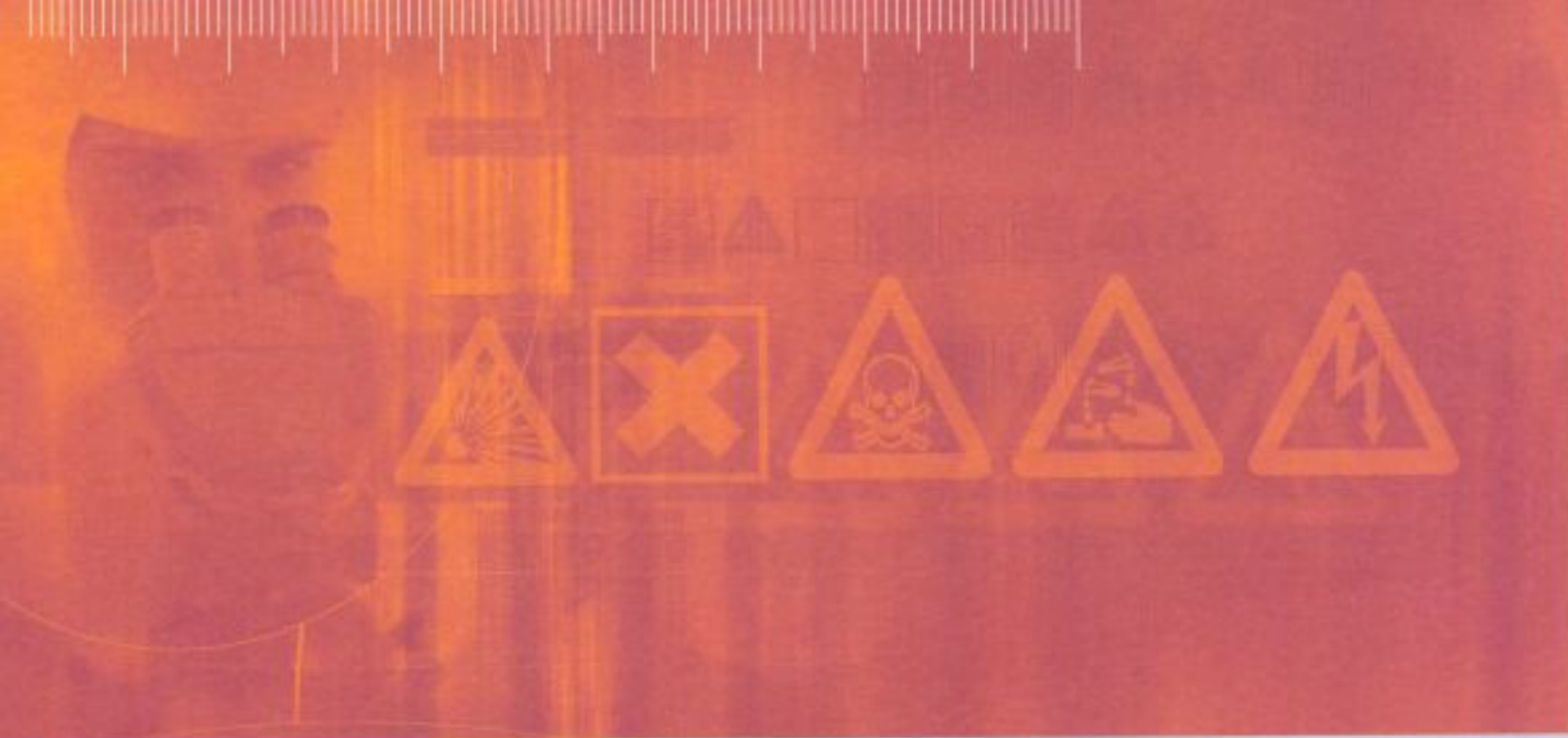




RAPPORT D'ÉTUDE
N° INERIS-DRA-2005-P46055-C51076

26/10/2006

**Formalisation du savoir et des outils dans le
domaine des risques majeurs
(DRA-35)**

Ω-19

**Détermination des grandeurs caractéristiques
du terme source nécessaires à l'utilisation d'un
modèle de dispersion atmosphérique des rejets
accidentels**

INERIS

**Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs
(DRA-35)**

Ω-19

**Détermination des grandeurs caractéristiques du terme source nécessaires
à l'utilisation d'un modèle de dispersion atmosphérique des rejets
accidentels**

Client (ministère, industriel, collectivités locales) : MEDD

Liste des personnes ayant participé à l'étude : P. BONNET, JC. COUILLET
(rédaction), R.BOUET, B.DEBRAY (Relecture)

PREAMBULE

Le présent rapport a été établi sur la base des informations fournies à l'INERIS, des données (scientifiques ou techniques) disponibles et objectives et de la réglementation en vigueur.

La responsabilité de l'INERIS ne pourra être engagée si les informations qui lui ont été communiquées sont incomplètes ou erronées.

Les avis, recommandations, préconisations ou équivalent qui seraient portés par l'INERIS dans le cadre des prestations qui lui sont confiées, peuvent aider à la prise de décision. Etant donné la mission qui incombe à l'INERIS de par son décret de création, l'INERIS n'intervient pas dans la prise de décision proprement dite. La responsabilité de l'INERIS ne peut donc se substituer à celle du décideur.

Le destinataire utilisera les résultats inclus dans le présent rapport intégralement ou sinon de manière objective. Son utilisation sous forme d'extraits ou de notes de synthèse sera faite sous la seule et entière responsabilité du destinataire. Il en est de même pour toute modification qui y serait apportée.

L'INERIS dégage toute responsabilité pour chaque utilisation du rapport en dehors de la destination de la prestation.

