection contre la corrosion devra être prise en compte. L'organe officiel de contrôle (Inspectorat fédéral des conduites) procède à une mesure de base la première année, puis l'ASIT effectue des contrôles tous les 4 ans. Les contrôles annuels intermédiaires sont confiés à des entreprises spécialisées.

4. Rapport succinct

4.1 Conditions auxquelles doit satisfaire le rapport succinct (voir manuel I de l'OPAM, chiffre 2.4 et annexe D)

"Le rapport succinct introduit la procédure officielle de contrôle et d'évaluation" (figure 1). "En établissant le rapport succinct, le détenteur est confronté personnellement avec les dangers potentiels de son entreprise et les mesures de sécurité qui s'imposent. A l'aide de ce rapport, l'autorité d'exécution peut procéder à un premier examen, formuler une première appréciation des dangers potentiels et décider si une étude de risque s'impose"(Manuel I de l'OPAM).

Contenu

Le rapport succinct doit informer l'autorité compétente sous une forme précise, mais concise, sur les points suivants:

- Entreprise (branche, responsabilités, plan de situation, données sur le voisinage)
- Quantités maximales de produits en stock, de produits fabriqués, de déchets spéciaux dépassant les seuils quantitatifs, ainsi que les seuils admis
- Conditions d'assurance mobilière, immobilière et de responsabilité civile de l'entreprise
- Mesures de sécurité
- Evaluation de l'importance des dommages éventuels, en cas d'accident majeur, pour la population et l'environnement.

Estimation de l'ampleur des dommages probables

L'estimation de l'ampleur des dommages que pourraient subir la population ou l'environnement en cas d'accident majeur requiert la plus grande attention lors de l'élaboration du rapport succinct. Pour y procéder, on se servira de scénarios d'accidents. Le choix des scénarios tiendra compte du genre d'entreprise, de son voisinage, du danger potentiel lié à l'exploitation et des mesures de sécurité déjà réalisées. Ce choix tiendra également compte des probabilités d'accident, du déroulement des événements et des défaillances des mesures de sécurité. Enfin, on

choisira les scénarios conduisant aux dommages les plus graves pour la population et pour l'environnement (Manuel I de l'OPAM).

En principe, les mesures de sécurité ne devraient être prises en considération que si elles sont de nature passive. Pour les installations de stockage de gaz liquéfié, il s'agira par exemple des mesures touchant la construction et la technique empêchant que du gaz libéré accidentellement puisse s'accumuler sous le réservoir.

L'ampleur des dommages probables peut être estimée de manière relativement simple pour les réservoirs de gaz liquéfié, car les scénarios d'accidents les plus courants sont connus (chiffre 4.2).

4.2 Elaboration du rapport succinct

4.2.1 Généralités

L'article 5 OPAM "Rapport succinct du détenteur" est expliqué dans le manuel I de l'OPAM au chiffre 2.4. Plusieurs cantons ont publié des formules standard pour l'établissement du rapport succinct. Ces formules permettant de donner les indications nécessaires sur l'entreprise et sur son voisinage, les données générales sur l'entreprise ne seront pas développées dans ce qui suit. Il est plus utile d'expliquer comment résoudre le problème de " l'estimation des dommages éventuels pour la population et l'environnement en cas d'accident majeur" (art. 5, 1er al., OPAM).

4.2.2 Choix des scénarios pour l'élaboration du rapport succinct

Réservoirs à ciel ouvert

En règle générale, on peut admettre que dans le cas d'un réservoir à ciel ouvert les plus grands dommages sont provoqués par un BLEVE (voir

chiffre 2.2.2). Exceptionnellement[12] il faudra tenir compte d'un nuage de gaz qui se propage et s'enflamme avec retardement. Pour la formule de calcul, voir l'annexe C2.3.

Réservoirs enterrés

Les BLEVE peuvent être exclus pour les réservoirs enterrés. Le plus grand dommage envisageable pour ce type de réservoir est la fuite maximale possible et continue de gaz par une section d'une conduite. Dans ce cas, il faut tenir compte du fait que le gaz peut aussi bien se propager comme nuage de gaz lourd que diffuser dans le sol. Dans le premier cas, il faut évaluer les dommages pour un inflammation retardé. Dans le second cas, il faut vérifier s'il existe des zones souterraines (caves, conduites) qui pourraient se remplir, ce qui conduirait à une explosion confinée ou, pour des conduites, à une détonation.

12 Par exemple dans les cas où des installations de stockage sont situées dans des zones à basse densité de population (trois fois le rayon de la boule de feu), mais où le terrain est en pente et que des agglomérations se trouvent en contrebas, ou quand il est possible que les nuages de gaz se propagent dans des garages souterrains.

4.2.3 Estimation de l'ampleur des dommages éventuels

Effets d'un BLEVE

Personnes à l'extérieur

L'analyse d'événements [20] (en particulier l'accident de San Carlos, Espagne) montre que les personnes qui se trouvent dans un cercle dont le rayon est d'environ trois fois celui de la boule de feu sont en danger. Voici la formule du calcul du rayon simple de la boule de feu: (diagramme, voir figure 4):

$$\text{rayon [m]} = 27.5 \cdot M^{0.333} \qquad [20]$$

M = masse du gaz liquiéfié libéré en [t]

Les soupapes de sécurité vont se mettre en action dès que la température du réservoir augmente et que la pression de service maximale admise est dépassée. On peut partir de l'idée que les soupapes vont toujours réagir, cela veut dire que leur effet peut être pris en compte. La quantité de combustible maximale effective pouvant se trouver dans une boule de feu correspond de ce fait au contenu maximal du réservoir, après déduction de la quantité de gaz pouvant s'échapper par les soupapes de sécurité durant 15 minutes (valeur moyenne estimée, voir également l'annexe C1.1.1, chiffre 3). Le temps de chauffage doit être pris en compte [13] .

M = contenance maximale - gaz échappé (15 min)

En tenant compte de la capacité de décharge (voir chiffre 3.3.2):

$$M = \text{contenance maximale [t]} - (620 \cdot A^{0.82}\ [m^3 \cdot h^{-1}] \cdot 0.002\ [t \cdot m^{-3}] \cdot 0.25\ [h])$$

A = surface du réservoir en $[m^2]$

[13] Le groupe de travail est conscient qu'ainsi des mesures de sécurité actives et non seulement passives sont prise en compte dans le rapport succinct. Ce procédé paraît justifié, puisque, d'une part le système technique des soupapes de sécurité est simple et sûr (corps de soupapes de sécurité comprenant au moins 3 soupapes) et, d'autre part, toute étude approfondie conduirait tout naturellement à de telles considérations (cf. annexe B2, chiffre 2). On peut ainsi limiter le nombre d'études de risque nécessaires.

Exemple:

Volume du réservoir = 45 m^3

Contenu = 20 tonnes

Surface = 97 m^2

Quantité émise en 15 min = 620·42.6·0.002·0.25 = 13.2 t

M = 20 t - 13.2 t = 6.8 t

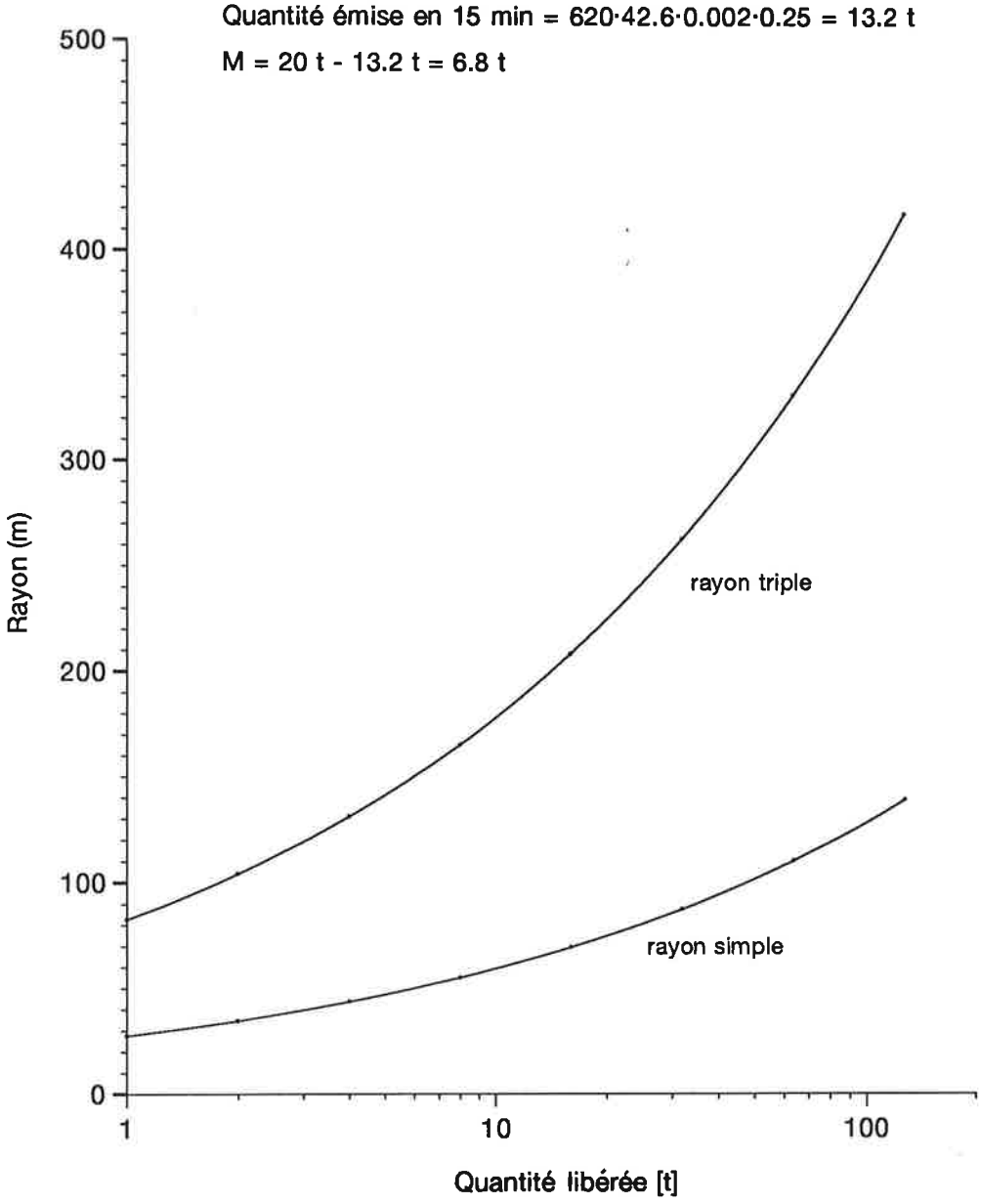


Figure 4. Diagramme: Rayons simple et triple d'une boule de feu, en fonction de la quantité de gaz liquéfié en t (selon la formule pour la boule de feu $R = 27.5 \cdot M^{0.333}$) [20].

Pour calculer l'ampleur des dommages, il faut estimer de manière réaliste le nombre de personnes se trouvant à l'extérieur dans le triple rayon de la boule de feu. L'ampleur des dommages se calcule alors de la manière suivante [20]:

$$F(n1) = 0.003 \cdot P_D \cdot M^{0.666}$$

F (n1) = nombre de victimes
P_D = densité de population [km^{-2}][14]
M = masse de gaz liquéfié échappée en [t]

Les survivants sont considérés comme des blessés (F(n2)) [15].

Personnes dans les immeubles

Suivant la situation (propriétés combustibles des matériaux de construction, exposition des locaux), on admet que 50 à 90% des personnes qui se trouvaient dans les immeubles situés dans la zone de la boule de feu ne survivent pas à l'événement. Les survivants sont considérés comme des blessés.

L'ampleur des dommages est indiquée en nombre de victimes et de blessés.

Effets d'une fuite continue de gaz

Pour estimer les effets d'une fuite continue de gaz, il faut déterminer en premier lieu le débit de la fuite. Pour une conduite de gaz en phase liquide, le débit est calculé selon la formule d'émission biphasée (annexe C2.1.2). S'il est exclu que le gaz liquide sorte par un tuyau, le débit d'émission maximal en phase gazeuse se calcule selon la formule donnée à l'annexe C2.1.1.

L'évaluation de l'extension la plus large se fait à l'aide de la figure 15 (voir annexe C2.3) que l'on utilise également pour l'étude de risque. En terrain plat, la partie du nuage de gaz qui présente une concentration gazeuse supérieure à la limite inférieure d'explosion occupe une aire circulaire dont le diamètre est égal à la distance maximale de propagation. Il faut admettre

14 La densité est égale au nombre de personnes situées dans le triple rayon de la boule de feu, divisé par la surface correspondante.
15 Le nombre de personnes blessées se calcule en prenant la différence entre l'évaluation réaliste du nombre maximal de personnes situées dans un rayon triple à celui de la boule de feu moins $F(n_1)$.

que le nuage de gaz touchera la région à plus forte densité de population. Pour les terrains accidentés, on estimera l'extension de la région touchée en fonction de la situation locale.

Effets de l'incendie d'un nuage de gaz

Pour évaluer l'ampleur des dommages, il faut là aussi définir la densité des personnnes qui se trouvent à l'extérieur et des personnes à l'intérieur. Lors de l'incendie d'un nuage de gaz, on estime que 50% des personnes à l'extérieur décéderont et que les autres 50% seront blessées. Suivant la nature des matériaux de construction et des effets de la surpression, 10 à 50% des personnes à l'intérieur seront blessées.

5. Etude de risque

5.1 Fil conducteur et principes pour l'élaboration d'une étude de risque (an. 4.1, ch. 1, OPAM)

L'étendue et le degré de détail d'une étude de risque sont fonction des circonstances particulières, principalement du type d'entreprise, de l'importance et des caractéristiques des dangers potentiels, de l'environnement, ainsi que des mesures de sécurité. Dans le cas normal, il suffit de s'en tenir aux données de base de l'OPAM , annexe 4.1.
Pour des cas particuliers, il est possible de s'écarter du schéma prescrit. En cas de doute, et pour des entreprises de grande taille, il sera nécessaire de consulter l'autorité compétente.

L'étude de risque est une analyse systématique du risque que l'entreprise représente pour la population et pour l'environnement. Cette étude donne des renseignements sur le danger potentiel et sur la probabilité des accidents majeurs. Elle permet de juger l'efficacité des mesures de sécurité qui ont été prises.

Le rapport doit être facile à comprendre et transparent. Cela évitera des malentendus et du travail supplémentaire.

Le rapport constitue la base de décision pour l'autorité d'exécution. Il permet de dire si le risque est acceptable, ou s'il est nécessaire de prendre des mesures de sécurité complémentaires. Un résumé clair permettra à l'autorité de mieux informer la population.

Dans les annexes, on trouvera les bases (données de base générales, méthodes, modèles de calcul, etc.) pour l'établissement d'une étude de risque pour les réservoirs de stockage de gaz liquéfié d'une contenance de 20 à 150 tonnes.

5.2 Données de base (an. 4 , ch. 2, OPAM)

Les données de base (complétées par des indications plus précises sur la densité de la population dans le voisinage en fonction des heures du jour) peuvent, en accord avec l'autorité, être tirées directement du rapport succinct. Au besoin, on les complétera par:

- Une description de l'entreprise, de son but, de ses activités principales, de son organisation (structure de l'entreprise, personnel: nombre et tâches).
- Une liste des autorisations, concessions, conditions et permis de construire indiquant également les autorités qui les ont délivrés; les numéros des autorisations et leur date et, éventuellement, leur durée.
- Des données sur le voisinage: plan d'ensemble, plan communal ou régional avec l'indication de la densité de population (en fonction des heures du jour). La description d'objets à protéger: zones d'habitation, écoles, réserves naturelles, zones de protection des eaux, etc.
- Pour les grandes entreprises, on admet la possibilité de scinder l'étude par unités de production (installations de stockage, bâtiments de production, etc.) après en avoir référé à l'autorité. Pour l'étude de risque, il est possible de délimiter des parties de l'entreprise ou des unités de production qui, pour des raisons de situation ou de procédés techniques, peuvent être étudiées séparément (désignées comme unités d'investigation selon le Manuel I de l'OPAM) .
- Exemple: une installation de stockage de gaz liquéfié peut être considérée comme une unité d'investigation.

Liste des produits en stock, des produits manufacturés ou des déchets spéciaux par unité d'investigation

Les données tirées du rapport succinct (formule) peuvent être reprises pour l'essentiel (nom, numéro ECA, adresse, quantité maximales). Pour les propriétés physiques, chimiques et toxiques des gaz liquéfiés, il suffit de mentionner le rapport-cadre ou de reprendre les indications de ce dernier.

Description des installations par unité d'investigation

Les points suivants doivent être précisés: structure des constructions, techniques et procédés (en règle générale accompagnés des passages importants des modes d'emploi), description de la gestion des stocks, du type de transport (entrées, sorties, transports internes, origine et but de ces transports, volumes transférés), alimentation et rejets (conduites de l'entreprise: énergie, eau, eaux usées), indications sur des événements extraordinaires, en particulier ceux ayant eu des conséquences en dehors de l'aire de l'entreprise.

Mesures de sécurité par unité d'investigation

Il y a lieu d'indiquer ici:

- Les normes et les expériences applicables
- Les mesure de sécurité, en particulier les mesures prises pour diminuer le danger potentiel (p.ex. diminution des quantités, gestion adéquate des stocks), les mesures prises pour réduire les accidents (p.ex. mesures de construction, appareils de surveillance, de régulation, de technique de production et d'organisation), ainsi que les mesures visant à limiter les effets et les conséquences pour la population et pour l'environnement (p.ex. plans d'intervention, systèmes d'alarme, mesures d'intervention)
- Les indications sur l'existence de mesures particulières de sécurité.

5.3 Analyse par unité d'investigation (an. 4.1, ch. 3, OPAM)

Cette étape du travail englobe la partie technique la plus complexe de l'analyse de risque, soit le choix de la méthode adéquate pour la recherche systématique et l'analyse des dangers, l'établissement de la liste aussi complète que possible des scénarios les plus caractéristiques, ainsi que le choix des méthodes les plus appropriées pour l'évaluation de l'ampleur des dommages et de leur probabilité d'occurrence. Si l'entreprise ne dispose pas de ses propres spécialistes, ou si le rapport-cadre s'avère insuffisant, des renseignements peuvent être obtenus auprès d'associations professionnelles ou de la branche. On peut également solliciter l'aide d'ingénieurs-conseils indépendants, ou demander des compléments d'information aux autorités.

Le présent rapport-cadre vise à aider les propriétaires, les autorités d'exécution et les conseillers. Il sert de fil conducteur et donne à chacun les moyens de remplir sa tâche.

Méthodes

La méthode employée doit être décrite. Si les procédés sont connus et acceptés, une simple indication peut suffire. Pour les installations de stockage de gaz liquéfié, il est recommandé d'établir l'étude de risque à l'aide de méthodes quantitatives concrètes. Les sources des probabilités de défaillance de certaines parties de l'installation, des probabilités d'accident, etc., doivent être indiquées. Chaque fois que cela est possible, la base de ces données sera améliorée.

Dangers potentiels

Les dangers potentiels - ici par exemple le propane et le butane - doivent être indiqués en précisant les quantités maximales des stocks de produits ainsi que les propriétés chimiques, physiques et toxiques les plus importantes de ces produits (ces données peuvent être reprises du rapport succinct ou du rapport-cadre).

Scénarios importants

La représentation des scénarios importants (ceux dont les conséquences dépassent les limites de l'entreprise), constitue le point central de l'étude de risque. Lors de la description, il est nécessaire de procéder avec une certaine systématique.

Libération de gaz: Prendre en compte tous les événements pouvant conduire à une libération de gaz (fuite, feu, explosion), soupeser les dangers de chaque événement (par exemple jet libre), évaluer les quantités pouvant être mises en jeu (dimensions et débit de la fuite , taux d'évaporation), indiquer les probabilités d'occurrence en tenant compte des mesures de sécurité.

Les modes de libération importants pour les installations de stockage de gaz liquéfié sont décrits au chiffre 2.2.2 ainsi que dans les annexes B et C.

Effets de la libération de gaz: Estimation des effets à l'aide de profils d'extension spatiale et temporelle du nuage de gaz. Indiquer les données relatives à la distance d'action du rayonnement thermique en cas de d'incendie (en $kW \cdot m^{-2}$) et à la pression (en bar) lors d' explosions.

Etablir les données quantitatives relatives à la probabilité d'occurrence en tenant compte des mesures de sécurité, des conditions atmosphériques, etc.

Pour les installations de stockage de gaz liquéfié, les données relatives aux principaux effets et à leur calcul se trouvent à l'annexe C .

Les effets de la projection de débris ne sont pas décrits dans ce rapport.

Conséquences pour la population:

Données relatives aux conséquences possibles pour la population et pour l'environnement. Il faut tenir compte des variations de l'exposition en fonction de l'heure du jour et du degré de protection (séjour à l'intérieur) et les introduire ensuite dans les considérations sur les probabilités. Pour estimer les probabilités d'occurrence, on tiendra compte des mesures de sécurité existantes.

Pour les installations de stockage de gaz liquéfié, les principaux modèles de calcul destinés à l'évaluation des conséquences figurent à l'annexe D.

5.4 Conclusions (an. 4.1, ch. 4 , OPAM)

Le risque se définit en fonction de l'ampleur possible des dommages (donnée par les indices d'accident majeur, voir Manuel I de l'OPAM) et de la probabilité d'occurrence.

Pour établir l'ampleur des dommages consécutifs à un accident majeur d'une installation de stockage de gaz liquéfié, il suffit en principe de tenir compte des indices n_1 et n_2, c'est-à-dire du nombre de victimes et du nombre de blessés.

Comme proposé dans le Manuel I de l'OPAM , la courbe du risque cumulé représentant les scénarios importants est reportée dans le diagramme probabilité-conséquences (diagramme PC) .

Les risques inhérents à l'entreprise sont évalués. Pour apprécier le risque ou fixer des objectifs de protection pour la Suisse, on peut utiliser le graphique que propose l'annexe G du Manuel I de l'OPAM , figure 5. Cette proposition n'est pas discutée ici. Si les risques inhérents à l'entreprise sont trop élevés ou inacceptables, il s'agit de réduire le danger potentiel ou la probabilité d'occurrence par le biais de mesures de sécurité additionnelles. Ces mesures doivent être énumérées, et leur efficacité doit être démontrée (influence sur la courbe du risque cumulé dans le diagramme PC).

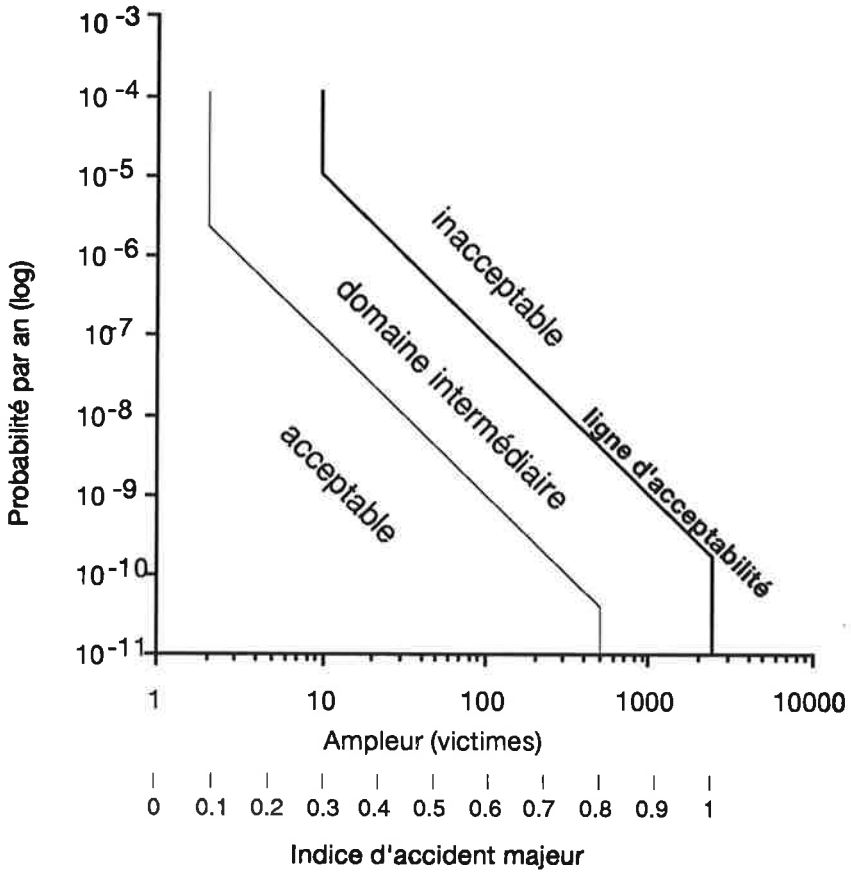


Figure 5. Diagramme probabilité-conséquences pour l'indice d'accident majeur n_1 , nombre de victimes (Manuel I de l'OPAM, annexe G,)

5.5 Résumé de l'étude de risque (an. 4.1, ch. 5, OPAM)

Le résumé devrait être formulé de telle sorte que le grand public puisse comprendre la situation. Il faut donc renoncer aux termes trop spécialisés et aux abréviations. Le résumé doit comprendre:

- Une description précise de l'entreprise (champ d'application de l'étude, affectation de l'entreprise, description des processus et des installations)
- Une description des principaux dangers potentiels (quantité, propriétés dangereuses)
- Une description des mesures de sécurité
- Une description des principaux scénarios d'accidents majeurs et des conséquences possibles pour la population et l'environnement
- Une appréciation des risques inhérents à l'entreprise, le cas échéant, sous réserve des mesures de sécurité additionnelles encore à prendre.

ANNEXE A: Méthodes

A1. Marche à suivre

A1.1 Généralités

La réalisation de l'étude de risque s'effectue de préférence à l'aide des arbres des causes et des événements. (cf. p.ex. [1]). Les paragraphes qui suivent présentent ces méthodes d'analyse. Pour davantage de précisions, on voudra bien se référer aux ouvrages spécialisés.

Les phénomènes qui conduisent à une libération de gaz sont dus, en principe, à des carences techniques ou à des erreurs humaines. On les décrit à l'aide d'arbres des causes. Les événements consécutifs à une libération de gaz sont des suites temporelles; on les décrit par des arbres des événements [1].

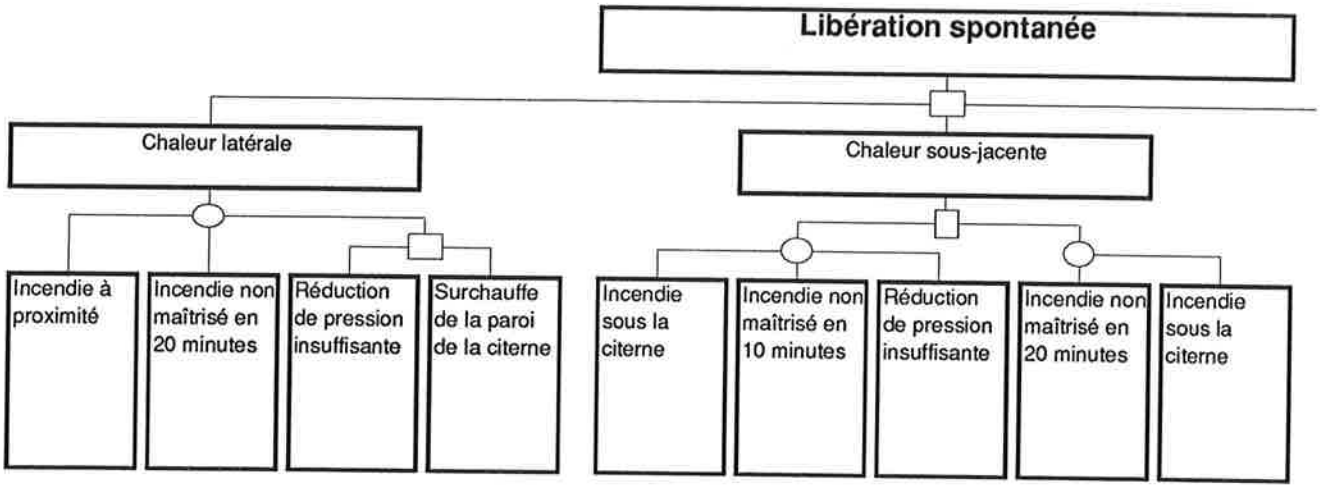
Pendant l'élaboration de ce rapport, il s'est avéré que les résultats des divers modèles envisagés pour le calcul des effets et des conséquences différaient entre eux, au maximum, d'un facteur quatre à six. En revanche, les probabilités d'occurrence d'une libération de gaz, des effets et des conséquences peuvent, selon les sources et les réflections, varier d'un à deux ordres de grandeur. Plutôt que d'affiner les modèles de calcul, il a donc été jugé préférable de porter l'effort sur les arbres des causes et des événements afin de mieux cerner les probabilités d'occurrence.

Les événements majeurs au sens de l'OPAM se résument aux libérations importantes de gaz susceptibles de provoquer des dommages au-delà des limites de l'entreprise (voir art. 2, alin. 4a, OPAM). Les libérations mineures ne sont considérées que comme déclencheurs possibles de libérations importantes.

A2.2 Arbre des causes

L'arbre des causes est très efficace pour l'examen de la fiabilité des systèmes techniques. Dans une arbre des causes, on part d'un danger ou

d'un événement indésirable (= "Top Event") pour en rechercher toutes les causes. La représentation des relations se fait sous forme graphique à l'aide de la logique binaire qui ne tient compte que de deux aspects: le fonctionnement ou le non-fonctionnement des composantes.



□ Addition logique: L'état décrit est atteint dès qu'un seul événement a lieu

○ Multiplication logique: L'état décrit n'est atteint que si tous les événements ont lieu simultanément

Figure 6. Représentation possible d'un arbre des causes (extrait). L'événement "libération spontanée importante de gaz" constitue le "top-event". A partir de ce "top-event", on obtient, par procédure déductive, les erreurs et les événements causals. En d'autres termes, pour chaque danger ou événement indésirable, on cherche la réponse à la question "Que peut-il se passer?". Les causes peuvent être chiffrées avec les probabilités d'occurrence (voir figures 8 et 9). Le calcul de la probabilité du "top-event" s'effectue au moyen des procédés d'évaluation ci-dessous.

Procédé d'évaluation des arbres des causes

Les arbres des causes se composent de systèmes sériels (= addition logique) et de systèmes parallèles (=multiplication logique). Le processus d'évaluation se déroule selon les principes suivants:

Système sériel pour les éléments i:

$$F(q) = 1 - \prod_i (1 - q_i)$$

F(q): probabilité de non-fonctionnement de tout le système

q_i: probabilité de non-fonctionnement de l'élément i

Exemple: système sériel pour les 2 éléments de système que sont A et B:

$$F(q) = 1 - [(1 - q_A)(1 - q_B)]$$

Système parallèle pour un nombre i d'éléments:

$$F(q) = \prod_i q_i$$

Exemple: système sériel pour les 2 éléments de système que sont A et B:
$F(q) = q_A.q_B$

A2.3 Arbre des événements

A partir d'un "top-event", on analyse la succession possible des événements postérieurs (figure 7). A la différence de l'arbre des causes , il s'agit en général d'un scénario chronologique des événements. Chaque ramification de l'arbre des événements dépend d'une décision "oui-non".

Chaque sortie de l'arbre des événements (scénario) implique une évaluation de l'extension des dommages et de leur probabilité. La probabilité de chaque scénario s'obtient en procédant à l'évaluation numérique des arbres des causes et des événements. On évalue également les dommages à l'aide des modèles des effets et des expositions.

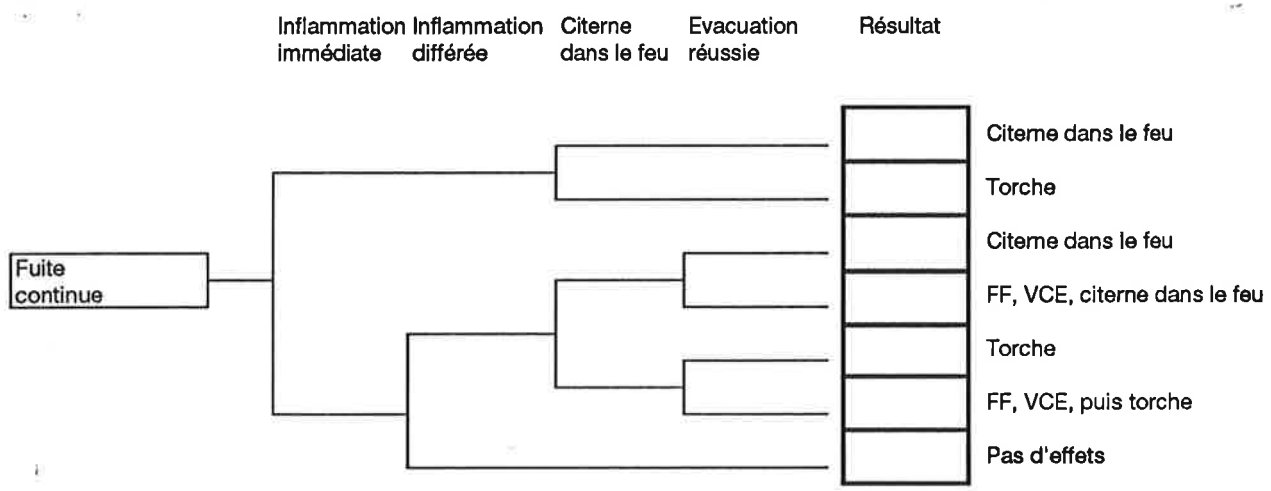


Figure 7.Représentation possible d'un arbre des événements: A partir du "top-event", on analyse la succession chronologique des événements au moyen d'un procédé inductif. En d'autres termes, on prend en compte les événements indésirables en cherchant à chaque fois ce qu'ils peuvent déclencher. Ramification contre le haut, l'événement se produit; ramification vers le bas, l'événement ne se produit pas. Tout à droite, on obtient une liste de scénarios. Les ramifications oui-non peuvent encore être évaluées en termes de probabilités (voir figures 11 et 12).

Procédé d'évaluation des arbres des événements

La probabilité d'un scénario est le produit de la valeur d'entrée ("top-event") de l'arbre des événements et des probabilités d'occurrence de tous les événements successifs qui conduisent à ce scénario.

ANNEXE B: Modes de libération

B1. Introduction

Pour l'analyse systématique des modes de libération possibles et importants, on utilise la méthode de l'arbre des causes (voir aussi annexe A). La grande fuite continue et la libération spontanée sont deux libérations considérées comme importantes quant à leurs effets. Les conséquences de libérations mineures dues, par exemple, à des défauts d'étanchéité, ne sont prises en compte que dans la mesure où elles seraient susceptibles de déclencher une libération plus importante. Leurs effets ne sont donc pas quantifiés directement.

Eléments déterminants

Le schéma de la figure 8 présente les éléments qui sont déterminants pour une analyse par arbre des causes.

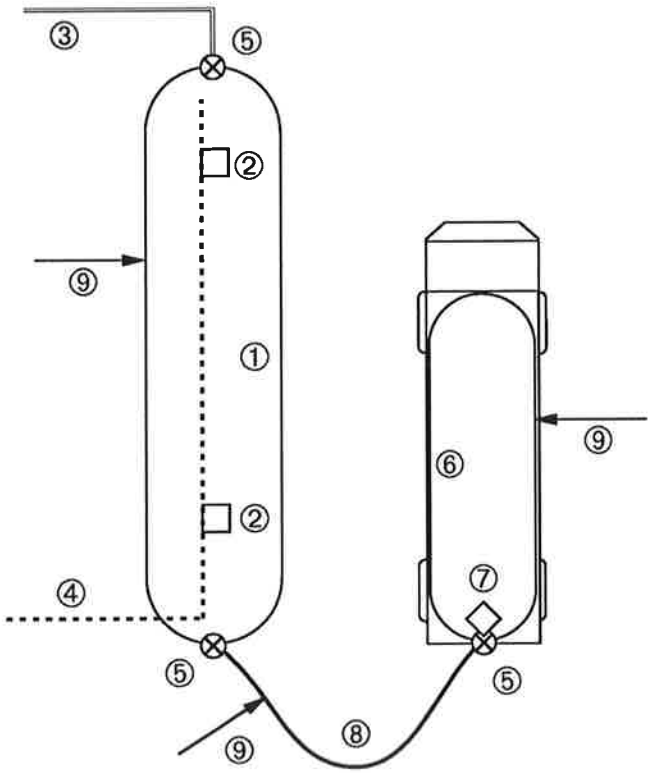


Figure 8: Eléments déterminants pour l'analyse par arbre des causes .

1. Citerne de gaz liquéfié avec raccords, jauge de point haut, indicateur de niveau y compris joints d'étanchéité
2. Soupapes de sécurité
3. Conduite d'exploitation à proximité de la citerne
4. Refroidissement de la citerne
5. Sécurités de rupture des conduites
6. Camion ou wagon-citerne pendant le remplissage
7. Vanne de fond
8. Flexible de remplissage
9. Causes internes ou externes d'accidents majeurs

Les arbres des figures 9 et 10 correspondent à deux "top-events": libération spontanée et fuite continue de gaz. Ces arbres se lisent de bas en haut, en commençant par les événements de base et en passant par le réseau des liaisons logiques, pour arriver enfin au "top-event".