	Rédaction	Relecture	Vérification	Approbation
NOM	P. BONNET	R.BOUET	N.RODRIGUES	B.FAUCHER
Qualité	Ingénieur de l'unité EDIS	Responsable de l'unité EDIS	Déléguée appui technique à l'administration	Directeur de la DRA
Visa				

TABLE DES MATIERES

1. OBJECTIF ET DOMAINE D'APPLICATION	5
1.1 Objectif	5
1.2 Domaine d'application	5
2. ELEMENTS D'ACCIDENTOLOGIE.....	7
2.1 Causes des accidents	7
2.2 Types de rejets.....	8
3. DESCRIPTION DU TERME SOURCE.....	11
3.1 Modes de rejet	11
3.2 Etat du fluide (ou substance dangereuse).....	12
3.3 Grandeurs caractéristiques du terme source	13
4. PARAMÈTRES INFLUENÇANT LES CARACTÉRISTIQUES DU TERME SOURCE.....	17
4.1 Type de rejet et conditions de stockage ou de mise en œuvre du procédé	17
4.2 Propriétés physiques du produit rejeté	18
4.3 Possibles interactions physiques et mécaniques avec l'environnement.....	19
5. MODÉLISATION	21
5.1 Cas des rejets de « liquides »	21
5.1.1 Principaux phénomènes physiques	21
5.1.2 Méthodes de modélisation.....	21
5.2 Cas des rejets de « gaz ».....	24
5.2.1 Principaux phénomènes physiques	24
5.2.2 Méthodes de modélisation.....	24
5.3 Gaz liquéfiés	25
5.3.1 Principaux phénomènes physiques	25
5.4 Méthodes de modélisation	26
6. EVAPORATION DE FLAQUES.....	29
6.1 Description du phénomène	29
6.1.1 Aire de la flaque.....	29
6.1.2 Concentration de vapeur et température de la flaque.....	30
6.1.3 Calcul du transfert de masse	30

6.2 Méthodes de modélisation	31
7. REJETS IMPACTANTS.....	33
8. REJETS CONFINÉS.....	35
9. CONCLUSION.....	37
10. BIBLIOGRAPHIE	39
10.1 Bibliographie citée dans le texte.....	39
10.2 Bibliographie complémentaire	40

1. OBJECTIF ET DOMAINE D'APPLICATION

1.1 OBJECTIF

Depuis l'année 2000, le Ministère en charge de l'Environnement finance un programme d'études et de recherches, intitulé depuis 2003 « Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs » (DRA-35).

L'objet du premier volet de ce programme est de réaliser un recueil global formalisant l'expertise de l'INERIS dans le domaine des risques accidentels. Ce recueil sera constitué des synthèses de différents rapports consacrés aux thèmes suivants :

- les phénomènes physiques impliqués en situation accidentelle (incendie, explosion, BLEVE...)
- l'analyse et la maîtrise des risques,
- les aspects méthodologiques pour la réalisation de prestations réglementaires (étude de dangers, analyse critique...).

Chacun de ces documents reçoit un identifiant propre du type « Ω -X » afin de faciliter le suivi des différentes versions éventuelles du document.

In fine, ces documents décrivant les méthodes pour l'évaluation et la prévention des risques accidentels, constitueront un recueil des méthodes de travail de l'INERIS dans le domaine des risques accidentels.

1.2 DOMAINE D'APPLICATION

Le présent rapport en version finale présente la démarche adoptée par l'INERIS pour déterminer le terme source pour la modélisation des rejets accidentels, un des sujets retenus dans le thème « phénomènes physiques » cité ci-dessus. Ce document est complémentaire du rapport Ω 12 sur la dispersion atmosphérique réalisé dans le cadre du programme DRA06 [1].

Il s'inscrit dans une démarche de valorisation du savoir-faire de l'INERIS auprès des pouvoirs publics, des industriels et du public.

La libération d'un produit à l'atmosphère peut conduire à la formation d'un nuage de gaz qui se disperse dans l'environnement. Les différents mécanismes conduisant à la formation de ce nuage constituent le terme source : cela comprend les phénomènes qui résultent directement de la rupture de confinement mais aussi ceux liés à la vaporisation du liquide dans l'atmosphère et à l'évaporation d'une éventuelle flaque de produit au sol.

2. ELEMENTS D'ACCIDENTOLOGIE

Pour un rejet accidentel, le « terme source » est notamment caractérisé en vue d'évaluer les phénomènes suivants qui constituent le résultat perceptible de l'accident : explosion, pollution atmosphérique ou aquatique, incendie, feu torche. Il est de ce fait difficile d'obtenir, par l'accidentologie, des renseignements précis sur le terme source des rejets accidentels des produits dangereux. Toutefois, certains auteurs ont travaillé sur ces aspects et ont mis en lumière les causes des pertes de confinement ainsi que les typologies des rejets, que nous présentons dans les paragraphes suivants.

2.1 CAUSES DES ACCIDENTS

Les sources d'émission accidentelle dans l'atmosphère d'une substance toxique et/ou inflammable sont nombreuses et variées. En analysant 1500 incidents d'émissions constatés dans des raffineries et des unités de production chimique, Gelevan et Siegel [2] ont identifié les causes initiales des rejets. Parmi les causes identifiées (voir Figure 1), la plus récurrente est la défaillance d'équipement (rupture de canalisations, fuites sur pompes, des vannes, etc.), suivent ensuite des dérives des installations, puis les erreurs humaines (surremplissage, erreur lors d'un montage ou d'une opération de maintenance, etc.). Les deux dernières causes identifiées sont la défaillance d'instrumentation (mauvaise mesure d'un paramètre physique, mauvaise régulation ou défaillance de systèmes de coupure ou d'alarme) et les conditions météorologiques (gel, sécheresse, crue, ensoleillement, etc.). D'autres causes peuvent également conduire à des ruptures de confinement. Par exemple, il peut s'agir d'un impact mécanique ou encore d'un effet domino (accident à proximité qui génère une agression physique).

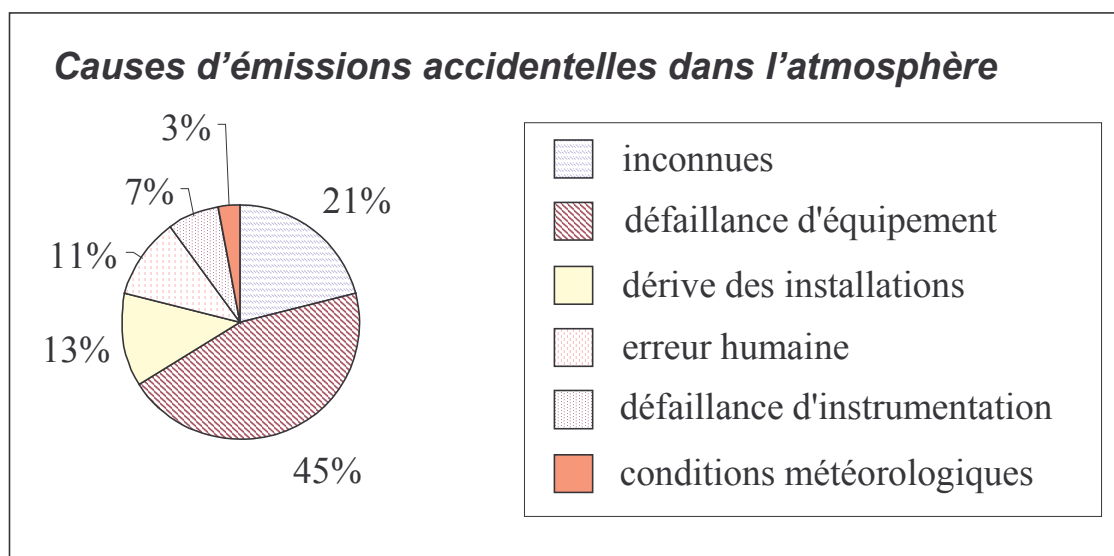


Figure 1 : Inventaire des causes d'émissions accidentelles dans l'atmosphère

2.2 TYPES DE REJETS

Hanna, Drivas [3] et Lees [4] [5] ont recensé les principales sources générant soit une émission instantanée soit une émission continue. Les différentes situations rencontrées ont été répertoriées en fonction de :