Recherche des dangers

Pour les installations qui diffèrent beaucoup de celle présentée à la figure 8 (p.ex. les citernes sphériques ou les installations très complexes), il s'agit de repenser les arbres des causes proposés en tenant compte d'autres dangers possibles. Pour ce faire, on aura intérêt à utiliser la méthode HAZOP (Hazard and Operability Study, étude des dangers et de l'opérabilité).

Exemple fictif

Les données de probabilité indiquées dans les deux arbres n'ont qu'une valeur indicative. Il est admis, par exemple, qu'il n'y a pas de feux latéraux (ce qui signifie que les distances de sécurité sont suffisantes) [16] et qu'il y a 12 remplissages par année. Il va de soi qu'il faut utiliser les valeurs propres à chaque citerne.

Probabilités

Les commentaires du chapitre suivant sont destinés à faciliter l'évaluation des probabilités d'occurrence des événements de base. A partir des données bibliographiques, des valeurs sont déduites et recommandées pour le rapport-cadre. La numérotation des commentaires correspond à la numérotation des événements de base dans les arbres des causes des figures 9 et 10.

Les données relatives aux probabilités sont souvent difficiles à déterminer. Peut-être pourra-t-on les établir ultérieurement.

[16] On trouvera à l'annexe E des considérations sur l'effet des feux latéraux (par exemple d'installations de stockage fixes ou d'autres installations de stockage de gaz liquéfié).

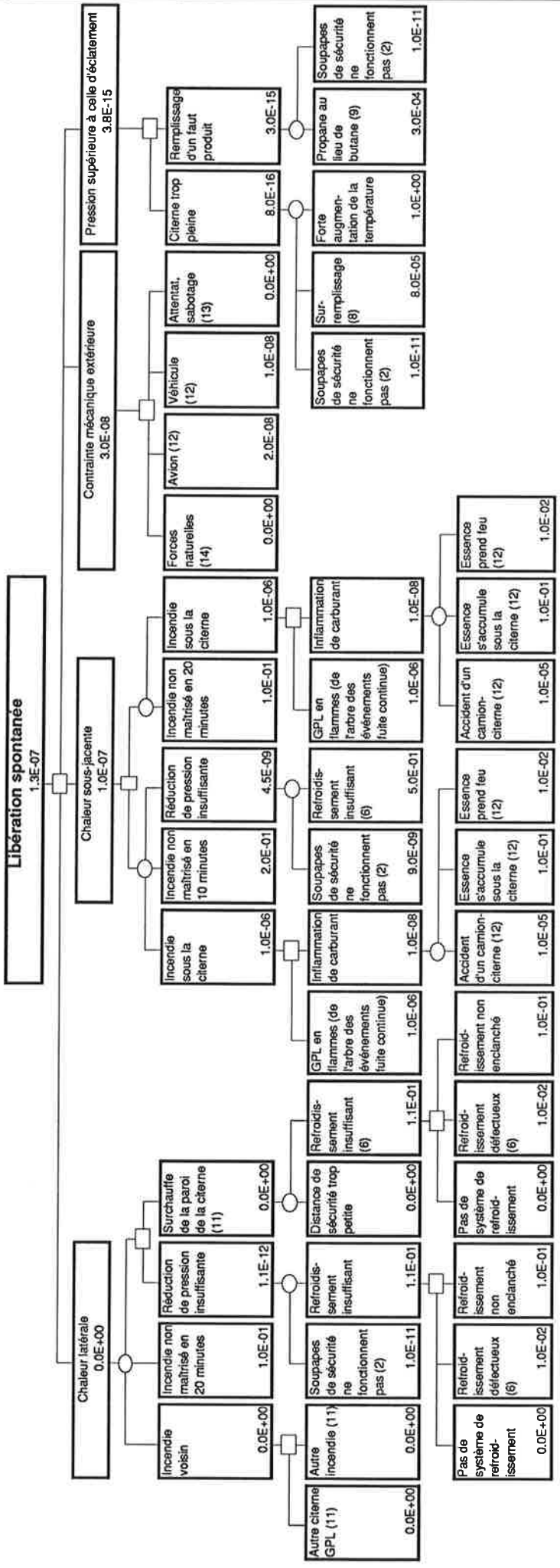
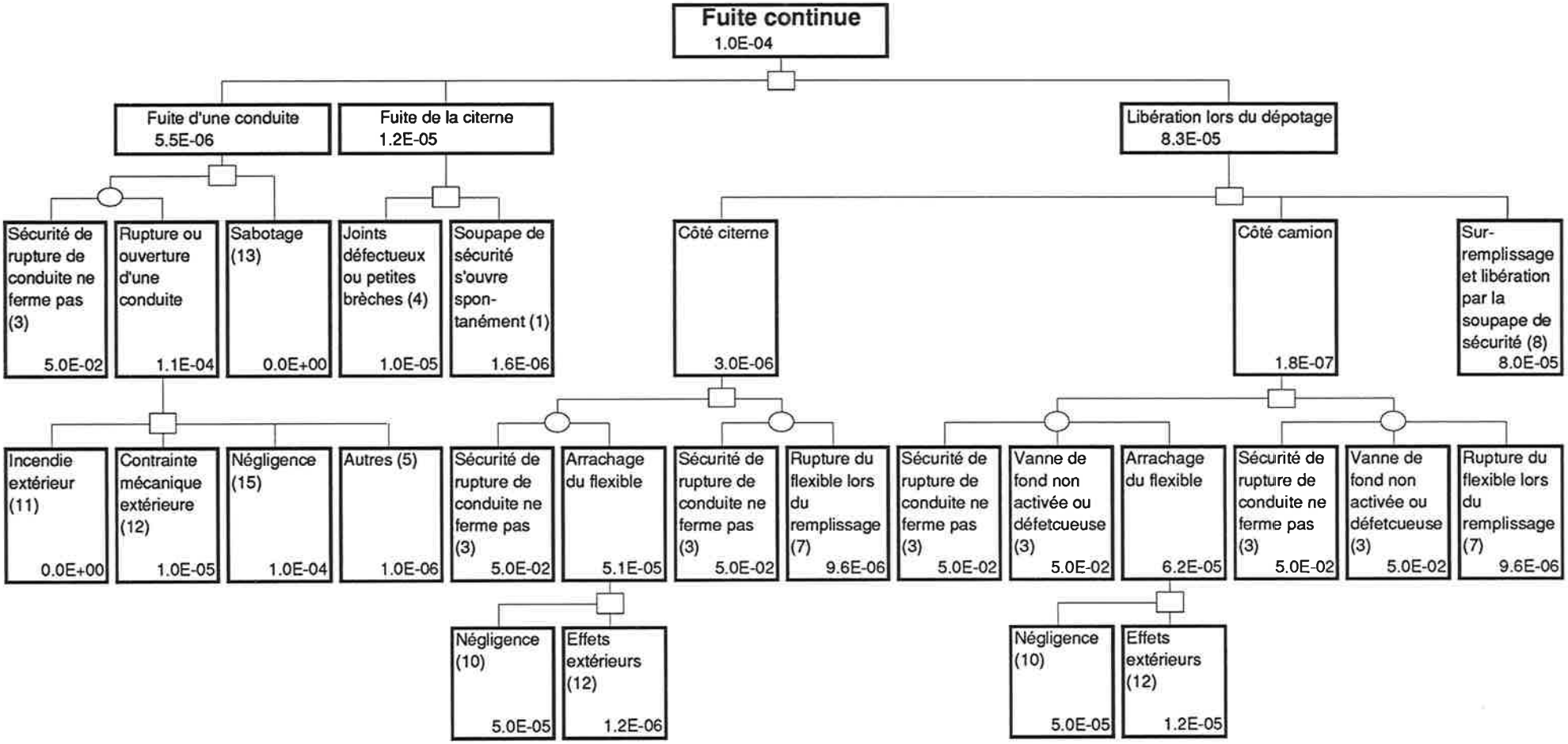


Figure 9: Arbre des causes "Libération spontanée".

Les probabilités ne sont que des exemples et ne doivent pas être utilisées sans autre pour un cas concret.
Les règles de calcul sont données en annexe A2.2. Les chiffres entre parenthèses se rapportent aux commentaires de l'annexe B2.



Addition logique: L'état décrit est atteint dès qu'un seul événement a lieu

Multiplication logique: L'état décrit n'est atteint que si tous les événements ont lieu simultanément

Figure 10: Arbre des causes "fuite continue".

Les probabilités ne sont que des exemples et ne doivent pas être utilisées sans autre pour un cas concret.
Les règles de calcul sont données en annexe A2.2. Les chiffres entre parenthèses se rapportent aux commentaires de l'annexe B2.

B2. Commentaire sur les arbres des causes

(1) Libération par la soupape de sécurité

Selon le manuel 2 de la société des ingénieurs allemands (VDI) [9, tableau 4-2], il faut compter pour les soupapes de sécurité (phase gazeuse) une probabilité de fuite de $2 \cdot 10^{-3}$ par année. Ceci donne une probabilité d'occurrence de 10^{-4} par réservoir et par année de provoquer des dégâts au-delà de 10 m de distance [9, tableau 7-3].

Lees [19] propose les taux annuels suivants pour la défaillance (petite fuite) d'une soupape de sécurité: de $1.8 \cdot 10^{-2}$ à $2.2 \cdot 10^{-2}$; Taylor et Platz [37] donnent une estimation de $4.4 \cdot 10^{-3}$.

Pour l'ouverture prématurée (section entière), Lees indique une probabilité de $8.8 \cdot 10^{-8}$ par année (intervalle: de $2.6 \cdot 10^{-8}$ à $2.6 \cdot 10^{-7}$ par année).

Conclusion

Une petite fuite de la soupape de sécurité n'est pas considérée comme un événement important.

La probabilité de l'ouverture de la section entière (défaillance totale) est estimée à $2 \cdot 10^{-7}$ par année et par soupape.

(2) Défaillance (blocage) de la soupape de sécurité

Selon VDI [9, tableau 2-5], la probabilité de défaillance est de $2 \cdot 10^{-5}$ par sollicitation. Cette valeur se base sur les résultats d'un calcul TNO précisant qu'en 25 ans on n'a recensé aucun cas où une soupape de sécurité n'aurait pas réagit avant l'éclatement d'un réservoir. Cette valeur (10^{-5} par opération) est attestée par d'autres auteurs [4, 19].

Par ailleurs, Lees chiffre la probabilité de blocage d'une soupape de sécurité à 10^{-5} par sollicitation (intervalle: de $3 \cdot 10^{-6}$ à $3 \cdot 10^{-5}$).

Conclusion

La probabilité de défaillance[17] d'une soupape de sécurité est évaluée à 10^{-5} par sollicitation. La probabilité qu'une soupape ne soit par erreur pas ouverte en cas de montage ou de révision est estimée à $3 \cdot 10^{-4}$ (grave défaillance humaine) [18] .

Si la capacité de décharge nécessaire fait défaut, la réduction de pression d'une citerne en flammes est insuffisante (critère 10 min.) . Pour un bloc de 4 soupapes, ce sera le cas si 2 soupapes ne fonctionnent pas: la probabilité[19] est de

$3 \cdot 10^{-4} \cdot 3 \cdot 10^{-5} = 9 \cdot 10^{-9}$

La réduction de pression d'un réservoir soumis à des effets thermiques latéraux est considérée comme insuffisante (critère 20 min.) si 3 soupapes d'un bloc de 4 ne fonctionnent pas. La probabilité de défaillance est donc de

$3 \cdot 10^{-4} \cdot 3 \cdot 10^{-5} \cdot 10^{-5} = 9 \cdot 10^{-14}$.

En cas de remplissage, par négligence, de propane dans une citerne à butane ou en cas de surremplissage d'un réservoir à propane, le blocage des 4 soupapes est déterminant. Pour un bloc de 4 soupapes, la probabilité de défaillance s'élève par conséquent à

$3 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{-15} = 3 \cdot 10^{-19}$.

On propose que les probabilités inférieures à 10^{-11} soient posées comme équivalentes à 10^{-11} (= limite du diagramme PC selon l'annexe G du manuel I de l'OPAM).

17 Le groupe de travail est conscient que la probabilité de défaillance de 10^{-5} en cas de sollicitation correspond aux connaissances scientifiques actuelles mais qu'il faudra peut-être la réviser. Lors de récents tests BLEVE sur des petites citernes (1,9 m³) munies d'une seule soupape de sécurité, la citerne, dans un cas sur trois a explosé à une pression de 24 bar avant que la soupape ne s'ouvre (Arthur D. Little-Studie, [46], USA 1992). Les soupapes utilisées lors de cette étude sont techniquement identiques à celle que l'on utilise pour les blocs à 4 des grandes citernes. Commentaire: La pression de 24 bar est faible pour une explosion. Au cours de la même étude [46], des citernes ont explosé à des pressions de 52, 63 et 66 bar. Selon une étude allemande [9] la probabilité de défaillance signifie, que la soupape ne s'est pas ouverte avant l'éclatement et non pas qu'elle n'a pas réagit à la pression de réglage.

18 Pour des raisons techniques, on ne peut fermer qu'une soupape par bloc lors d'un montage ou d'une révision.

19 La probabilité de défaillance d'une soupape s'élève à 10^{-5}. La probabilité que l'une des trois autres soupapes reste bloquée est de $3 \cdot 10^{-5}$.

(3) Défaillance de la sécurité de rupture ou de la vanne de fond (libération moyenne)

Le principe des sécurités de rupture est semblable à celui des soupapes anti-retour. Comme on connaît mieux les probabilités de panne des soupapes anti-retour que celles des sécurités de rupture, nous utiliserons donc les valeurs relatives à ces premières.

Selon VDI [9, tableau 2-3], il faut compter avec une probabilité de défaillance de 10^{-1} à $3 \cdot 10^{-1}$ par sollicitation. Taylor et Platz conseillent une valeur de 10^{-2}.

Dans Blything and Reeves [5], le taux d'erreur est de $1.3 \cdot 10^{-1}$ par sollicitation si un test a lieu tous les 10 ans (cycle de 8 ans: 0.1).

Conclusion

Le taux de défaillance d'une sécurité de rupture est estimé à $5 \cdot 10^{-2}$.

Il en va de même pour une avarie ou pour le non-déclenchement de la vanne de fond (technique comparable).

(4) Fuites de la citerne et des joints

Dans leur étude, Blything and Reeves [5] indiquent une valeur de 10^{-7} par année pour une fuite du trou d'homme.

La défaillance moyenne des joints ou des brides s'élève à $5 \cdot 10^{-6}$ pour les petites fuites et à $3.5 \cdot 10^{-7}$ pour les fuites moyennes. La probabilité de fuites plus importantes dues à des défaillances des joints ou des brides est chiffrée à 0.

Fréquences pour les réservoirs industriels à ciel ouvert selon VDI [9, tableau 6-5]:

Genre de libération	Taux de libération (kg s^{-1})	Fréquence annuelle
Jet gazeux	0.007	$8 \cdot 10^{-5}$
	0.07	$2 \cdot 10^{-4}$
	0.7	$5 \cdot 10^{-6}$
	7	$2 \cdot 10^{-5}$
Jet liquide	0.02	$5 \cdot 10^{-5}$
	0.2	$1 \cdot 10^{-4}$
	2	$5 \cdot 10^{-6}$
	20	$3 \cdot 10^{-6}$

A un autre endroit [9, tableau 7-3], on chiffre à $4 \cdot 10^{-6}$ la probabilité qu'un réservoir industriel à ciel ouvert présente une fuite provoquant des dégâts au-delà de 10 m [20].

Probabilités de défaillance par annnée pour des réservoirs selon Lees:

Réservoirs à pression standard de $3 \cdot 10^{-3}$ à $3 \cdot 10^{-2}$
Réservoirs sphériques (y compris gaz naturel etc.) de $2 \cdot 10^{-7}$ à $2 \cdot 10^{-6}$

Lees fournit aussi une indication sur la probabilité de défaillance des soudures (qualité de la citerne): $2.6 \cdot 10^{-11}$ par année (intervalle de $8.8 \cdot 10^{-13}$ à $8.8 \cdot 10^{-10}$ par année).

Dans la Canvey Island Study [19], on admet que la probabilité d'une défaillance spontanée de la citerne s'élève de 10^{-5} à 10^{-4} par année.
Explication:

La probabilité qu'une citerne doive être réparée ou mise hors service est de $3 \cdot 10^{-4}$ par année. On admet que le défaut critique (perforation, fissure) est inférieur à l'épaisseur de la paroi (petite fuite). Si l'on dispose d'un système d'inspection efficace, on admet que 90% des défauts sont

[20] On admet que les incidents qui ne provoquent pas de dégâts au-delà de 10 m restent dans tous les cas circonscrits à l'intérieur de l'entreprise.

repérés à temps. La probabilité d'un défaut non recensé se réduit ainsi à 3.10^{-5} par année. C'est pourquoi l'étude de Canvey Island [19] travaille sur la base d'une probabilité de défaillance de 10^{-5} par année. Elle ne précise pas si la défaillance mentionnée déclenche un accident majeur.

Pour la Suisse, on n'a jusqu'ici pas recensé de dégâts dus à la corrosion [24]. Au niveau mondial, on n'a pas connaissance que des dégâts dus à la corrosion aient provoqué un accident majeur [9, 38].

Selon l'étude hollandaise Rijnmond [9] la probabilité de défaillance d'un réservoir sphérique pouvant causer une catastrophe est de $2.3 \cdot 10^{-7}$ par année (réservoir plein) ou de $1.8 \cdot 10^{-6}$ (réservoir à moitié plein).

Les petites fuites des raccords n'ont pas été prises en considération, le chauffeur pouvant arrêter lui-même le remplissage [5].

Conclusion

La probabilité des fuites de citernes et de joints (libérations continues) prises ensemble est estimée à 10^{-5} par année.

(5) Fuites et ruptures de conduites

Probabilités de défaillance selon Lees (longueur non précisée):

Conduites	$2 \cdot 10^{-3}$
Raccords de conduites	$4 \cdot 10^{-3}$

D'un autre côté, Lees indique une probabilité de rupture (spontanée) de $8.8 \cdot 10^{-12}$ par année pour une conduite de diamètre inférieur à 3 pouces (intervalle de $2.6 \cdot 10^{-13}$ à $2.6 \cdot 10^{-10}$).

Erdmann (cité en [19]) a calculé une probabilité de défaillance (rupture) de $1.5 \cdot 10^{-6}$ par année et par "section".

Conclusion

La probabilité de rupture d'une conduite[21] est de 10^{-6} par année.

(6) Installation d'arrosage défaillante

Selon VDI [9, tableau 2-5], il faut compter avec une probabilité de non-fonctionnement de $4 \cdot 10^{-2}$ par sollicitation. Cette valeur tient compte de la panne d'une seule buse, puisque ce défaut implique déjà le non-fonctionnement du refroidissement. Taylor et Platz [37] indiquent une probabilité de $8 \cdot 10^{-3}$ par sollicitation de l'installation de sprinklers.

Selway [26] calcule une probabilité de non-fonctionnement de 10^{-3} en été et de $2 \cdot 10^{-3}$ en hiver.

Conclusion

Le taux de défaillance de l'installation d'arrosage est estimé à 10^{-2} pour les effets thermiques latéraux (une disponibilité réduite est suffisante).

En cas de feu sous la citerne, on admet que la capacité de refroidissement est insuffisante dans 50% des cas (disponibilité élevée requise, possibilité de rupture de la pellicule d'eau).

(7) Défaillance du flexible lors du remplissage

L'éclatement d'un flexible de remplissage ne provoque une libération importante que si les soupapes sont ouvertes.

Selon VDI [9, tableau 2-4], il y a une probabilité de $2 \cdot 10^{-5}$ d'éclatement (toute la section du flexible) et de $2 \cdot 10^{-4}$ de fuite par sollicitation.

Aux chiffres 7.2.2.5.2 et dans le tableau 7.1-1 de la même étude, on trouve un taux de défaillance de $1\text{-}3 \cdot 10^{-7}$ $h^{-1} \cdot m^{-1}$ pour les flexibles de remplissage de gaz liquéfié. Pour une longueur de 40 m, un temps de

[21] Pour les conduites inférieures à 3 pouces à proximité de l'installation de stockage, voir par. 1.2.

remplissage de 1 h, et 12 remplissages par année, la probabilité de défaillance est de 4.8-14.4·10^{-5} par année.

Le tableau 6-5 [9] quantifie expressément des événements pour des réservoirs industriels. Le nombre de sollicitations annuelles n'est pas indqué (il s'agit vraisemblablement de 10 sollicitations par année).

Flexible:

Fuite de 0.07 kg·s^{-1}:	2·10^{-3} par année
Fuite de 0.2 kg·s^{-1}:	7·10^{-4}
Fuite de 7.0 kg·s^{-1}:	3·10^{-4}
Fuite de 20 kg·s^{-1}:	2·10^{-4}

Lees indique pour les flexibles faiblement sollicités une probabilité de défaillance de 3.5·10^{-2} par année, et, pour les flexibles fortement sollicités, une probabilité de 3.5·10^{-1} par année.

Blything and Reeves [5] proposent la valeur de 7.6·10^{-7} par opération; cette valeur se base sur l'évaluation de 922'000 opérations (aucun cas connu).

En Suisse (40'000 années·citerne d'expérience avec une moyenne de 10 remplissages annuels), aucun cas n'est connu (1/400'000) [24]. Cela correspond à une valeur inférieure à 2.5·10^{-6} par opération.

Conclusion

La probabilité d'éclatement d'un flexible s'élève à 8·10^{-7} par remplissage.

(8) Surremplissage de la citerne

Pour l'appreciation de la probabilité annuelle de surremplissage d'une citerne, il faut prendre en compte [9, tableau 4-5]:

- La fréquence annuelle de remplissage (hypothèse 12)
- La probabilité que la jauge de point haut ne soit pas ouverte (hypothèse $7 \cdot 10^{-1}$)
- La probabilité que l'indicateur de niveau donne une valeur trop basse (hypothèse $2 \cdot 10^{-2}$)

Tout cela donne une probabilité de surremplissage de $2 \cdot 10^{-1}$ par année.

Le tableau 7-3 [9] chiffre la probabilité à $8 \cdot 10^{-5}$ pour qu'un surremplissage provoque des dégâts à plus de 10 m (réservoirs industriels à ciel ouvert). Cette valeur se situe toutefois à la limite supérieure du domaine de dispersion [9].

Lees admet une probabilité de $3 \cdot 10^{-2}$ à $4 \cdot 10^{-2}$ pour que l'indicateur de niveau ne soit pas observé ou qu'aucune action ne soit entreprise. Pour 12 remplissages par année, la probabilité est de $3.6 \cdot 10^{-1}$ à $4.8 \cdot 10^{-1}$ par année.

Commentaire

Si une citerne déborde pendant le remplissage, le chauffeur l'entend au ralentissement de la pompe d'extraction puisque celle-ci ne peut pas fonctionner à cause de la surpression due au surremplissage.

Conclusion

Cet événement n'est pas considéré comme important.

La probabilité d'un surremplissage d'une citerne survenant sans que le chauffeur le remarque est de $8 \cdot 10^{-5}$ (pour 12 remplissages par année).

(9) Introduction de propane dans une citerne à butane

Conclusion

Il s'agit généralement d'une négligence ($<10^{-5}$ par opération). Pour 12 remplissages par année, la probabilité est $<10^{-4}$ par année.

(10) Démarrage intempestif avec rupture du flexible de remplissage

Selon Blything and Reeves [5], la valeur est de $4 \cdot 10^{-6}$ par remplissage (évaluation basée sur 922'000 opérations et 3 ruptures).

Conclusion

Pour 12 remplissages par année, la probabilité de rupture du flexible est de $5 \cdot 10^{-5}$ par année

(11) Incendie extérieur à l'installation de stockage

La probabilité d'une contrainte thermique extérieure à l'installation de stockage et conduisant à un accident majeur de l'installation d'une portée supérieure à 10 m s'élève à 10^{-6} par année [9, tableau 7-3].

La probabilité de contraintes thermiques extérieures varie selon les installations et peut être réduite si la distance est suffisante ou en installant des parois anti-feu.

Conclusion

On évalue la probabilité en fonction de l'installation. Les réflexions sur les effets thermiques latéraux (p.ex d'installations de stockage d'hydrocarbures ou de stockage de gaz liquéfié) figurent à l'annexe E.

(12) Contraintes mécaniques extérieures

(12.1) Chute d'un avion

En Suisse, la probabilité qu'un avion s'écrase en un point donné s'élève à $8 \cdot 10^{-8}$ par année et par hectare [7]. La probabilité qu'il engendre une libération importante de gaz est estimée entre 10^{-1} et 1.

Conclusion

La probabilité que la chute d'un avion entraîne une libération importante de gaz est de $2 \cdot 10^{-8}$.

Pour les installations qui se trouvent à proximité d'aéroports il faut tenir compte des conditions locales.

(12.2) Trafic routier

On ne tient compte ici que des véhicules routiers et non des machines de chantier ou des grues. La fréquence d'un accident varie selon l'installation. La probabilité de contraintes mécaniques dues aux véhicules routiers (circulation normale et accidents avec sortie de route) se réduit à des proportions minimes, si l'on prend des mesures de sécurité suffisantes (glissières, parois de protection, etc.).

VDI [9, chiffre 4.2.2] suggère des valeurs moyennes de $2 \cdot 10^{-5}$ par année pour l'endommagement d'une citerne par un véhicule lourd. On admet que 10% des collisions peuvent provoquer une fissure de la citerne de stockage de gaz liquéfié.

Selon le tableau 7-3 [9] il y a une probabilité de $4 \cdot 10^{-7}$ que les dégâts s'étendent au-delà de 10 m.

Commentaires des auteurs

A l'aide des statistiques suisses d'accidents de la route [28, 40], on a calculé les probabilités par annnée pour les événements suivants:

(12.3) Collision entre un véhicule routier et un camion-citerne en cours de remplissage

Selon les statistiques de la CNA, aucun accident de ce genre n'a été recensé au cours des 20 dernières années, soit depuis le début du recensement systématique [24]. Pendant ce laps de temps, environ

220'000 remplissages ont été effectués en Suisse, dont 3% au plus par des camions-citernes parqués en bordure de la chaussée (n = 6'000). La probabilité (95% d'intervalle de confiance) de collision est donc inférieure à $5 \cdot 10^{-4}$ par remplissage.

Une autre considération permet d'obtenir d'autres valeurs:

En 1990, le parc automobile suisse comptait trois millions de véhicules, dont la moitié au repos et à peu près 5% (75'000) stationnés à des endroits exposés (bordure de chaussée). Les statistiques des accidents ont répertorié 5'000 collisions avec des véhicules stationnés en bordure de chaussée. La probabilité d'une telle collision est donc de $8 \cdot 10^{-6}$ par heure de stationnement.

Probabilité estimée d'une libération de gaz à la suite d'une collision (rupture du flexible de remplissage) : 10^{-2}.

Conclusion

La probabilité d'une collision entre un véhicule routier et un camion-citerne stationné en bordure de chaussée pour effectuer une opération de remplissage, et cela avec libération de gaz, est évaluée à 10^{-7} par remplissage.

(12.4) Accident avec sortie de route d'un véhicule lourd (camions-citernes exclus)

Les données de base sont les accidents avec sortie de route par catégorie de véhicules [28,40]. On estime à 30 m la distance moyenne de la chaussée sur laquelle le véhicule effectue sa sortie de route et fait donc courir un risque de collision avec la citerne. Les probabilités d'événements de ce genre sont les suivantes:

Autoroutes	$7.3 \cdot 10^{-4}$ par année
Routes principales	$8.5 \cdot 10^{-5}$ par année
Routes secondaires	$1.5 \cdot 10^{-5}$ par année

Une citerne est menacée par le trafic routier si:

- elle se trouve trop près de la chaussée (moins de 20 m)
- elle n'est pas suffisamment protégée (murs, glissières, etc.)

On estime que la probabilité de libération de gaz liquéfié est inférieure à 10^{-1} par événement.

(12.5) Accident avec sortie de route d'un camion-citerne transportant de l'essence

Les considérations s'appuient sur les chiffres donnés ci-dessus. Pour les camions-citernes sans remorque, on estime que les produits minéraux représentent 90% des produits transportés, dont 68% d'essence. Les 10% restants consistent en autres liquides, dont le gaz liquéfié (3%). En ce qui concerne les camions-citernes avec remorque, on admet que 68% d'entre eux transportent de l'essence. Voyages à vide: facteur 0.5.

On estime à 100 m la distance sur laquelle un camion-citerne menace d'entrer en collision avec une citerne à la suite d'un accident avec sortie de route.

Autoroutes	$1.3 \cdot 10^{-5}$ par année
Routes principales	$2 \cdot 10^{-6}$ par année
Routes secondaires	$1.2 \cdot 10^{-6}$ par année

La probabilité d'un écoulement d'essence sous l'installation de stockage de gaz liquéfié suffisant pour provoquer un accident est inférieure à 10^{-1} par événement; on chiffre le risque d'incendie à 10^{-2}.

(12.6) Accident avec sortie de route d'un camion-citerne transportant du gaz liquéfié

Il s'agit ici de camions-citernes sans remorque, soit 3% de tous les camions-citernes. 50% des trajets sont effectués à vide. La distance sur laquelle un camion-citerne menace d'entrer en collision avec une citerne à la suite d'un accident avec sortie de route est évaluée à 100 m.

Autoroutes	3.10^{-7} par année
Routes principales	$4.9 \cdot 10^{-8}$ par année
Routes secondaires	$1.8 \cdot 10^{-8}$ par année

La probabilité d'un écoulement d'essence sous l'installation de stockage de gaz liquéfié suffisant pour provoquer un accident est inférieure à 10^{-1} par événement; on chiffre le risque d'incendie à 0.5.

(12.7) Trafic dans l'aire de l'entreprise

Selway [26] indique des valeurs de 10^{-5} à $4 \cdot 10^{-5}$ par année pour l'endommagement de conduites sur le terrain de l'entreprise.

La probabilité de collision entre un véhicule lourd circulant dans l'aire de l'entreprise et l'installation de stockage de gaz liquéfié est assimilée à la probabilité de collision avec un véhicule en stationnement sur une route secondaire ($4 \cdot 10^{-4}$ par année).

Conclusion

La probabilité de contraintes mécaniques extérieures sur le camion-citerne pendant le remplissage, sur les citernes et sur les conduites doit être évaluée en fonction des particularités locales.

(13) Sabotages, attentats et vandalisme

Il s'agit ici d'actes intentionnels qui échappent totalement aux calculs des probabilités.

Une étude TNO portant sur les accidents majeurs des installations de stockage de gaz liquéfié [38] a enregistré une seule tentative (avortée).

(14) Phénomènes naturels

Les causes naturelles d'accidents majeurs dépendent essentiellement de l'environnement: glissements de terrain, avalanches, inondations, séismes. On en tiendra compte dans l'étude de risque en fonction de l'emplacement spécifique de l'installation.

(15) Négligence

Selon les activités, la probabilité d'une négligence varie entre 10^{-3} et 10^{-2} [19]. Du fait que le gaz liquéfié est un produit dangereux, on manifeste à son égard une prudence d'autant plus marquée; la valeur de 10^{-4} semble donc plus réaliste.

ANNEXE C: Effets

C1. Arbres des événements

C1.1 Arbre des événements: libération spontanée

C1.1.1 Taux de remplissage de la citerne

Le taux de remplissage d'une citerne au moment de l'événement (après 15 minutes de décharge) dépend essentiellement de l'entreprise. C'est la raison pour laquelle il faut évaluer différemment, pour chaque entreprise, la valeur correspondante pour les cas "citerne pleine" et "citerne à moitié pleine" (figures 11 et 12).

En principe, une libération spontanée de tout le contenu de la citerne sous l'effet du feu se déroule ainsi:

Citerne directement touchée par le feu

1. Le feu atteint directement la citerne. A ce moment, le système de refroidissement va s'enclencher, pour autant qu'il n'y ait pas de défaillance. Ouverture des soupapes de sécurité. Selon la vigueur du feu et l'efficacité du refroidissement, les soupapes de sécurité s'ouvrent et se referment alternativement. Aussi longtemps que les flammes ne toucheront que des parties de la citerne qui se trouvent soit au-dessous du niveau de gaz liquéfié, soit protégées par l'apport d'eau froide, il n'existe aucun danger de rupture du réservoir. Une masse d'eau froide de 3 $l \cdot min^{-1} \cdot m^{-2}$ possède une capacité d'évaporation d'à peu près 110 $kW \cdot m^{-2}$.

Pellicule d'eau et capacité de décharge

2. La formation d'un dépôt de suie et la dissolution des parties colorées sur la partie inférieure de la citerne léchée par les flammes provoquent une déchirure de la pellicule d'eau. Si la limite des phases liquide et gazeuse se situe au-dessous de cette ligne, il se produit un violent échauffement local de la citerne [6]. (A des températures de 250°C, le coefficient de sécurité de la limite d'extensibilité de l'acier STE355 passe de 1.5 à 1). En admettant que la pellicule d'eau se rompe à mi-hauteur de la citerne suite à la formation d'une pellicule de suie, le taux de remplissage sera au maximum de 50% lors de la rupture.

Libération spontanée

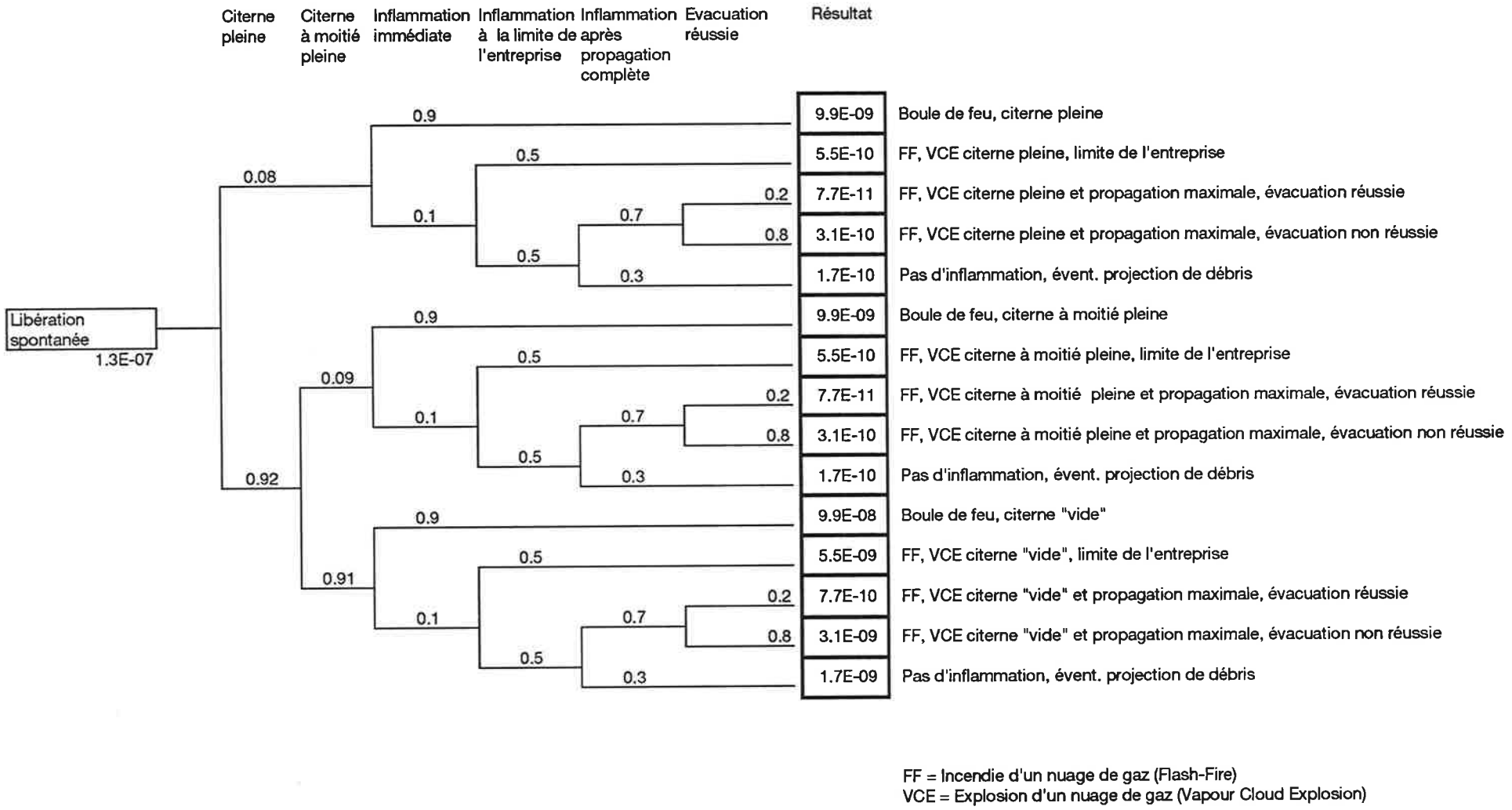


Figure 11: Arbre des événements "libération spontanée". Les chiffres ne sont que des exemples pour une meilleure compréhension de la figure.

Si le système de refroidissement ne fonctionne pas, le réservoir peut présenter une défaillance même lorsque le remplissage est plus élevé. Quoi qu'il en soit, il faut aussi prendre en compte la capacité de décharge non négligeable des soupapes de sécurité. C'est ainsi qu'une citerne de 45 m^3 contenant 20 t de propane et d'une capacité de décharge de 52 $t \cdot h^{-1}$ contient encore, après 10 minutes de décharge, 11 tonnes de carburant (55%).