- l'état initial du fluide,
- la nature de l'unité industrielle (réservoir, équipement, canalisation...),
- la dimension de la brèche,
- la présence d'une barrière de confinement ou non (source éventuellement confinée par un bâtiment),
- la position relative de la source d'émission par rapport au sol et sa direction,
- la quantité initiale de mouvement ou d'énergie cinétique du fluide rejeté.

A partir des différents états initiaux d'un fluide, l'UIC [6] a classé les différents états du produit dangereux après son rejet accidentel qui mènent à la formation du nuage qui se disperse (dispersion atmosphérique). La Figure 2 synthétise ces différents états et phénomènes associés et indique le plan du présent document. La compréhension de ces phénomènes est essentielle à la bonne caractérisation du terme source.

Pour illustrer les phénomènes mis en jeu, nous pouvons considérer le cas du rejet accidentel en phase liquide d'un gaz liquéfié sous pression (qui correspond à la colonne de droite de la Figure 2). En sortie de la brèche, une partie du produit se vaporise de façon quasi-instantanée (phénomène de « flash »). Ce phénomène se produit car le produit ne peut se trouver sous forme liquide à la pression atmosphérique qu'à des températures inférieures à la température ambiante. Lors du rejet accidentel, le produit (liquide sous pression à température ambiante) se détend et puise l'énergie de vaporisation en se refroidissant autour de sa température d'ébullition. Une fois la température abaissée, le produit reste liquide, généralement sous forme de gouttelettes dues au fractionnement mécanique. On appelle « fraction liquide » le rapport massique entre la partie qui est restée liquide immédiatement après le flash et la totalité du fluide rejeté. La Figure 3 est un exemple de terme source pour un rejet continu de gaz liquéfié. Dans cette figure, la détermination du terme source (partie gazeuse libérée) passe par la détermination de 4 termes qui correspondent à des phénomènes différents : le débit et les caractéristiques du fluide à la brèche, la fraction de gaz vaporisée pendant le flash, la vapeur se formant pendant la phase d'entraînement, l'évaporation de la fraction liquide tombée au sol et celle due à la présence d'un obstacle.

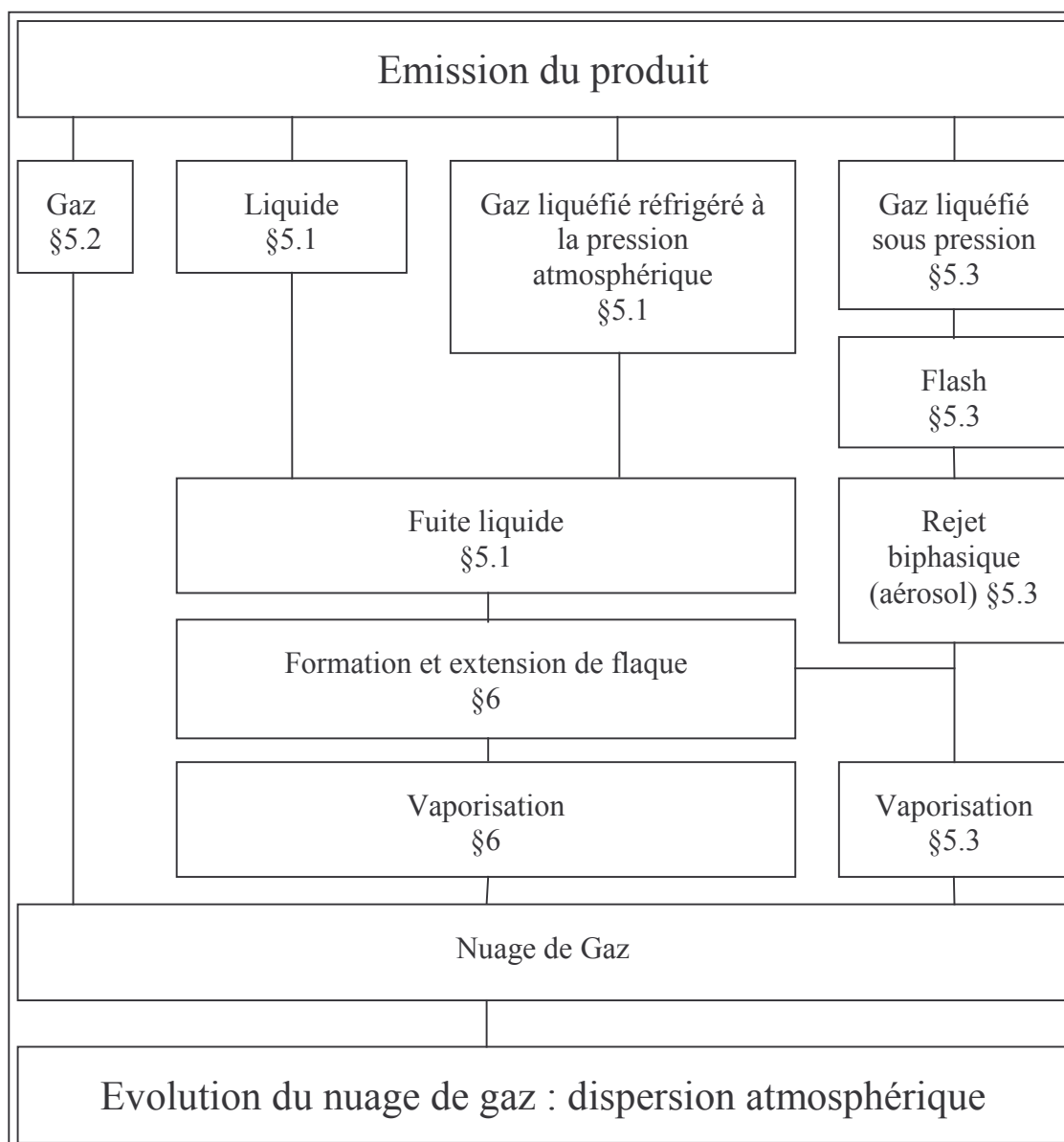


Figure 2: Nature des différents états physiques initiaux des fluides et des phénomènes menant à une source d'émission atmosphérique de gaz [6]

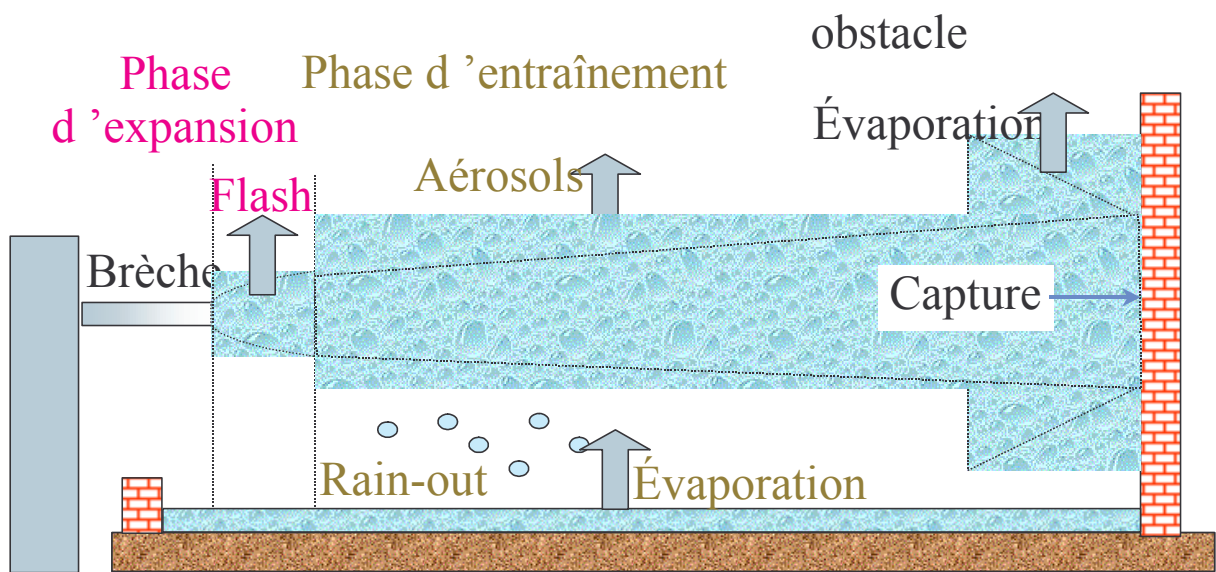


Figure 3 : Exemple de terme source pour un rejet continu de gaz liquéfié

3. DESCRIPTION DU TERME SOURCE

Comme l'illustre l'exemple traité au chapitre 2, pour caractériser la dispersion atmosphérique d'une substance dangereuse, il convient de quantifier un « terme source », c'est-à-dire de caractériser le rejet de la substance étudiée vers l'atmosphère en termes de débit, température, état physique...

Il faut ainsi souligner l'importance de la quantification du terme source. En effet, le phénomène physique qui en résulte (feu de nappe, explosion d'une masse inflammable, dispersion toxique, etc.) ne peut pas être correctement appréhendé si l'évaluation du terme source n'a pas été correctement traitée.

Remarque : dans tout le document, on considère que le milieu dans lequel ont lieu les rejets est constitué d'air à la pression atmosphérique et à la température ambiante généralement comprise entre 0 et 30°C. Si les conditions ambiantes sont différentes, les équations présentées dans ce document peuvent encore être valables aux conditions suivantes : partout où la « pression atmosphérique » est mentionnée, il faut la remplacer par la « pression du milieu dans lequel a lieu le rejet ». C'est la même chose pour la température ambiante. **Toutefois, dans des conditions éloignées des conditions ambiantes habituelles, l'influence des paramètres discutés dans la suite du document peut être à étudier plus précisément.**

3.1 MODES DE REJET

Pour une capacité de confinement donnée, les modes de rejet (voir Figure 4) peuvent être variés. Il peut s'agir aussi bien d'une fuite à très faible débit à travers un orifice de la taille d'une pointe d'aiguille que d'un rejet quasi-instantané de la totalité du fluide, suite à la ruine de son contenant. Généralement, les modes de rejet peuvent être classés en deux grandes catégories. Les **rejets instantanés** qui correspondent à une ruine de contenant et les **rejets continus** qui correspondent à tous les autres types de rupture. Ces autres types de rejets sont les suivants :

- Les brèches sur une paroi de réservoir (communément appelées « brèche en ras de paroi ») ;
- Les ruptures de canalisation (ou « rupture guillotine », ou encore « rupture franche de canalisation ») ;
- Les fuites sur joint de bride ;
- Les brèches sur les canalisations...

Dans les rejets continus, on peut différencier deux sous-catégories :

- Les rejets stationnaires qui correspondent à des brèches de petits diamètres au regard des quantités stockées. Dans ce cas, les débits de fuite varient suffisamment lentement pour considérer que les équilibres thermodynamiques sont maintenus.
- Les rejets non stationnaires dans le cas de fuites massives ; typiquement la rupture guillotine d'un pipeline (canalisation de "grande longueur"). Dans ce cas, le réservoir est le pipeline lui-même et le débit de fuite peut évoluer rapidement.

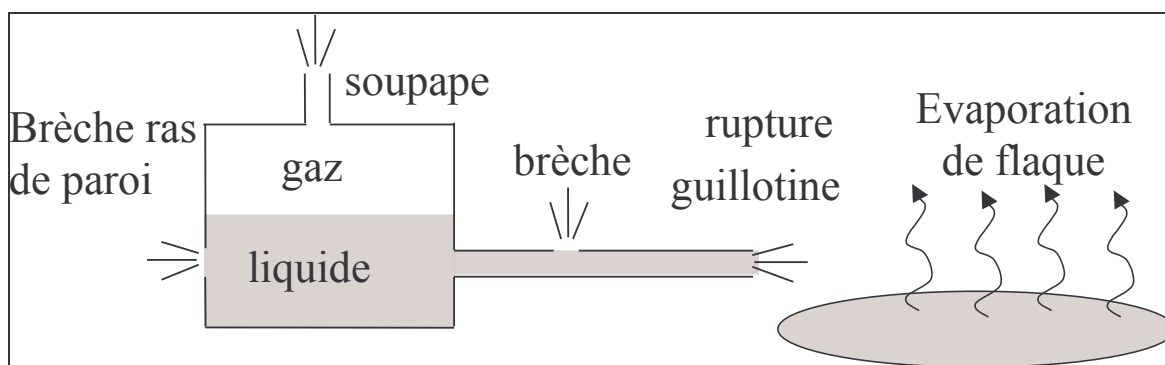


Figure 4 : Principaux modes de rejets à l'atmosphère

A noter que lorsque la rupture considérée se trouve sur une canalisation reliant plusieurs capacités, la quantité de produit susceptible d'être rejetée par chaque capacité doit être prise en compte. En particulier, en cas de rupture guillotine d'une canalisation, le rejet issu de chacune des deux portions de canalisations désolidarisées doit être considéré. On parle alors de rejets « amont » et « aval ». Parmi les modèles intégraux, peu de modèles peuvent traiter la dispersion résultant de plusieurs termes sources. Dans ce cas, il est donc nécessaire de calculer un terme source équivalent correspondant à la combinaison des contributions amont et aval.