Rupture du réservoir

3. Le surchauffage des parois du réservoir au-dessus de la limite des phases liquide et gazeuse peut déjà provoquer une rupture spontanée du réservoir à une pression interne qui correspond à la pression de décharge des soupapes de sécurité. Au cours d'essais de rupture d'un réservoir, il s'est avéré qu'un tel phénomène exigeait des températures locales des parois de 300°C à 400°C et une pression interne de 30 à 40 bar. En principe, dans des conditions de feu optimales, il fallait 10 minutes jusqu'au BLEVE [25].

   Si la surchauffe des parois de la citerne est localement circonscrite, elle peut provoquer des fissures locales qui permettront une libération continue (accident de Chiasso, 1972).

C1.1.2 Moment de l'inflammation

Si la citerne est la proie des flammes ou qu'elle se trouve à proximité immédiate d'un objet en feu, l'inflammation survient instantanément. De même, les chocs qui possèdent suffisamment d'énergie pour causer un endommagement mécanique de la citerne parviennent aussi, dans la plupart des cas, à enflammer immédiatement le gaz libéré. Pour cette sorte d'inflammation, on propose une valeur de 0.9.

La possibilité qu'un nuage de gaz à la dérive s'enflamme dans l'enceinte de l'entreprise dépend surtout des activités qui s'y déroulent. La valeur devrait se situer entre 10% et 90%.

Le moment de l'inflammation d'un nuage de gaz dépend essentiellement du voisinage direct. Ainsi, un trafic routier intense est susceptible de provoquer l'inflammation d'un mélange combustible air/gaz.

C1.1.3 Evacuation

Une évacuation des lieux, c'est-à-dire un déplacement hors de la zone menacée, ne peut être envisagée que si l'alarme est donnée suffisamment tôt. L'évacuation doit être planifiée sur la base des plans d'intervention, d'entente avec les services concernés et les communes. Si l'évacuation ne survient qu'après la libération de gaz, on a déjà atteint, au moment même de l'alarme, le stade où le gaz s'est entièrement répandu (la distance maximale de la limite inférieure d'explosion est atteinte, cf. annexe C2.6, "Evacuation").

C1.2 Arbre des événements: fuite continue de gaz

L'effet de ce type de libération est fonction des taux de fuite d'une section de conduite. Il se limite, en gros, à l'éventualité d'un incendie aux environs et à l'augmentation de la température d'une ou de plusieurs citernes de gaz liquéfié. Il s'agit ici de savoir quels objets ce genre de libération peut atteindre.

C.1.2.1 Probabilité d'inflammation

Une source capable d'entraîner l'inflammation doit se trouver à proximité du jet de gaz qui peut atteindre une dizaine de mètres (voir annexe C2.2.2, "Jet de gaz"). La probabilité d'inflammation dépend essentiellement de la situation des lieux.

S'il n'y a pas d'inflammation, la libération de gaz liquéfié reste, en principe, sans conséquences pour l'environnement. L'inflammation ne peut se produire que dans une fourchette de concentration volumique bien définie: les limites inférieure et supérieure d'explosion sont 2.1 et 9.5% pour le propane, 1.9 et 8.5% pour le butane .

La probabilité et le moment de l'inflammation à la suite de la libération de gaz liquéfié dépend des taux de fuite, des conditions de propagation (force du vent) et de l'existence de sources d'inflammation et de leur

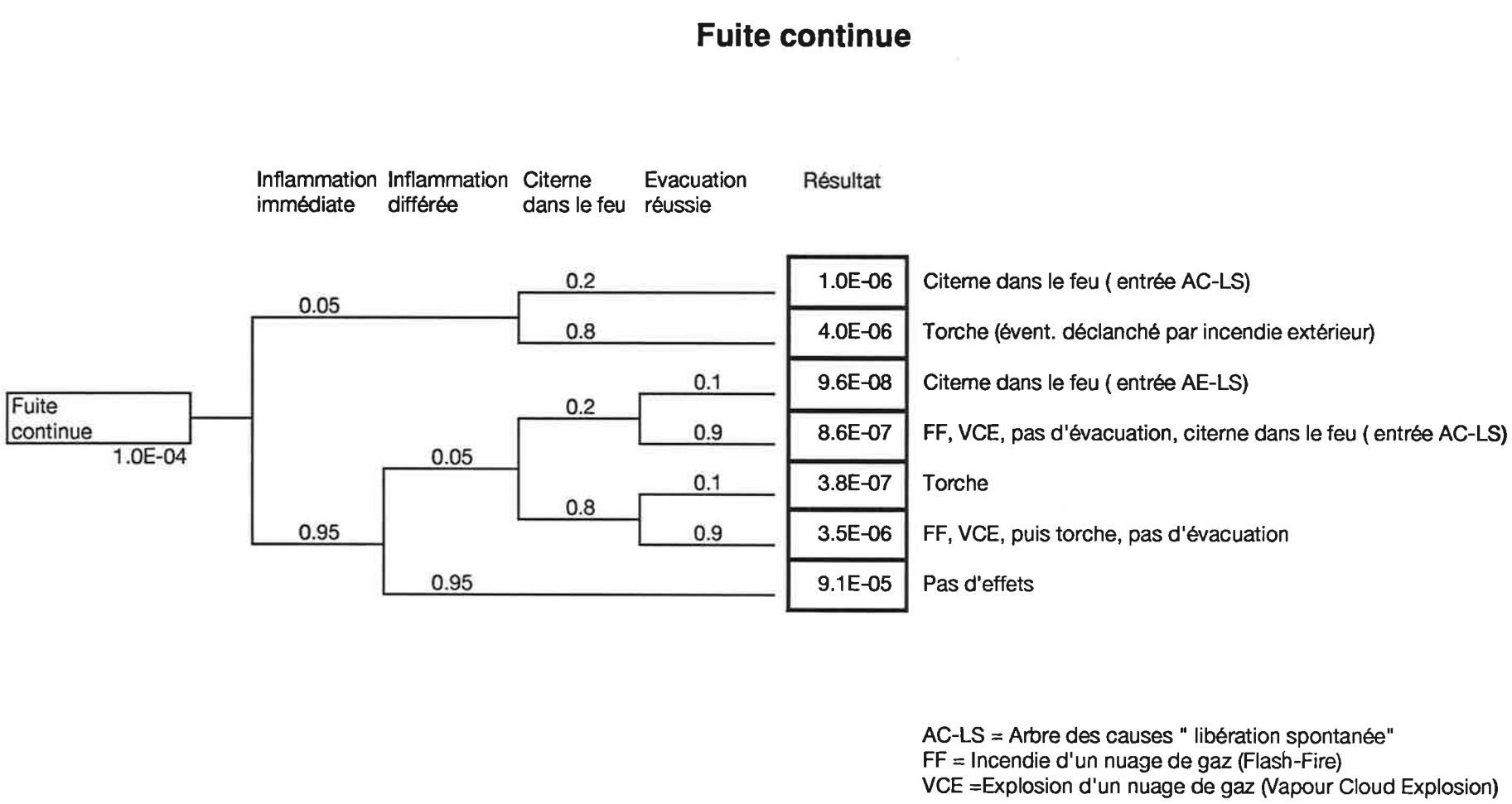


Figure 12: Arbre des événements "fuite continue". Les chiffres ne sont que des exemples pour une meilleure compréhension de la figure.

éloignement par rapport à la fuite. Dans les zones protégées, en particulier lors du remplissage de l'installation de stockage, on ne doit trouver aucune source d'inflammation.

Valeurs tirées des ouvrages spécialisés

Selon une étude GPL hollandaise [9, ch. 2.2.4], la probabilité d'une inflammation immédiate est de 0.2, celle d'une inflammation différée de 0.05 pour des taux de fuite inférieurs à $10 kg \cdot s^{-1}$. Ces valeurs sont assurément trop élevées:

- Les cas cités dans ces études ne concernent que des événements en rapport avec le transport (camions-citernes et véhicules semblables) pour lesquels l'inflammation est plus probable que pour des installations fixes;
- Les événements sans incendie ou sans explosion sont peu pris en compte dans les études de cas.

Dans la documentation VDI relative aux fuites, on trouve les probabilités suivantes d'inflammation:

Inflammation immédiate (feu d'un jet de gaz)	0.05
VCE avec feu d'un jet de gaz	0.005

Le manque de données fiables ne permet de fournir que des valeurs estimatives pour la probabilité d'inflammation.

Conclusion

Pour effectuer les calculs, il est recommandé d'utiliser les probabilités suivantes:	
Inflammation immédiate du gaz (fuite continue)	0.05
Inflammation différée du gaz (fuite continue)	0.05
Inflammation immédiate du gaz (grande libération spontanée)	0.9
Inflammation différée du gaz (grande libération spontanée)	0.05

C1.2.2 Direction de la torche

Pour calculer la probabilité que la citerne se trouve exposée à l'action de la torche, il faut tenir compte de la disposition des conduites et des obstacles éventuels qui pourraient freiner ou dévier le jet.

On tiendra compte du fait que la torche peut être soit perpendiculaire soit parallèle à la disposition des conduites.

C1.2.3 Evacuation

Une évacuation n'a une chance de réussite que si il n'y a pas eu d'inflammation immédiate.

C2. Modèles de calcul

C2.1 Libération de gaz liquéfié

C2.1.1 Libération gazeuse

Le taux de libération d'un gaz par une ouverture est donné par

$$M = C_d \cdot (Ap / v_o) \cdot \Psi \; [1]$$

M = taux de libération [$kg \cdot s^{-1}$]
C_d = coefficient de libération (0.85) (pas de donnée dimensionnelle)
A = surface de l'ouverture [m^2]
p = pression absolue à l'intérieur de la citerne [$N \cdot m^{-2}$]
$v_o = (\gamma RT/M)^{1/2}$ [$m \cdot s^{-1}$] = vitesse du son dans le gaz à la température T
Ψ = facteur d'écoulement (pas de donnée dimensionnelle)
T = température absolue [K]
γ = rapport des chaleurs spécifiques du gaz (C_p/C_v) (pas de donnée dimensionnelle)

Ecoulement à vitesse supersonique

Pour le calcul, on distingue entre libération supersonique et infrasonique. La pression gazeuse du propane et du butane dans une citerne de stockage, en conditions normales (20°C), est suffisante pour que le gaz sorte à une vitesse supérieure à celle du son. Le facteur de libération Ψ est donc défini par

$$\Psi = \gamma \cdot (2 / (\gamma + 1)) ^{(\gamma + 1) / 2 (\gamma - 1)} \; [1]$$

Ψ = 0.675 pour le propane
Ψ = 0.655 pour le butane

Ecoulement à vitesse infrasonique

Si la pression de la vapeur descend au-dessous de 1.7 bar, la vitesse de libération sera inférieure à la vitesse du son. Pour le butane, les valeurs correspondantes sont:

Ψ = 0.644 (T = 283 K)
Ψ = 0.566 (T = 278 K)

Formule simplifiée

Comme les variables v_0 (vitesse du son) et Ψ ne varient qu'insensiblement dans l'intervalle de température et de pression qui nous intéresse et sont à peu près équivalentes pour le propane et le butane, les taux de libération pour ces gaz peuvent être exprimés par la formule suivante:

$$M = 0.0018 \cdot p \cdot D^2 \qquad (D = \text{diamètre de l'ouverture [m]})$$

Refroidissement

On remarquera que la phase liquide est constamment refroidie par la libération et par l'évaporation du gaz. L'énergie d'évaporation est de 426 pour le propane et de 390 pour le butane [$kJ \cdot kg^{-1}$]. Ce phénomène réduit la pression interne et donc les taux de libération.

C2.1.2 Libération biphasée

Tout liquide chauffé au-delà de son point d'ébullition normal et placé sous pression commence à bouillir lors d'une détente de la pression au niveau atmosphérique. Si cette détente se produit dans une section de tuyau, il y aura libération d'un mélange de liquide et de gaz. Ce processus s'appelle libération biphasée.
Ce processus de libération est théoriquement très difficile à décrire. La documentation nous donne néanmoins une formule relativement simple, applicable pour les sections de conduites d'au moins 10 cm et jusqu'à 10 m de long:

$$G = C_d \cdot (h / (\Delta V (T C_p)^{1/2})) \quad [1]$$

G = taux de libération [$kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$]
C_d = coefficient d'libération (0.61)
h = chaleur d'évaporation [$J \cdot kg^{-1}$]
ΔV = modification du volume spécifique liquide/gaz à la pression du réservoir
T = température de stockage [K]
C_p = chaleur spécifique du liquide [$J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$]

Les valeurs correspondantes pour les gaz liquéfiés stockés à 20°C sont:

Propane: 4860 kg $m^{-2} \cdot s^{-1}$
Butane: 1430 kg $m^{-2} \cdot s^{-1}$

C2.1.3 Libération liquide

La formule généralement reconnue pour la libération de liquides est la suivante:

$$M = C_d \cdot A \cdot \rho \cdot \sqrt{((2\,(p-p_a)\,/\,\rho) + 2gh)} \quad [1]$$

M = taux de libération [$kg \cdot s^{-1}$]
C_d = coefficient de libération (0.61)
A = surface de l'orifice de libération [m^2]
ρ = densité du liquide [$kg \cdot m^{-3}$]
p = pression de stockage absolue [$N \cdot m^{-2}$]
p_a = pression après la libération [$N \cdot m^{-2}$]
g = accélération terrestre = 9.81 [$m \cdot s^{-2}$]
h = niveau du liquide au dessus de l'orifice de libération [m]

A une température de 20°C, les taux de libération sont les suivants:

Propane: $M = 16'000\ A$ [$kg \cdot s^{-1}$]
Butane: $M = 6'000\ A$ [$kg \cdot s^{-1}$]

C2.2 Sources

C2.2.1 Evaporation d'une fuite de liquide

Comme déjà mentionné à l'annexe C2.1.2, une partie du gaz liquéfié se trouvant sous pression s'évapore instantanément lorsqu'il entre en contact avec l'atmosphère. Si l'on admet que l'énergie nécessaire à cet effet est extraite exclusivement sous forme de chaleur du liquide qui se refroidit ensuite jusqu'au point d'ébullition, on peut alors utiliser la formule suivante (cf. aussi la figure 13):

$$F = C_p \cdot ((T - T_b) / h) \quad [1]$$

F = quantité de liquide immédiatement évaporée
C_p = chaleur spécifique du liquide [$J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$]
T = température de stockage [K]
T_b = température d'ébullition à la pression atmosphérique [K]
h = chaleur d'évaporation [$J \cdot kg^{-1}$]

Expérience réalisée dans la pratique

En pratique, on constate toutefois, lors de libérations de gaz liquéfié avec des taux d'évaporation de 10% et plus, qu'il ne se forme aucune flaque de liquide [1]. Ceci peut s'expliquer ainsi: l'évaporation explosive englobe le liquide restant sous la forme d'un fin brouillard dans le nuage de vapeur; l'apport d'air environnant, plus chaud, fait qu'il ne reste plus de liquide après très peu de temps. Ce mélange avec l'air se produit presque instantanément du fait de la haute vitesse de libération (supersonique) et des turbulences qui y sont liées.

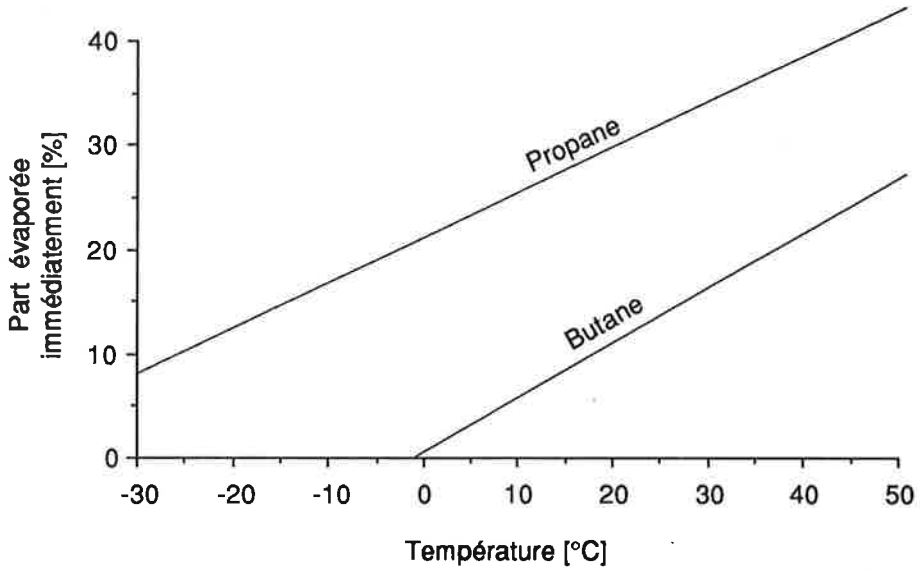


Figure 13. Quantité de liquide immédiatement évaporée en fonction de la température.

On a d'autre part constaté que la température du nuage de gaz s'abaisse très rapidement au-dessous du point d'ébullition du liquide. Par exemple, lors d'essais pratiqués avec du propane, on a mesuré des températures de -60°C à une distance de 1.5 m du point de libération, pour un taux de libération de 1.5 $kg \cdot s^{-1}$ (température de stockage et de l'environnement 28°C, point d'ébullition -40°C). A 10 m du point de libération, la température était remontée à env. 10°C [12].

Conclusion

En ce qui concerne le propane, on peut donc considérer qu'en cas de jet de gaz (annexe C.2.2.2) et de libération soudaine, il ne se crée que peu ou pas de flaques de liquide. Si le jet de liquide rencontre un obstacle (paroi, sol), on ne peut exclure la formation d'une flaque. Si la température du butane est inférieure à 20°C, la formation d'une flaque est possible.

Taux d'évaporation

Pour décrire l'évaporation de la masse restante, on admet que cette masse se situe dans un bac de rétention ou qu'elle forme une flaque au sol. Il se déroule alors un phénomène de transmission de chaleur assimilable au modèle d'une paroi infiniment épaisse soudainement refroidie en surface à la température d'ébullition du gaz. Pour obtenir les taux d'évaporation pendant la phase initiale du processus d'évaporation, on utilise l'équation suivante [10]:

$$M = (\lambda (T_B - T_S) F) / (h \sqrt{(\alpha \pi t)})$$

M = taux d'évaporation [kg s^{-1}]
λ = conductivité thermique du sol [$J \cdot m^{-1} \cdot s^{-1} \cdot K^{-1}$]
(= 1.28 $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$ pour un terrain argileux
0.52 $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$ pour de la terre
1.2 - 1,4 $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$ pour du béton
0.76 $W \cdot m^{-1} \cdot K$-1 pour de l'asphalte [43])
T_B = température du sol [K]
T_S = température d'ébullition du gaz liquéfié [K]
F = surface de contact du gaz liquéfié et du sol [m^2]
h = chaleur d'évaporation [$J \cdot kg^{-1}$]
a = diffusivité thermique du sol [$m^2 \cdot s^{-1}$]
(= $1 \cdot 10^{-6}$ $m^2 \cdot s^{-1}$ pour un terrain argileux
$0.14 \cdot 10^{-6}$ $m^2 \cdot s^{-1}$ pour de la terre
$0.5 - 0.7 \cdot 10^{-6}$ $m^2 \cdot s^{-1}$ pour du béton
$0.36 \cdot 10^{-6}$ $m^2 \cdot s^{-1}$ pour de l'asphalte [43])
t = temps [s]

C2.2.2 Jet de gaz

A une température de 20°C, un jet gazeux ou biphasé a une vitesse supersonique tant pour le propane que pour le butane . De ce fait, de grandes quantités d'air se mélangent rapidement au jet de gaz et le diluent. Comme le gaz est beaucoup plus dense que l'air, le mélange

gaz/air se dirigera plus ou moins rapidement vers le sol, en fonction de la vitesse du vent ainsi que du taux et de la vitesse de libération.