3.2 ETAT DU FLUIDE (OU SUBSTANCE DANGEREUSE)

L'état du fluide correspond à son état physique : liquide, gazeux ou biphasique. L'état initial correspond à l'état du fluide dans son contenant avant rupture de confinement. L'état final du fluide correspond à son état physique dans les conditions ambiantes de température et de pression, après rupture de confinement.

Pour une température et un produit donnés, il existe un équilibre entre le liquide et sa vapeur à la pression de vapeur saturante. Cet équilibre peut être représenté sur un diagramme donnant la pression de vapeur saturante du produit en fonction de la température.

A titre d'illustration, la Figure 5 présente un exemple de deux produits ayant chacun une courbe de pression de vapeur saturante différente. Le produit représenté par la courbe bleue a une température d'ébullition supérieure à la température ambiante. Cette courbe est représentative d'un produit que l'on qualifie de liquide dans les conditions ambiantes. La courbe verte, quant à elle est typique d'un gaz (fluide dont la température d'ébullition est inférieure à la température ambiante).

Pour autant, il existe plusieurs moyens de stocker ce « gaz ». Lorsque le produit se trouve sous des conditions de température et de pression situées au-dessus de la courbe de pression de vapeur saturante, il se présente dans un état liquide. Par exemple, pour un produit ayant une courbe de vapeur saturante telle que la courbe verte de la figure 5, le point marqué « 1 » correspond à un stockage sous forme de liquide réfrigéré (état initial : « liquide »). A noter que par convention, on qualifie de cryogénique les températures inférieures à -150 °C [6]. Le point « 2 » étant situé sous la courbe, il correspond à un stockage de type « gaz sous

pression » (état initial « gaz »). Enfin, un stockage dont la pression se situe sur le point 3 ou au dessous est typique d'un stockage diphasique (c'est à dire en équilibre gaz/liquide) : il est stocké à température ambiante sous sa pression de vapeur saturante (supérieure à la pression ambiante). Le point 3 représente l'état du fluide à l'interface liquide-vapeur. A l'équilibre, la pression partielle de vapeur située dans le ciel gazeux d'un contenant renfermant ce fluide est sensiblement égale à la pression de vapeur saturante du produit (point 3) si le réservoir est isolé thermiquement. Dans le cas contraire, des niveaux de surpression de 1 à 2 bars peuvent être observés sous le seul effet du rayonnement solaire (point 4). La pression du liquide situé sous l'interface liquide/vapeur est plus élevée que la pression de vapeur saturante du fait de la pression hydrostatique, qui, dans certaines configurations, n'est pas négligeable. Ainsi, pour une profondeur de liquide donnée par rapport à l'interface, le liquide peut être dans un état marqué par le point « 4 ».

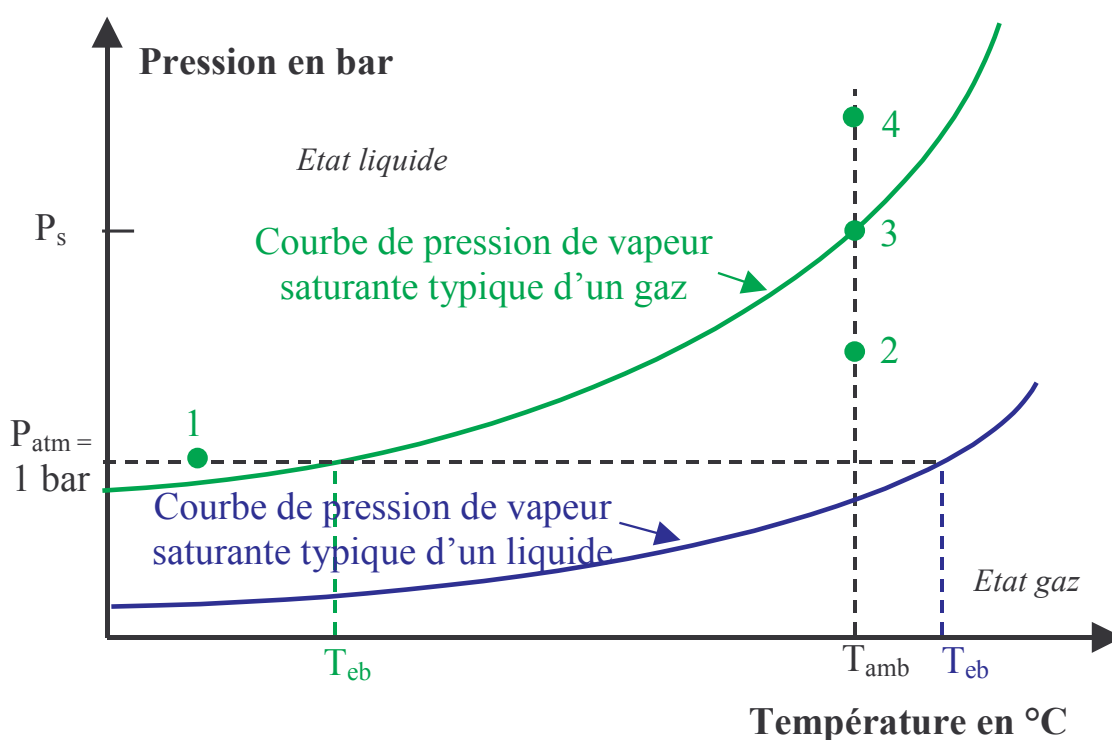


Figure 5 : Exemple de courbes de pression de vapeur saturante

3.3 GRANDEURS CARACTERISTIQUES DU TERME SOURCE

Caractériser un terme source consiste à évaluer :

- La masse totale de substance dangereuse libérée pour les rejets instantanés ou le débit massique (et son évolution dans le temps) pour les rejets continus.
- La vitesse finale de la substance dangereuse rejetée (gouttes de liquide, molécules de gaz).
- La température du rejet : globalement, cette grandeur permet d'accéder à la densité du nuage par rapport à l'air ambiant. La densité joue un rôle sur le déplacement vertical du nuage et donc sur sa dilution.

- La valeur de la fraction liquide du rejet et la répartition granulométrique de la fraction liquide du rejet : ces grandeurs permettent également d'accéder à la densité du rejet et d'en prévoir son évolution (évolution de température, de taille, possibilité de formation de flaque au sol...).

Masse totale (ou débit massique) et vitesse finale permettent d'accéder à la quantité de mouvement du rejet et sont déterminées entre autres par la section de fuite pour les rejets continus et la taille du contenant pour les rejets instantanés. La quantité de mouvement est une grandeur fondamentale pour pouvoir évaluer l'entraînement d'air dans le nuage initial et ainsi calculer l'évolution du taux de dilution, la vitesse et la température du nuage initial en fonction du temps.

Il faut noter que les grandeurs caractéristiques du terme source peuvent varier avec le temps. En particulier dans le cas de la vidange d'une longue canalisation, le débit de fuite varie fortement dans le temps du fait de la détente progressive du fluide dans la tuyauterie.

Enfin, lorsque le rejet résulte d'une rupture de canalisation, il est généralement nécessaire de considérer les contributions amont et aval. Une manière de déterminer les caractéristiques du rejet équivalent correspondant à la combinaison des contributions amont et aval de la brèche est décrite ci-après. Il est à noter que cette méthode constitue une simplification des phénomènes physiques et peut dans certains cas ne pas être applicable.

Les fuites en amont et en aval de la brèche sont caractérisées par les valeurs suivantes :

		Amont	Aval
Débit	[kg/s]	Q_a	Q_b
Vitesse finale	$[m/s]^1$	V_a	V_b
Fraction liquide	-	f_a	f_b
Diamètre des gouttes	[mm]	d_a	d_b
Durée	[s]	t_a	t_b

Tableau 1: grandeurs caractéristiques d'une fuite en amont et en aval de la brèche

La fuite totale prend en compte les contributions amont et aval. Les caractéristiques de ce rejet sont calculées à partir des règles suivantes.

Débit total

$$Q_t = Q_a + Q_b \quad \text{Equation 1}$$

Q_a : débit de produit issu de la contribution amont ;

Q_b : débit de produit issu de la contribution aval ;

Q_t : débit de produit total.

Vitesse totale

¹ La vitesse finale est la vitesse du produit après expansion à la pression atmosphérique

$$V_t = \frac{Q_a v_a + Q_b v_b}{Q_a + Q_b} \quad \text{Equation 2}$$

v_a : vitesse du produit issu de la contribution amont ;

v_b : vitesse du produit issu de la contribution aval ;

v_t : vitesse totale du produit.

Fraction liquide totale

$$f_t = \frac{Q_a f_a + Q_b f_b}{Q_a + Q_b} \quad \text{Equation 3}$$

f_a : fraction liquide du produit issu de la contribution amont ;

f_b : fraction liquide du produit issu de la contribution aval ;

f_t : fraction liquide totale du produit.

Diamètre total des gouttes

$$d_t = \frac{Q_a f_a + Q_b f_b}{\frac{Q_a f_a}{d_a} + \frac{Q_b f_b}{d_b}} \quad \text{Equation 4}$$

d_a : diamètre des gouttes du produit issu de la contribution amont ;

d_b : diamètre des gouttes du produit issu de la contribution aval ;

d_t : diamètre total des gouttes du produit.

De façon à tenir compte de l'évolution des caractéristiques du rejet au cours du temps, plusieurs périodes sont considérées, caractérisées par les valeurs maximales de débit, de vitesse, de fraction liquide et de diamètre des gouttes.

		Période 1	Période 2	...	Période n
Débit	[kg/s]	Q_{t1max}	Q_{t2max}	...	Q_{tnmax}
Vitesse finale	[m/s]	V_{t1max}	V_{t2max}	...	V_{tnmax}
Fraction liquide	-	f_{t1max}	f_{t2max}	...	f_{tnmax}
Diamètre des gouttes	[mm]	d_{t1max}	d_{t2max}	...	d_{tnmax}
Durée	[s]	t_{t1}	t_{t2}	...	t_{tn}

Tableau 2 : grandeurs caractéristiques de l'évolution d'une fuite au cours du temps

4. PARAMETRES INFLUENÇANT LES CARACTERISTIQUES DU TERME SOURCE

Les caractéristiques du terme source issu d'une perte de confinement dépendent principalement :

- Des conditions de stockage ou de mise en œuvre du procédé ;
- Des propriétés physiques et thermodynamiques du produit rejeté ;
- Du mode de rejet (rupture instantanée, brèche, etc.) ;
- Des possibles interactions physiques et mécaniques avec l'environnement.

4.1 TYPE DE REJET ET CONDITIONS DE STOCKAGE OU DE MISE EN ŒUVRE DU PROCEDE

Le type de rejet (rupture instantanée, brèche, etc.) a une influence sur le débit, la quantité de mouvement et la vitesse d'expansion du rejet, ce qui conditionne de façon importante l'entraînement d'air dans le rejet et, in fine, la dilution du gaz dans l'atmosphère et la distance à laquelle un niveau de concentration donné peut être atteint.

Dans le cas d'une brèche, le phénomène de circulation du fluide du contenant jusqu'à la sortie de la brèche est principalement régi par la pression du fluide. C'est la différence de pression entre la pression initiale de stockage du fluide et la pression du milieu dans lequel a lieu la dispersion qui est la force motrice de l'écoulement.

La pression du fluide peut être due à la pression de vapeur saturante du fluide à la température de stockage et/ou à la pression hydraulique liée à la hauteur de liquide dans le contenant.

Le cas échéant, les pompes ou tout autre équipement se trouvant en amont de la fuite peuvent également influencer sur l'écoulement du fluide.

D'un autre côté, la friction du fluide avec le réseau menant à l'air libre induit une résistance à la circulation du fluide. Les canalisations et autres éléments la composant (vannes, jonctions, coudes, orifice de sortie, etc.) perturbent l'écoulement du fluide et créent ainsi des pertes de pression ou pertes de charge.

Les pertes de charges liées aux frottements du fluide sur les parois internes des canalisations s'appellent les pertes régulières ou pertes en ligne. Ces pertes dépendent du diamètre des canalisations, de la rugosité de leur paroi interne ainsi que de la viscosité et de la vitesse de circulation du fluide (du régime d'écoulement du fluide).