Emission vers le haut

Il faut maintenant établir à quelle distance on va encore trouver des mélanges inflammables. Des essais menés avec du butane ont indiqué une vitesse de libération de 26.5 $m \cdot s^{-1}$ [23] pour une surface de libération de 0.25 m^2 en phase gazeuse, une température du liquide de 0°C (p = 4000 $N \cdot m^{-2}$) et un débit de 2 $kg \cdot s^{-1}$. Si la surface de libération est dirigée vers le haut, on ne trouve plus de gaz inflammables au-dessous du niveau de libération même par un vent de 1 $m \cdot s^{-1}$. Mais en réalité, les pressions sont beaucoup plus fortes, ce qui conduit à un mélange encore meilleur.

Emission horizontale ou vers le bas

Il en va autrement dans le cas d'un jet horizontal ou dirigé vers le bas. Il se dilue assez rapidement, mais on doit s'attendre à ce que les mélanges inflammables atteignent le sol et, par-là même, rencontrent une source d'inflammation. Pour calculer la distance entre cette source d'inflammation et le lieu de libération, Haas et Stock donnent la formule suivante pour une libération en phase gazeuse [16]:

$$L = 0.323 \cdot p^{1/2} D$$

L = distance du lieu de libération jusqu'à la limite inférieure d'explosion du nuage de gaz [m]
p = surpression du réservoir [$N \cdot m^{-2}$]
D = diamètre de l'ouverture de libération [m]
(Attention: formule valable qu'en unités SI)

A 20°C on obtient pour le propane L= 250 D

Mélange biphasé

Si la libération est biphasée, la distance L augmente proportionnellement à la masse libérée [16]. Comme le taux d'une libération biphasée correspond au triple de celui d'une libération de gaz simple (pour la même surface de libération), et que la distance valable pour la limite inférieure d'explosion est proportionnelle à $\sqrt{M}$, on utilise ici la formule suivante:

$$L = 0.56 p^{1/2} D$$

(Attention: formule valable qu'en unités SI)

Libération en phase liquide

Si la libération se produit uniquement en phase liquide, les turbulences sont bien moindres puisque la vitesse de libération est nettement inférieure. C'est la raison pour laquelle on voit apparaître des nuages de gaz de plus grandes dimensions qui dépendent des conditions atmosphériques et de la vitesse du vent. Nous traiterons de leur propagation dans les paragraphes qui suivent.

C2.2.3 Libération spontanée

Comme mentionné à l'annexe C2.2.1, il ne se forme pas de flaque lors d'une libération spontanée de propane aux températures habituelles et avec une grande énergie cinétique. Tout le liquide est pulvérisé et le mélange avec l'air se réalise extrêmement vite. Après un laps de temps très court, le mélange gazeux explosif s'est totalement dissipé. Lors d'une libération spontanée de 5000 kg de propane à une température de 27°C, la limite inférieure d'explosion se situe au maximum à 30 m du lieu de libération [39]. Le nuage de gaz est explosif pendant 9 secondes environ.

C2.3 Propagation

Les gaz propane et butane ont une densité de 1.5 à 2 fois plus élevée que l'air, c'est pourquoi on leur donne le nom de "gaz lourds". Dans les études de risque, on ne tient compte que de leurs concentrations supérieures à la limite inférieure d'explosion, c'est-à-dire supérieures à 2% dans l'air. Ces concentrations, selon les théories courantes, sont toujours attribuées au domaine des gaz lourds; il ne faut donc pas traiter le problème de la propagation neutre.

Modèles informatiques

Il existe des logiciels qui permettent d'évaluer les divers comportements de propagation. Pour établir les diagrammes des figures 14 et 15 on a utilisé un logiciel que VDI a développé sur la base de son programme de mesures en soufflerie [42]. Ce logiciel permet notamment de traiter des données topographiques. Les essais ont été effectués sur la base d'une libération sans pression; les diagrammes ne sont donc valables que pour des conditions de ce genre (p.ex. évaporation de liquides, libérations à des

vitesses basses, propagation après rencontre du jet avec un obstacle, etc.). Pour les autres cas, se référer à l'annexe C (2.2.2 et 2.2.3).

Imprécisions

Malgré des chiffres "précis", il faut néanmoins préciser que le comportement de propagation réel ne peut être qu'estimé. Premièrement, parce qu'il est difficile d'introduire des paramètres tels que les irrégularités du terrain ou les obstacles naturels. Deuxièmement, parce qu'il y a des processus chaotiques (p.ex. tourbillons) que l'on ne peut pas reproduire même lors d'essais en soufflerie. Pour 10% des essais, les distances jusqu'à la limite inférieure d'explosion diffèrent de 25% de la moyenne. Mais comme les incertitudes sur les taux de libération sont également importantes, la précision des calculs est en général suffisante.

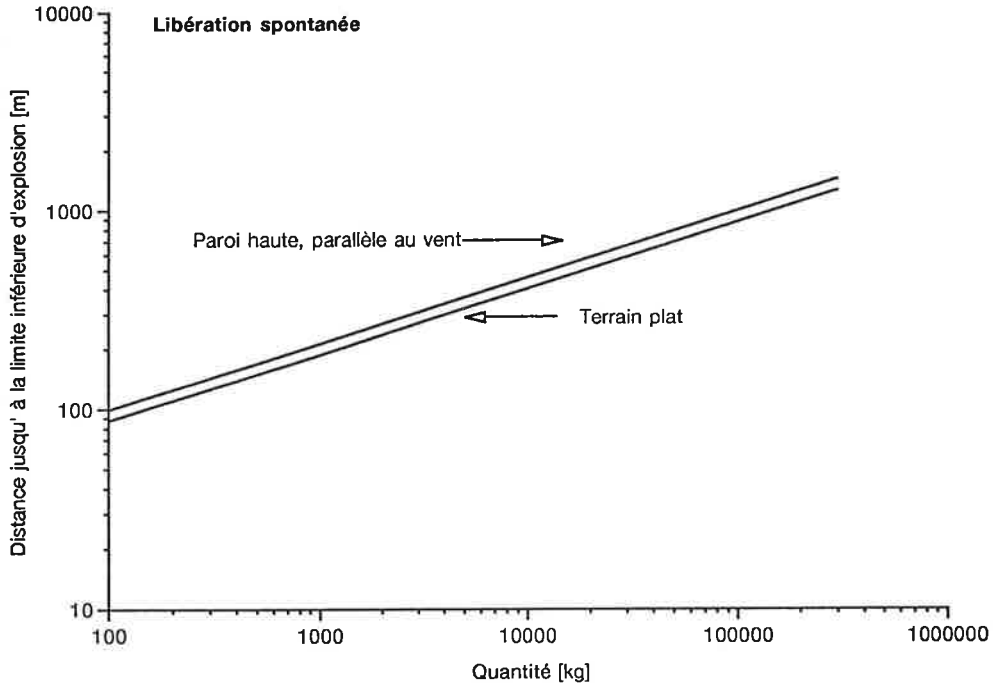


Figure 14. Diagramme: distance entre le lieu de libération et la limite inférieure d'explosion en fonction de la quantité libérée spontanément

Procédé recommandé

Pour l'évaluation de la distance possible d'inflammation, on procède de la façon suivante:

- Pour les installations en terrain "plat" (déclivité inférieure à 10%), la propagation se fait dans la direction du vent.
- Pour les installations en terrain en pente (déclivité supérieure à 10%), la propagation se fait vers l'aval.

- Pour les installations situées dans des encaissements ou des vallées étroites, on utilise les courbes "paroi haute et parallèle au vent", selon la situation. La propagation se fait en suivant l'axe de la vallée, selon le vent.

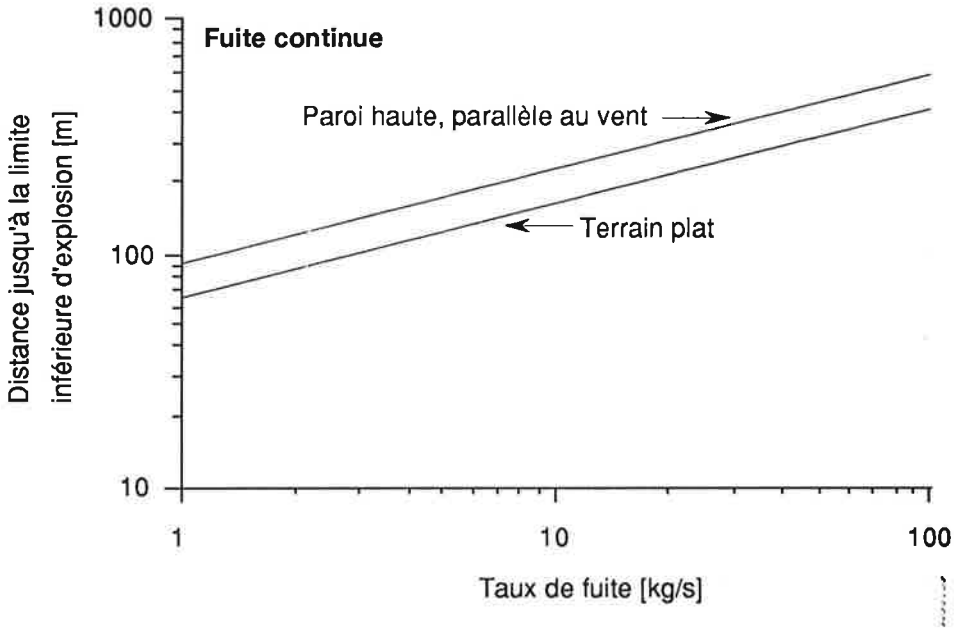


Figure 15. Diagramme: distance entre le lieu de libération et la limite inférieure d'explosion en fonction du taux de libération.

C2.4 Incendie

C2.4.1 Incendie d'une flaque

Comme indiqué au chiffre C2.2, la formation d'une flaque lors de libération de propane à grande vitesse (p.ex. jet de gaz) est pratiquement exclue. Une libération liquide vers le bas peut dans certains cas conduire à la formation d'une flaque, mais cette situation est secondaire, puisqu'en cas d'inflammation c'est le jet de carburant qui est dangereux et non la flaque elle-même.

Dans le cas du butane, la formation d'une flaque est beaucoup plus vraisemblable, mais l'incendie reste circonscrit aux environs immédiats. Néanmoins, comme ci-dessus, c'est avant tout l'inflammation du jet de carburant qui est dangereux, et non la flaque elle-même. L'incendie d'une flaque n'est donc pas traité ici.

C2.4.2 Torche

Si un jet de gaz vient à s'allumer, la longueur des flammes peut atteindre plus de 10 mètres, du fait le la vitesse élevée de libération. La longueur des flammes se calcule ainsi [1]:

$$L = 9.1 \sqrt{M}$$

L = longueur de la flamme [m]
M = taux de libération [$kg \cdot s^{-1}$] pour $1 < M < 3000$ $kg \cdot s^{-1}$

Les flammes mettent particulièrement en danger les installations immédiatement voisines, voire l'une ou l'autre des citernes de stockage de gaz liquéfié, il faut donc en tenir compte dans l'étude de risque. Il y a peu de risques pour des personnes se trouvant hors de la zone d'exploitation: d'une part, la longueur des flammes n'est généralement pas suffisante pour dépasser la zone d'exploitation; d'autre part, la probabilité que quelqu'un se trouve dans la zone dangereuse au moment de la formation et de l'inflammation de la torche est faible. Les personnes qui se trouvent à proximité peuvent s'éloigner très rapidement de l'endroit dangereux.
Les effets possibles d'une torche doivent être pris en compte dans l'étude de risque.

C2.4.3 Incendie d'un nuage de gaz et boule de feu

S'il y a libération très rapide d'un gaz (ou gaz liquéfié) inflammable en grandes quantités (tonnes), il se forme un nuage de gaz dont les zones extérieures se mélangent avec l'air ambiant. Au centre du nuage, la concentration de combustible dépasse la limite supérieure d'explosion. Si le nuage s'enflamme depuis sa périphérie, le centre du nuage se sera plus ou moins dilué selon le temps qui s'est écoulé entre la libération et l'inflammation. S'il existe une forte concentration gazeuse au centre,

l'ascension thermique du feu va très vite (en quelques secondes) projeter le gaz vers le haut; il se formera alors une boule de feu. Si la dilution s'est produite avant l'inflammation, on obtient une combustion sur une grande surface. Le cas d'une explosion avec effet de pression fait l'objet de quelques considérations à l'annexe C, chiffre 2.5.

BLEVE

Le BLEVE constitue un cas à part. Par BLEVE, on comprend la libération subite d'un liquide sous pression chauffé au-delà de son point d'ébullition (ébullition à température normale). Pour ce qui concerne les réservoirs de stockage, cette sorte d'événement ne peut être en principe que la conséquence d'un incendie, lorsque le contenu est surchauffé au-delà de la pression d'éclatement du réservoir. Le feu, déjà présent, enflamme immédiatement le gaz libéré, et il s'ensuit la formation d'une boule de feu. Ici les dommages corporels sont avant tout le fait du fort rayonnement thermique.

On peut aussi imaginer la formation d'un BLEVE à froid, en ce sens que les gaz liquéfiés, par définition, se trouvent déjà surchauffés à température normale. Leurs effets se limitent toutefois à des phénomènes de pression dans les environs immédiats (quelques rayons du réservoir) et à des projections de débris jusqu'à quelques centaines de mètres. Comme la probabilité et les conséquences d'un BLEVE à froid dans les environs des réservoirs de stockage se situent nettement au-dessous de ce que l'on peut redouter d'un BLEVE à chaud, nous n'irons pas plus avant dans ces considérations.

Diamètre de la boule de feu

Pour le calcul du diamètre d'une boule de feu, la plupart des modèles donnent des valeurs comparables. La formule suivante est proposée:

$$D = 5.5.M^{0.333} \quad [20]$$

D = diamètre en [m]
M = masse du carburant en [kg]

En conséquence, le diamètre d'une boule de feu de 20'000 kg de carburant est de 149 m.

Durée de combustion de la boule de feu

Pour définir l'effet de rayonnement d'une boule de feu, divers modèles utilisent la puissance de combustion. Il faut donc connaître la durée de combustion. A cet effet, on utilise la formule suivante:

$$t = 0.38 \cdot M^{0.333} \quad [20]$$

t = durée de l'incendie en [s]
M = masse du carburant en [kg]

Selon cette formule, la durée de combustion d'une boule de feu de 20'000 kg de carburant est donc de 10 secondes.

Comparaison avec un cas réel

Le rapport relatif à une libération de butane à Good Hope [20] indique que la quantité de gaz s'élevait à une centaine de tonnes et que l'incendie a duré environ 30 secondes (less than a minute).

Effets du rayonnement

Le flux du rayonnement dépend avant tout de la puissance de combustion et des surfaces irradiées. Viennent s'y greffer encore certains facteurs de correction relatifs à la transformation d'énergie chimique en énergie de rayonnement, ainsi qu'à la réduction en fonction de la distance. La formule suivante (cf. [20]) tient compte de tous ces paramètres:

$$E = (\tau \cdot F \cdot M \cdot H) / (4\pi \cdot R^2 \cdot t)$$

E = flux du rayonnement [$W \cdot m^{-2}$]
τ = perméabilité de l'atmosphère (pas de dimensions)
F = part de rayonnement thermique (pas de dimensions)
M = masse de carburant [kg]
H = chaleur de combustion spécifique du carburant [$J \cdot kg^{-1}$]
R = distance jusqu'au centre du nuage [m]
t = durée de l'incendie [s]

Part de rayonnement et réduction atmosphérique

On admet que la part de rayonnement thermique à la libération d'énergie (F) représente une valeur de 0.3. La perméabilité de l'atmosphère peut être calculée comme suit:

$$\tau = 1 - 0.12 \cdot \log_{10}(x)$$

x = distance prise depuis la surface en flammes

Pour la perméabilité de l'atmosphère (τ), les valeurs sont les suivantes pour une humidité relative de 20%:

x = 50 m	x = 100 m	x = 200 m	x = 300m
0.80	0.76	0.72	0.70

Si l'on veut calculer correctement, il faudrait tenir compte de l'effet de réduction depuis la periphérie du nuage et non depuis son centre. Marshall n'en tient pas compte [20]. D'autre part, il faudrait prendre en compte dans le calcul de la distance effective la hauteur de la boule de feu. Les calculs effectués en utilisant le modèle donné par [1] montrent que ces facteurs se compensent: la distance effective jusqu'à à la surface de la boule de feu correspond à la distance jusqu'au lieu de libération.

Effet du rayonnement sur les personnes

Le principal risque pour des personnes est bien sûr l'exposition directe à la chaleur. En principe, les bâtiments en feu présentent un risque moindre puisque il est possible de fuir, même après l'inflammation du gaz.

Mortalité

L'évaluation de divers événements qui ont conduit soit à la formation d'une boule de feu soit à l'explosion de gaz a conduit Marshall [20] à établir une formule simple pour calculer la mortalité prévisible en relation avec la quantité libérée et la densité démographique:

$$F = 0.003 \cdot P_D \cdot M^{0.666}$$

F = nombre de morts
P_D = densité démographique [km^{-2}]
M = masse libérée [t]

Commentaire

D'autres études donnent des résultats sensiblement différents. Ces modèles de calcul se basent en partie sur les résultats de l'évaluation des bombardements atomiques au Japon lors desquels la durée du rayonnement avait été de 1 à 3 secondes. Dans le cas d'un BLEVE avec une durée de combustion de 10 secondes et plus, on a normalement le temps de réagir; ces événements ne sont donc pas comparables. Marshall [20] le précise d'ailleurs très bien: "In conclusion it would appear that theoretical models are pessimistic as they do not treat human subjects as three-dimensional and with a capacity to evade the effects of thermal radiation. There is therefore a clear need for further research:

a) to study the historical record

b) to seek to reconcile theory with practice."

Le modèle proposé, élaboré sur la base d'expériences concrètes, constitue par conséquent une solution acceptable.

Blessés

Les brûlures ne dépendent pas seulement de l'intensité du rayonnement, mais aussi de la durée d'exposition. La formule suivante permet de définir la valeur-limite pour des brûlures au premier degré [19]:

$$t \cdot I^{1.15} = 550'000$$

t = durée d'exposition [s]
I = intensité du rayonnement [$W \cdot m^{-2}$]

Si, en tenant compte du temps de réaction des personnes concernées, on compte un temps d'exposition moyen de 3 secondes, l'intensité critique est de 38 $W \cdot m^{-2}$, ce qui, pour une boule de feu de 20 tonnes, donne une distance de 200 m.

Personnes situées à l'intérieur

On peut partir du principe que les personnes situées à l'intérieur sont très bien protégées. Même dans les cas où la boule de feu provoquerait un incendie il y a relativement peu de dommages corporels à attendre: la durée de combustion du gaz se compte en secondes seulement, même pour les libérations très importantes, ce qui permet aux occupants d'un bâtiment de quitter les lieux avant que le sinistre ne prenne de l'ampleur.

Effet du rayonnement sur les bâtiments

L'intensité de rayonnement nécessaire pour enflammer du bois (conséquence d'un feu bref) nous est donnée par Lees [19] par la formule suivante:

$$(E - E_S) \cdot t^{4/5} = k$$

E = intensité du rayonnement [$W \cdot m^{-2}$]
E_S = intensité critique pour l'inflammation [$W \cdot m^{-2}$]
(= 25'400 $W \cdot m^{-2}$ pour le bois)
t = durée du feu [s]
k = 6730 [$J \cdot m^{-2} \cdot s^{-1/5}$]

Pour une boule de feu de 20 t de carburant, cela donne une distance critique de 240 m; pour 100 t de carburant, une distance de 410 m.

Pour les personnes qui se trouvent dans des immeubles embrasés par la boule de feu, on peut adopter un facteur de protection de 0.9 - autrement dit, 90% de ces personnes survivraient à l'accident. Dans le cas d'une boule de feu de 20 tonnes et d'une densité démographique de 1000 personnes au km^2, il faut donc s'attendre à 18 morts.

Crescent City

Un autre modèle s'appuie sur la photographie d'une boule de feu à Crescent City en juin 1970 [3]. On y voit une boule de feu à son stade complet de développement, provenant d'un wagon-citerne qui contenait 120 m^3 de GPL. Au pied même de la boule de feu, on reconnaît clairement une mer de flammes dont le diamètre représente environ de 0.75 à 1 fois le diamètre de la boule de feu.

Par ailleurs on ne voit aucun bâtiment en feu. En admettant que dans la région touchée par la mer de flammes 50 à 90% des personnes périssent dans les immeubles et que les autres sont grièvement blessées on obtient, en fonction d'une densité de 1000 personnes au km^2:

Boule de feu avec 20 t de carburant:	9-16 morts, 1-8 blessés
Boule de feu avec 100 t de carburant:	24-26 morts, 5-25 blessés

C2.5 Explosion d'un nuage de gaz

Les gaz liquéfiés ont un poids moléculaire supérieur à celui de l'air. Lors d'une libération importante, ils diffusent donc au ras du sol comme des gaz lourds. Il s'ensuit que la dilution avec l'air ne se produit que lentement, de sorte que l'on peut trouver des mélanges inflammables à d'importantes distances du lieu de libération.

Explosions à l'air libre (VCE) [22]

La part de gaz qui se trouve dans le mélange susceptible d'exploser prend feu à une vitesse de quelques $m \cdot s^{-1}$. Des essais à l'air libre ont prouvé que l'effet de pression reste très limité en l'absence d'obstacles (de l'ordre de quelques mbar). C'est pour cette raison que la notion classique de "Unconfined VCE"n'est pas à conseiller, puisque le terme d'"explosion"

[22] VCE = Vapour Cloud Explosion (explosion d'un nuage de gaz)

suggère bel et bien un effet de pression. Quand le gaz chassé par l'expension du front des flammes rencontre un obstacle contre lequel il est comprimé puis enflammé, l'accélération des flammes qui s'ensuit provoque une hausse de pression. C'est notamment le cas pour les gaz facilement inflammables.

Effets de pression des explosions non confinées

Dans l'ensemble, on peut dire que l'effet de pression d'une explosion de gaz non confinée ne dépasse pas une valeur de 50 mbar. Geiger [15] décrit une pression de 100 mbar comme "reasonable, possibly conservative, average figure for the overpressure within the cloud". C'est uniquement quand il existe des structures susceptibles de causer une importante surpression locale, que l'on doit s'attendre à des pressions explosives très élevées. La recherche se préoccupe activement de la modélisation de ces pressions maximales dans de telles conditions. L'analyse des dégâts dus à des VCE historiques (voir plus bas) permet d'indiquer des surpressions allant de 0.3 à 0.5 bar.

Explosions confinées

Plus on empêche le mélange gaz/air non consumé de s'étendre, plus on obtient un effet de pression élevé. Les explosions de gaz dans des récipients clos atteignent des pressions de 7 à 10 bar. Les explosions dans les canalisations constituent un cas à part: les détonations peuvent atteindre des pressions latérales de 20 bar et des pressions réfléchies de 100 bar (cf. l'accident de Guadalajara, Mexique 1992, où de l'essence était parvenue dans les canalisations). Lors d'études à l'air libre, on n'est parvenu à provoquer des détonations de nuages de propane ou de butane qu'à l'aide de puissants détonateurs (explosifs). Le rapport de recherches relatif à l'explosion de Port Hudson, où 60 tonnes de propane ont pris feu, conclut bien qu'il y a eu détonation. Mais les analyses les plus récentes mettent toutefois cette affirmation en doute.

Exemples historiques d'explosions non confinées

Parmi les exemples les plus connus d'explosions de gaz où l'on a constaté des pressions très élevées, on se souviendra des deux accidents de BASF (1943 et 1948), de celui de Fixborough (1974), de Beek (1975) et de l'explosion de Port Hudson (1970). Dans les quatre premiers cas, il s'agissait d'installations chimiques et d'une raffinerie (Beek) qui présentaient beaucoup de conduites et de constructions dans la zone de l'explosion. A port Hudson, on est à peu près sûr que l'effet de pression a été généré par une surpression à l'intérieur d'un bâtiment.

Pression et distance

La réduction de la pression avec la distance peut se définir grâce au modèle de Van den Berg [41]. Ce modèle prend en compte les conditions particulières dans lesquelles surviennent l'explosion de gaz et permet de détailler précisément la situation. L'utilisation de ce modèle implique que l'on prédétermine la quantité de gaz et la pression maximale de l'explosion.

Effets de la pression sur les bâtiments

Les données relatives aux effets de la pression sur les bâtiments proviennent pour la plupart des travaux de Clancey, 1972 (11). En voici quelques extraits:

Pression	Effets
10 mbar	Bris de verre
20 mbar	Dégâts minimes aux toitures, bris de 10% des vitres
70 mbar	Destruction partielle des bâtiments
140 mbar	Effondrement partiel des murs et des toits
170 mbar	Murs en briques détruits à 50%
480 mbar	Destruction presque totale des maisons
700 mbar	Destruction totale des maisons

Effets de la pression sur les personnes à l'extérieur

Les personnes à l'extérieur peuvent souffrir de troubles de l'ouïe à la suite des pressions maximales auxquelles on peut s'attendre. Toutefois, les pressions qui nous occupent ici sont insuffisantes pour provoquer de graves lésions. Il en va autrement des personnes qui se trouveraient à l'intérieur des immeubles et qui pourraient être blessées par des éclats de verre ou par l'effondrement des murs. Dans les pièces où du gaz se serait amassé, la surpression suffirait, à elle seule, à provoquer la mort.

Dommages

Les ouvrages consultés ne parlent pas des blessés ni des victimes dans les bâtiments On peut toutefois imaginer que le nombre de victimes et de blessés est proportionnel au nombre de bâtiments touchés. D'autre part, on admet qu'il y a 10 blessés pour 1 victime.

C2.6 Evacuation

La bibliographie [1] propose le modèle suivant pour estimer les chances de réussite d'une évacuation:

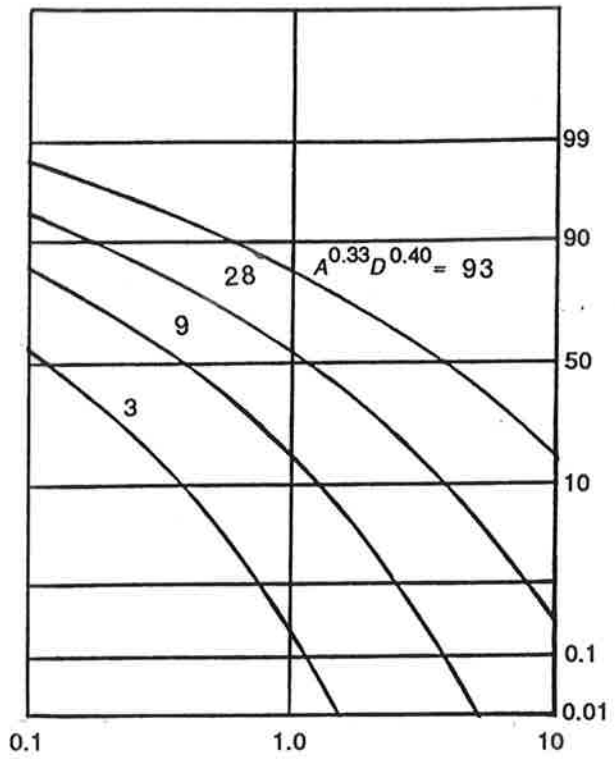


Figure 16. Insuccès d'évacuation (axe vertical en %) en fonction du temps d'alerte (axe horizontal en h)) [1]. A=surface à évacuer, en kilomètres carrés; D=densité démographique en personnes par kilomètre carré.

ANNEXE D: Conséquences pour la population et pour l'environnement

D1. Introduction

Comme mentionné au chiffre 1.1, les résultats de l'étude de risque doivent être présentés sous la forme d'un diagramme probabilités-conséquences (diagramme PC), tel que décrit à l'annexe G du manuel I de l'OPAM .

Les accidents majeurs sont toujours susceptibles d'exercer des répercussions négatives sur le voisinage de l'entreprise, par exemple sur la population, la faune, la flore, mais aussi sur le milieu vital comme le sol et l'eau. Il ne faut pas non plus négliger les conséquences financières d'un accident majeur.

Les divers dégâts sont recensés à l'aide de neuf indicateurs (proposition du manuel I de l'OPAM).

On n'utilise en principe que deux de ces indicateurs pour décrire l'ampleur des dommages consécutifs à un accident dû au gaz:

- n1 = nombre de morts
- n2 = nombre de blessés.

Au chiffre 5.1.2 de l'annexe C, on explique comment déterminer le nombre de morts et de blessés.

Pour évaluer l'ampleur et la probabilité des dommages, il faut tenir compte de l'environnement, en plus des incidences possibles (p. ex. chaleur, onde de choc, etc.). Les facteurs importants sont ici les suivants:

- Conditions topographiques et climatiques (emplacement en plaine, en vallée, direction des vents, etc.)
- Exposition de la population (densité démographique en plein air, dans les bâtiments, sur les voies de circulation, etc.)
- Heure (jour, nuit, heures de pointe, etc.)

D2. Facteurs locaux

D2.1 Conditions topographiques et climatiques

D2.1.1 Conditions topographiques

Les conditions topographiques influencent tout particulièrement le comportement de propagation des gaz lourds (voir annexe C2.3). Dans la mesure où il existe des superstructures ou des conditions locales susceptibles de favoriser une surpression, des effets de pression peuvent apparaître au moment de l'inflammation d'un nuage de gaz.

D2.1.2 Conditions climatiques

En terrain plat, c'est le vent qui détermine dans quel sens le nuage de gaz va se propager. Ceci a une influence sur les probabilités de voir le nuage de gaz se diriger dans une direction donnée (p.ex. vers une région très habitée); on en tiendra compte en établissant le diagramme PC.

D2.2 Exposition de la population selon l'heure de la journée

La densité démographique d'une région donnée varie durant la journée, influant par là sur le calcul de l'ampleur des dommages. Les causes possibles d'accident dépendent également de l'heure de la journée. Ainsi, le scénario d'une rupture de flexible de remplissage pendant la nuit est impossible, puisqu'aucune opération de ce genre ne se déroule à ce moment-là. Pour l'estimation du risque, cela signifie qu'il faut étudier les divers paramètres que l'on introduit dans les arbres des causes et des événements en fonction de leur vraisemblance et de leur fréquence quotidienne. On peut, le cas échéant, procéder séparément aux calculs relatifs à diverses heures du jour.

Trafic

Le trafic ferroviaire de la région concernée peut varier considérablement, et c'est souvent une question de minutes ou de secondes (pendulaires en attente sur les quais, passagers de trains directs). L'exposition des personnes en cours de route est donc brève, et il faut en tenir compte de manière adéquate dans le calcul des probabilités.

D2.3 Prise en compte dans l'étude de risque

La figure 17 illustre schématiquement la manière de prendre en compte les divers facteurs locaux, en partant des résultats de l'arbre des événements (= effets).

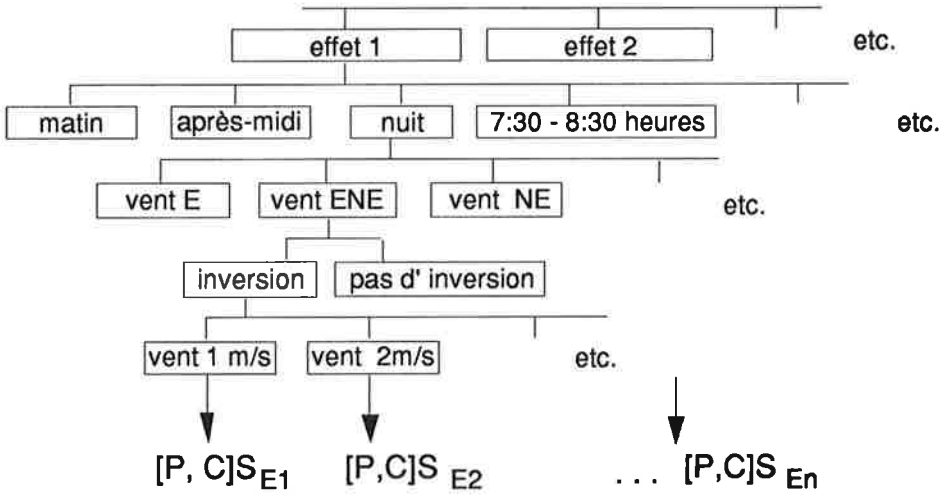


Figure 17. Représentation schématique des facteurs locaux.

En principe, la somme des facteurs d'une même ligne (p.ex. direction du vent) doit donner 100%. Si l'on veut tenir compte de toutes les possibilités, on obtient une infinité de situations. En pratique, on ne retient que les scénarios les plus caractéristiques du point de vue ampleur des dommages et probabilité d'occurrence. Les autres possibilités sont soit traitées sommairement, soit ignorées.

D3. Construction du diagramme PC

La construction du diagramme PC passe par un choix des scénarios les plus importants. Cette palette regroupera les effets des divers événements de toutes catégories (p.ex. BLEVE, VCE, torche etc.). Pour chaque catégorie, on donnera une liste de scénarios représentatifs. En vue de s'assurer du choix, on vérifie pour chaque domaine de probabilités si toutes les possibilités importantes ont été envisagées. A chaque scénario retenu on attribue l'indice d'accident majeur correspondant. La courbe cumulative sera construite selon l'annexe G du manuel I de l'OPAM .

ANNEXE E: Effets thermiques latéraux

E1. Introduction

Les considérations qui suivent servent à déterminer dans quelle mesure une citerne de gaz liquéfié conforme, quant aux distances de sécurité, aux directives CFST 1941 "Gaz liquéfiés, partie 1", est mise en danger lors d'un incendie. Il s'agit de rechercher quelle doit être l'intensité de chaleur de l'incendie pour que, par réduction de la résistance de l'acier, la citerne finisse par éclater. Par ailleurs, on déterminera si le fonctionnement des soupapes de sécurité est suffisant pour limiter la surpression à la valeur limite de service dans le cas où l'intensité du rayonnement devient critique.

E2. Paramètres et modèles utilisés

E.2.1 Incendie

Prenons une surface verticale en feu avec un front de flammes rectangulaire et un rapport longueur / hauteur de 0.5. L'intensité du rayonnement à la surface des flammes est admise comme homogène, la puissance dégagée étant de 100 $kW \cdot m^{-2}$. Cela correspond à une température moyenne des flammes de 900°C.

E2.2 Citerne

La citerne cylindrique en acier STE 355 est dimensionnée pour du propane avec un facteur de sécurité par rapport à la limite d'extension de 1.6. Cela signifie qu'à une température de 250°C, le facteur de sécurité est de 1.

E2.3 Position de la citerne

L'axe de la citerne est parallèle au front des flammes à une hauteur de 1.5 m au-dessus de la limite inférieure de la surface incendiée. La distance est de 20 m, conformément aux exigences posées aux citernes à ciel ouvert d'une capacité de 20 à 300 m^3 et placées dans un voisinage dangereux (selon la directive "Gaz liquéfiés, partie 1".

E.2.4 Formules et modèles utilisés

Puissance absorbée

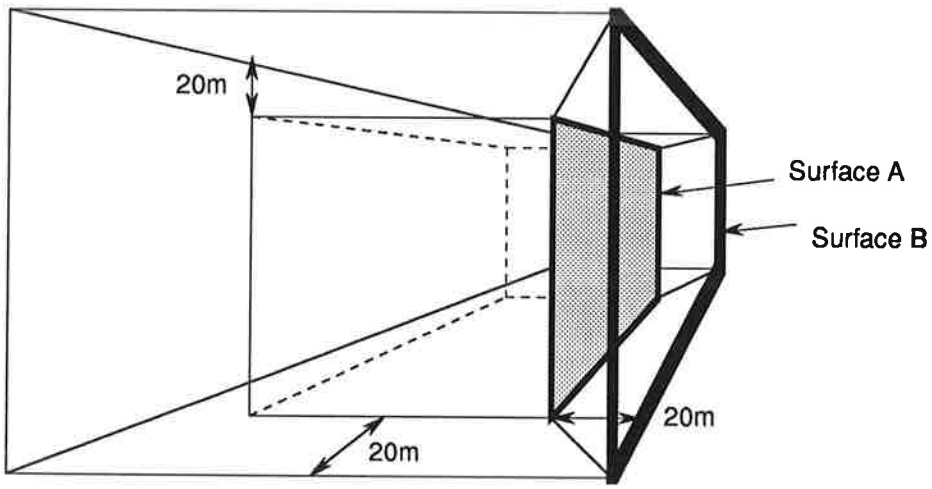
$$E_\theta = \tau \cdot \nu \cdot \varepsilon \cdot A \cdot I$$

E_θ = puissance absorbée [W]
τ = amortissement atmosphérique (= 0.85)
ν = part de rayonnement (voir plus bas)
ε = coefficient d'absorption (= 0.6 pour les surfaces blanches)
A = élément de surface concerné [m^{-2}]
I = intensité de rayonnement (100 [$kW \cdot m^{-2}$])

Part de rayonnement

Définition: "part de rayonnement" signifie puissance rayonnée touchant une surface parallèle à la surface en flammes. Si la distance est de 0, la part de rayonnement est égale à 1.