Les pertes de charge liées à la géométrie du réseau (coudes, changements de diamètre, jonctions, vannes, soupapes, etc.) s'appellent des pertes singulières.

La perte de charge induite par l'orifice de sortie (la brèche) est traitée à part des

pertes singulières citées avant. En général, l'influence de la forme de l'orifice dans une capacité est traduite par un coefficient de décharge ($0 < C_d < 1$). Pour aider à déterminer la valeur du coefficient de décharge C_d , le tableau qui suit reprend des ordres de grandeurs pour des écoulements subsoniques turbulents de fluides homogènes (soit totalement liquides, soit totalement gazeux) [7] [8] [9] :

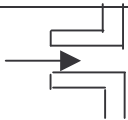
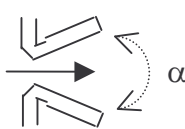
Types d'orifices circulaires		Valeur du C_d
Orifice de Borda ($1,6 D < L < 2D$) L : longueur de l'ajustage D : diamètre de l'orifice		0,5
Orifices minces ou aigus ($e \ll D$) e : épaisseur de la paroi		0,62
Orifices de Poleni ($2D < L < 5D$)		0,82
Orifices arrondis		0,96
Ajustage convergent		0,95 pour $\alpha=12^\circ$ ≈ 1 pour $\alpha=30^\circ$
Rupture guillotine parfaite (canalisation seulement)		1
Ajustage convergent puis divergent (venturi)		$>1 = f(\alpha)$

Figure 6 : Exemple de valeurs de C_d en fonction de la forme de l'orifice pour un fluide homogène

Le débit massique de fluide est proportionnel à C_d . L'influence de C_d sur le débit massique est donc très forte. Si l'on souhaite obtenir un résultat majorant, il est simple de fixer $C_d=1$.

4.2 PROPRIETES PHYSIQUES DU PRODUIT REJETE

Tout d'abord, l'état physique du fluide est déterminé par ses propriétés physiques et les conditions de stockage ou de mise en œuvre du procédé, c'est-à-dire, la pression et la température du fluide dans le contenant. Pour les fluides composés de mélanges, les concentrations respectives de chaque constituant doivent être connues. Ainsi, selon les cas, le fluide peut être monophasique (liquide ou gazeux) ou diphasique. Même si en général, la vitesse de la fuite est d'autant plus importante que la différence de pression entre la pression du fluide dans le contenant et la pression à l'air libre est forte, pour les fluides compressibles (gaz

ou vapeurs et produits diphasiques), cette vitesse peut atteindre une vitesse maximum appelée vitesse critique. La vitesse critique correspond à la vitesse du son dans ce fluide. On parle alors d'écoulement choqué.

L'état physique du fluide est de première importance vis-à-vis de l'ordre de grandeur du débit massique qui peut être généré. A titre indicatif, le tableau qui suit présente des débits de fuite calculés pour des gaz liquéfiés stockés à 20°C sous leur pression de vapeur saturante selon que la brèche en ras de paroi du réservoir (50 mm de diamètre) est placée au niveau de la phase liquide ou de la phase gazeuse.

	Débit de fuite en phase liquide (en kg/s)	Débit de fuite en phase gazeuse (en kg/s)	Rapport des débits
Butane	13	1	13
Propane	32	4,1	8
Ammoniac	36	2,6	14
Chlore	48	4,3	11

Tableau 3 : Exemples de débits de fuite obtenus sur des gaz liquéfiés stockés à 20°C sous leur pression de vapeur saturante selon que la brèche de 50 mm de diamètre sur le réservoir est placée au niveau de la phase liquide ou gazeuse.

D'autre part, pour le cas particulier d'un produit pur diphasique, la proportion entre la partie vapeur et la partie liquide du fluide dépend des conditions de température et de pression du produit (voir Figure 5). Il en résulte que, lors d'un écoulement dans une canalisation ouverte accidentellement à l'air libre (rupture guillotine ou brèche), un tel fluide peut voir sa proportion liquide/vapeur, donc sa masse volumique et par voie de conséquence son débit massique, être significativement différente (de 100% de liquide à 100% de vapeur) selon la position de l'ouverture de la canalisation par rapport au réservoir. La grandeur importante qui permet de caractériser un écoulement diphasique est la qualité qui correspond au rapport massique vapeur/liquide du fluide.

4.3 POSSIBLES INTERACTIONS PHYSIQUES ET MECANIQUES AVEC L'ENVIRONNEMENT

Un premier grand type d'interaction est lié à la présence d'obstacles devant un rejet (rejet alors qualifié « d'impactant »). Cela modifie le rejet de deux façons :

1/ le nuage formé après impact met plus de temps à s'équilibrer. En effet, au début de la fuite, l'impact du rejet avec l'obstacle crée un nuage dont les caractéristiques évoluent tant que les températures de l'obstacle et du jet ne sont pas identiques. Pour des gaz liquéfiés stockés à température ambiante, du fait de la détente du fluide stocké initialement sous sa pression de vapeur saturante, le jet est plus froid que l'obstacle qui est généralement à température ambiante. Ainsi, dans un premier temps, l'ensemble des gouttes formant l'aérosol se vaporise très rapidement à son contact et contribue ainsi à refroidir l'obstacle.

Au bout d'un moment (qui dépend principalement des caractéristiques du jet et des propriétés thermiques de l'obstacle), l'obstacle devient suffisamment froid pour que le nuage formé après l'impact n'évolue plus.

2/ L'impact du jet sur l'obstacle crée des turbulences supplémentaires par rapport au rejet libre qui ont pour effet de modifier la dilution du produit rejeté. Qualitativement, cela se traduit par des concentrations en champ lointain plus faibles que dans le cas d'un rejet libre. En revanche, en champ proche, certaines zones peuvent être plus concentrées (zone d'accumulation).

Un second type d'interaction avec l'environnement proche concerne les rejets qui ont lieu dans un milieu confiné. Outre la possibilité d'avoir un rejet impactant, un confinement provoque principalement :

1/ Un retard (ou « effet tampon ») entre la fuite et l'émission à l'air libre : cela va dans le sens de la sécurité des cibles éventuelles situées hors du confinement puisqu'on dispose de plus de temps pour prévenir les cibles éventuelles (Pour autant, il ne faut pas oublier les personnels pouvant éventuellement être amenés à travailler dans l'enceinte de confinement. En effet, ces derniers pourraient être exposés plus rapidement au gaz que dans le cas d'un rejet sans confinement) ;

2/ Une pré-dilution du polluant (qui dépend du taux de renouvellement d'air dans le local) avant que le nuage ne puisse être émis à l'atmosphère : cela va également dans le sens de la sécurité vis à vis des cibles extérieures au bâtiment ;

3/ Une durée d'émission de polluants depuis le confinement supérieure à la durée de fuite. Cette durée est due au fait qu'une fois la fuite maîtrisée, il faut attendre que la concentration dans le confinement se dilue suffisamment pour ne plus contenir de polluant.