Pour calculer la part de rayonnement, on utilise le modèle suivant:



La puissance de rayonnement produite par un corps (volume schématique de l'incendie), et la puissance qui atteint un autre corps doivent être égales si l'on fait abstraction de l'amortissement atmosphérique. Si l'on admet que seule l'énergie dégagée par la surface A est toute entière dirigée vers la surface B, la part de rayonnement se calcule selon la formule suivante:

ν = Surface (A) / Surface (B)
= Surface (A) / ((longueur (A) + 2·20 m) · (hauteur (A) + 20 m))

Cette formule part du principe que le rayonnement dirigé vers le sol est complètement réfléchi par ce dernier puis réparti homogènement sur la surface B.

Puissance émise

La puissance émise par la citerne se calcule à l'aide de l'équation de Setfan-Boltzmann:

$$E_a = \sigma \cdot \varepsilon \cdot A \cdot [T_1^4 - T_2^4]$$

E_a = puissance émise [W]
σ = constante de Stefan-Boltzmann ($5.67 \cdot 10^{-8}$ [$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-4}$]
ε = degré d'émission du corps (0.9)
A = élément de surface concerné [m^2]
T_1 = température de la paroi de la citerne [K]
T_2 = température ambiante [K]

Comme chaque élément de surface de la citerne rayonne des deux côtés, la formule doit être multipliée par 2.

Perte de chaleur par convection

La perte de chaleur de la paroi de la citerne par convection se calcule à l'aide de la formule suivante:

$$E_k = \alpha \cdot A \cdot [T_1^4 - T_2^4]$$

E_k = perte de chaleur par convection [W]
α = coefficient de transfert (10 [$W \cdot m^{-2} \cdot K$])
A = élément de surface concerné [m^2]
T_1 = température de la paroi de la citerne [K]
T_2 = température ambiante [K]

Il faut admettre que le liquide commence à s'évaporer dès l'ouverture des soupapes de sécurité et qu'une atmosphère hautement turbulente règne à l'intérieur de la citerne. Cela provoque une perte de chaleur plus importante que par simple convection. Comme la température de la phase gazeuse n'est pas connue, il est admis que les pertes de chaleur sont identiques à l'extérieur et à l'intérieur.

E3. Calculs

E3.1 Calcul de la surface du feu

Dans les considérations qui suivent, on admet pour simplifier que la température est de 50°C à l'extérieur comme à l'intérieur de la citerne. A cette température la pression est égale à la pression de service de 17.1 bar des soupapes de sécurité. La température de la paroi de la citerne est identique à l'intérieur comme à l'extérieur.

Les calculs se rapportent à un élément de paroi verticale de la citerne orienté vers le feu. A cet endroit, le rayonnement thermique est le plus élevé par unité de surface. Si l'on utilise les modèles et les données cités plus haut, on en déduit que pour atteindre la température critique de 250°C il faut une surface de feu de 35 m de long et de 17.5 m de haut.

Comparaisons tirées de la littérature

Metzger [22] décrit les essais réalisés en vue d'évaluer les distances de sécurité requises. A cette occasion, on a constaté qu'il faut une intensité de rayonnement de 20 $kW \cdot m^{-2}$ pour que les surfaces les plus exposées atteignent une température de 250°C. Cela correspond assez précisément à la valeur que nous obtenons en utilisant nos formules (11.23 $kW \cdot m^{-2}$ de puissance absorbée correspondent, pour un coefficient d'absorption de 0.6, à une puissance émise de 18.7 $kW \cdot m^{-2}$).

Essais

Lors d'essais d'embrasement direct d'une citerne de propane de 5 m^3 [13, 25], qui correspond aux spécifications suisses, on atteint les valeurs suivantes au moment de l'éclatement du réservoir:

Essai 1: température de départ du propane = 10°C
Durée 12 min.
Température de la paroi = 400° (45° du sommet de la citerne), 460° (45° du sommet), 560° (sommet)
Surpression = 24.5 bar

Essai 2: température de départ du propane = 37°C
Durée 7.5 min.
Température de la paroi = 420° (sommet)
Surpression = 39 bar

Essai 3: température de départ du propane = 26°C
Durée 9 min.
Température de la paroi = aucune donnée
Surpression = 30.5 bar

Commentaire

Ces résultats démontrent qu'il faut, en situation réelle, chauffer au moins localement une citerne de propane au-delà de 250°C et que la pression intérieure doit dépasser largement 17 bar pour que le réservoir cède. Les résultats basés sur une température maximale admise de 250°C pour les parois présentent donc une bonne marge de sécurité.

E3.2 Capacité de décharge des soupapes de sécurité

D'autres calculs ont permis de définir si la capacité de décharge des soupapes de sécurité suffit, dans le cas d'un feu latéral, à limiter la pression interne de la citerne à la surpression de décharge de 17.1 bar (= 110% de 15.5 bar). Cette fois encore, les calculs ont été faits pour le propane. La capacité de décharge se calcule au moyen de la formule suivante:

$V_L = 620 \cdot A^{0.82}$ [$m^3 \cdot min^{-1}$] A = surface de la citerne [m^2]

Résultats

On a réalisé ces calculs pour 3 grandeurs de citernes et une intensité de rayonnement absorbée de 11.2 $kW \cdot m^{-2}$ (conformément à l'intensité de rayonnement critique pour un échauffement de la paroi à 250°C).

Contenu de la citerne	Surface exposée	Puissance absorbée	Capacité d'évaporation
50 m^3	26 m^2	292 kW	4931 kW
100 m^3	52 m^2	584 kW	8446 kW
200 m^3	104 m^2	1168 kW	14680 kW

Commentaire

La comparaison entre la puissance absorbée et la capacité d'évaporation montre que l'énergie emmagasinée lors d'un feu relativement violent ne suffit pas à amener la pression interne à la surpression de décharge (17.1 bar).

ANNEXE F: Propriétés physiques des gaz liquéfiés

Paramètres physiques

Paramètre	propane	n-butane
Formule chimique	C_3H_8	C_4H_{10}
Masse moléculaire	44.09	58.12
Température d'ébullition (à 1 bar)	-42.1°C	-0.48°C
Chaleur spécifique (liquide) (0°C)	2.39 kJ kg^{-1} K^{-1}	2.26 kJ kg^{-1} K^{-1}
Pression de vapeur	voir figure 18	
Densité du gaz (0°C, 1 bar)	2.0 kg m^{-3}	2.7 kg m^{-3}
Densité liquide (20°C)	500 kg m^{-3}	578 kg m^{-3}
Chaleur d'évaporation (25°C)	342 kJ kg^{-1}	361 kJ kg^{-1}
Chaleur de combustion	46.4 MJ kg^{-1}	45.7 MJ kg^{-1}
Taux de combustion	8.2 mm min^{-1}	7.9 mm min^{-1}
Rapport des chaleurs spécifiques	1.13	1.092
Limites d'explosion dans l'air (0°C, 1 bar)	2.1 - 9.5 vol-%	1.9 - 8.5vol-%
Point éclair	-104°C	env. -75°C
Température d'inflammation (1 bar)	470°C	365°C/460°C
Température adiabatique des flammes	env. 1350°C	env. 1350°C
VME	1800 mg m^{-3}	1900 mg m^{-3}
Valeur IDLH	20'000 ppm	non définie

Sources: [21, 29, 39]

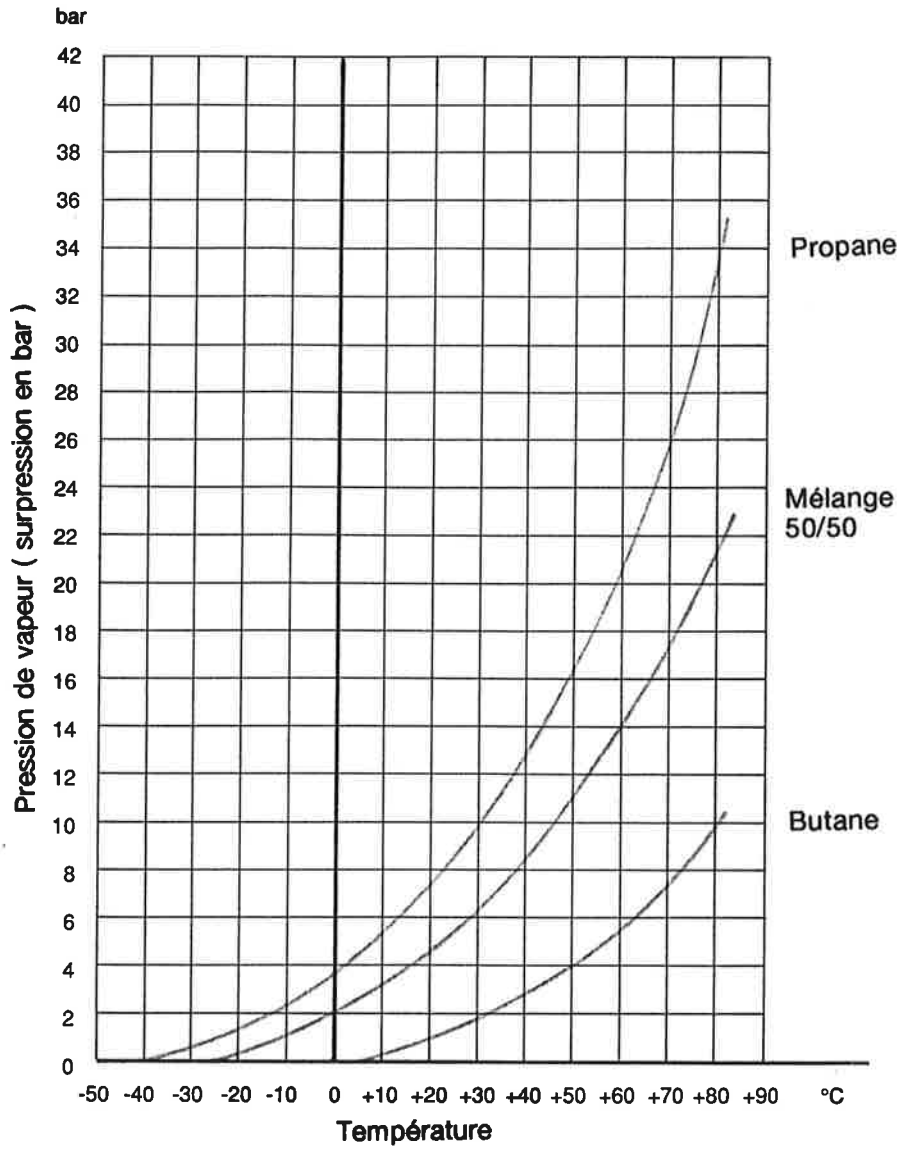


Figure 18. Courbes de pression de vapeur du propane, du butane et d'un mélange mi-propane mi-butane. (la pression de vapeur est donnée en surpression [bar]).

Source: [29]

ANNEXE G: Bibliographie

1. American Institute of Chemical Engineering: Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, New York, 1989
2. Bach, H. et al.: Untersuchung zur Sicherheit der Flüssiggastechnologie, Bundesministerium für Forschung und Technik, Bericht Nr. BMFT FB, 1988
3. Baker, W.E., Cox, P.A., Westine, P.S., Kulesz, J.J., Strehlow, R.A.: Explosion Hazards and Evaluation, Elsevier, Amsterdam, 1983
4. Becker, R., Huth, W., und Müller, E.: Berechnung von erforderlichen Abständen zu möglichen Brandlasten. Flüssiggas 5/1991.
5. Blything, K.W. and Reeves, A.B.: BLEVE Probability of a 100te LPG storage vessel. Safety and Reliability Directorate, United Kingdom Atomic Energy Authority, Health and Safety Executive HSE/SRD PD052/WP1, Final Version, 1987
6. Bundesamt für Materialforschung und -prüfung: Untersuchung der Wirksamkeit von Wasserberieselungseinrichtungen als Brandschutzmassnahme für Flüssiggas-Lagertanks, Forschungsbericht 146, 1987
7. Office fédéral de l'aviation civile, communication personnelle, 1989
8. Loi fédérale sur la protection de l'environnement du 7 octobre 1983
9. Bundesministerium für Forschung und Technik/VDI-Fachband 2: Ermittlung sicherheitstechnischer Kriterien.zur Flüssiggastechnologie und Herleitung geeigneter Sicherheitsstandards. Vergleich der Risiken von ober- und unterirdischer Lagerung von Flüssiggas. VDI-Technologiezentrum, Bundesanstalt für Materialforschung und -prüfung, Berlin, TÜV Hannover e.V., Batelle-Institut e.V., Frankfurt, TÜV Norddeutschland e.V. Hamburg, 1988
10. Bundesminister für Forschung und Technik: Die Auswirkung des Sicherheitsrisikos von Lagerung und Transport gefährlicher Stoffe auf die Entwicklung verbesserter Transporttechnologien (Strassentransport), Phase 1 - Grundlagenuntersuchung, Verlag TÜV Rheinland, 1980
11. Clancey, V.J.: Diagnostic features of explosion damage. 6th Int. Meeting on Forensic Sciences, Edinburgh, 1972
12. Department of Energy: Vaporization, Dispersion and Radiant Fluxes from LPG-Spills, Report Nr. DOE/EP-0042, Washington, 1981
13. Droste, B., Hübner, H.W. und Probst, U.: Brandversuche mit Tanks zur oberirdischen Lagerung von Flüssiggas. TÜ **25**, 272, 1984
14. CFST, directive n° 1941, gaz liquéfié, partie 1, Lucerne, 1990
15. Geiger, W.: Heavy Gas and Risk Assessment, **II**, 225, 1983

16. Haas, W., Stock, M., Technische Überwachung, **31**, 283, 1990
17. Manuel I de l'OPAM, Directives pour des entreprises qui utilisent des substances, des produits ou des déchets spéciaux, OFEFP, Berne, 1991
18. Heilmann, K.: Technologischer Fortschritt und Risiko, Knaur, München, 1985
19. Lees, F.P.: Loss Prevention in the Process Industries, Butterworths, London, 1980
20. Marshall, V.C.: Major Chemical Hazards, Ellis Horwood Limited, 1987
21. Marti, B.: Flüssiggas (Propan und Butan), Schweizerische Blätter für Arbeitssicherheit, SUVA, Luzern, 6. Auflage, 1988
22. Metzger, H.U.: Brandlast-/Strahlungsversuche zur Ermittlung von Mindestabständen von Druckbehältern für Flüssiggas zu möglichen Brandherden. Flüssiggas 5/1991.
23. Ooms, G., Mahieu, A.P., and Zelis, F.: The plume path of vent gases heavier than air. 1st Int. Symp. on Loss Prevention and Safety Promotion in the Process Industries, The Hague/Delft. pp. 211-220, Elsevier, New York, 1974
24. Scheller, F.: Statistique des accidents de la CNA; communication personnelle, 1992
25. Schulz-Forberg, B., Droste, B. und Charlett, H.: Failure mechanisms of propane-tanks under thermal stresses including fire engulfment. Proceedings of Congress on Transport and Storage of LPG&LNG, pp. 295-305, Brügge, 1984
26. Selway, M.: The predicted BLEVE frequency of a selected 2000 m^3 butane sphere on a refinery site. Safety and Reliability Directorate, Health and Safety Executive Y SRD/HSE/R 492, 1988
27. Directives SGK pour la planification, la réalisation et l'exploitation de protections cathodiques pour réservoirs enterrés en acier (C5) , 1988
28. Accidents de la circulation en Suisse. Office fédéral de la statistique, Berne, 1990
29. CNA, Sécurité au travail: Instructions pour l'analyse des risques d'installations d'alimentation en gaz liquéfié, demande d'autorisation pour l'emplacement. 88077.f, CNA, Lucerne, 1991
30. Prescription ASIT 602 sur les soupapes de sécurité, ASIT, Zurich, 1983
31. Prescription ASIT 705 sur les citernes pour gaz liquéfié (propane/butane), ASIT, Zurich, 1993

32. Prescripion ASIT 802 sur la fabrication et sur le contrôle des réservoirs sous pression, ASIT, Zurich, 1992
33. Prescripion ASIT 803 sur l'autorisation et sur l'exploitation des réservoirs sous pression, ASIT, Zurich, 1992
34. Prescripion ASIT 804 sur les contrôles périodiques des réservoirs sous pression, ASIT, Zürich, 1992
35. Prescripion ASIT 901 sur les permis spéciaux: Plombage des systèmes de sécurité d'installation sous pression, ASIT, Zürich, 1990
36. Prescripions ASIT, tome 1, ASIT, 1981-1987
37. Taylor, J.R. and Platz, O.: Redegørelse om risikobetonede vriksomheder og sammenligning af risikoniveauer og sikkerhedsforanstaltninger for nogle industrianlæg, Institute for Technical Systems Analysis, Arbejdsrapport fra Miljœstyrelsen, nr. 23/1991, Kopenhagen, 1991
38. TNO Institute of Environmental and Energy Technology. FACTS Database for Industrial Safety. Accidents with LPG. Study intended for B&H, 1992
39. TNO Institute of Environmental and Energy Technology. "Methods for the calculation of physical effects ("Yellow Book")", Voorburg, 1988
40. Statistique des accidents du bureau suisse de prévention des accidents (bpa), Berne, 1990
41. Van den Berg, A.C.: J. Hazard. Materials, **12,** 1, 1985
42. Verein Deutscher Ingenieure: Ausbreitungsrechnung für die Sicherheitsanalyse nach der Störfallverordnung, Richtlinie VDI 3783, Blatt 2, Ermittlung der Ausbreitung schwerer Gase im Rahmen der Sicherheitsanalyse, VDI Verlag, Düsseldorf, 1990
43. Verein Deutscher Ingenieure: VDI Wärme-Atlas, VDI Verlag, Düsseldorf, 1974
44. Ordonnance sur l'installation et l'expoitation des réservoirs sous pression du 19 mars 1938. CNA Form. 1272d
45. Ordonnance sur la protection contre les accidents majeurs (OPAM) du 27 février 1991. SR 814.012
46. Melham, G.A., Croce, P.A. and Abraham H.: Data Summary of NFPA's BLEVE Tests. Manuscript by Arthur D. Little, Inc., Cambridge, MA, and National Fire Protection Association, Quincy, MA, 1992