5. MODELISATION

5.1 CAS DES REJETS DE « LIQUIDES »

5.1.1 PRINCIPAUX PHENOMENES PHYSIQUES

Par rapport à ce qui a été dit dans les parties 3.3 et 4, un liquide a les particularités suivantes :

La ruine instantanée d'une capacité contenant un liquide fragmente le liquide en gouttelettes (fractionnement mécanique) qui s'évaporent partiellement pendant leur chute vers le sol. Les gouttelettes tombées au sol forment alors le plus souvent une flaque qui s'évapore.

Pour les fuites continues, bien que les liquides soient compressibles à hauteur de quelques % pour des pressions de 200 à 300 bar, il est généralement admis de les considérer comme incompressibles. Comme la vitesse du son dans un fluide est inversement proportionnelle à la racine de sa compressibilité, la vitesse du son dans un liquide est suffisamment élevée (1480 m/s pour l'eau par exemple) pour que, dans la majorité des cas, les écoulements liquides ne soient pas limités par la vitesse critique (c.f.4.2). Ainsi, l'évaluation de la vitesse, puis du débit massique, d'un écoulement liquide s'en trouve facilitée. Une fois à l'air libre, du fait de la vitesse du fluide à la brèche et des frottements dans l'air, le fluide se fragmente en formant des gouttelettes (fragmentation mécanique) qui tombent généralement au sol pour former une flaque qui s'évapore. Une partie du liquide formant ces gouttes s'évapore avant de toucher le sol.

5.1.2 METHODES DE MODELISATION

Pour une brèche en ras de paroi d'un réservoir, le débit massique d'un rejet accidentel de liquide se calcule à partir de la formule suivante déduite du théorème de Bernoulli :

$$Q = \rho \times Cd \times S \times v = \rho \times Cd \times S \times \sqrt{2.g.\Delta h + \frac{2.\Delta P}{\rho}} \quad \text{Equation 5}$$

avec :

ρ : masse volumique (kg/m³)

Cd : coefficient de décharge (sans dimension)

S : section de l'orifice (m²)

g : 9,81 m/s²

Δh : hauteur de liquide (m)

ΔP : différence de pression entre le ciel du réservoir et l'air ambiant (Pa)

v : la vitesse du fluide au sortir de l'orifice (m/s)

Dans cette formule, on remarque que pour un réservoir dont le ciel gazeux est à la pression atmosphérique (terme « ΔP » nul), l'évolution du débit massique de la fuite est fonction de la géométrie du réservoir. A titre illustratif, la Figure 7 représente l'évolution du débit massique de fuite d'un liquide en fonction du temps pour trois géométries différentes de confinement dont le volume total, le taux de remplissage et le diamètre de brèche sont identiques :

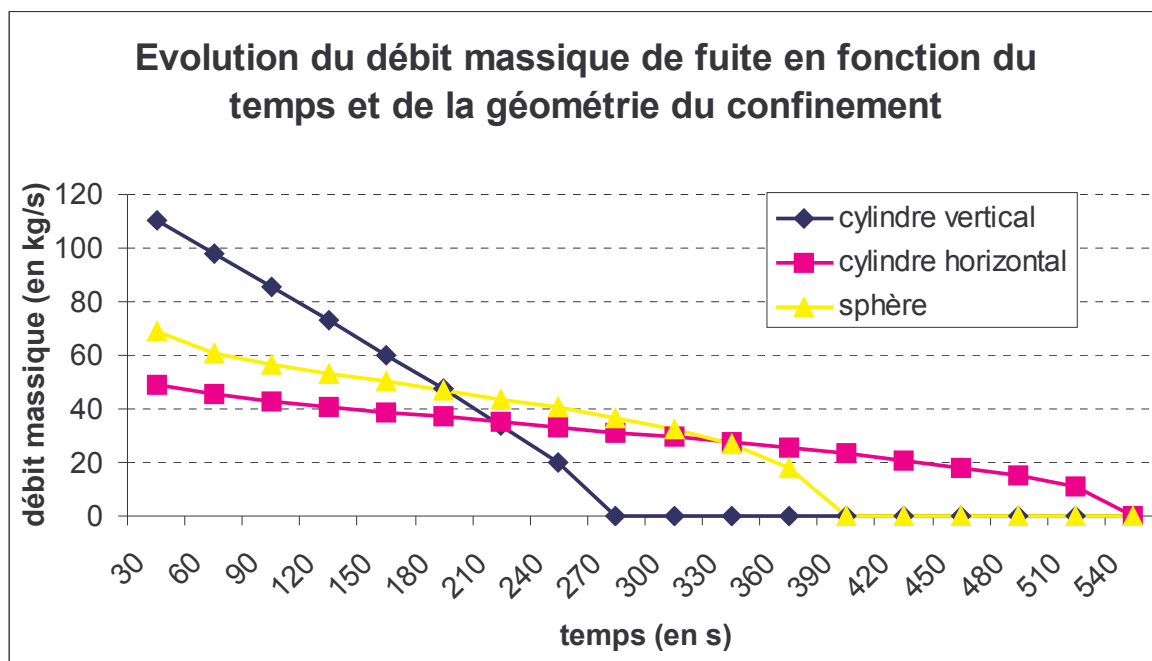


Figure 7 : Evolution du débit massique de fuite en fonction du temps et de la géométrie du confinement

Lorsque la fuite n'a pas lieu en ras de paroi, le fluide s'écoule dans un réseau hydraulique (succession de canalisations, de coudes, de variations de diamètres, de bifurcation, etc...) avant d'être émis à l'air libre. Dans ce cas, les interactions du fluide avec les éléments du réseau ralentissent l'écoulement du fluide et ainsi créent une perte de charge. Cela génère une perte de pression qu'il faut intégrer dans l'équation 5 qui prend alors la forme suivante [7] :

$$Q = \rho \times Cd \times S \times v = \rho \times Cd \times S \times \sqrt{2.g.\Delta h + \frac{2.\Delta P}{\rho} - \frac{2.\Delta P_{Pertes_de_charge}}{\rho}} \quad \text{Equation 6}$$

avec :

$\Delta P_{Pertes_de_charge}$ La dépression liée aux différentes pertes de charge.

Généralement, on distingue les pertes de charge liées aux frottements du liquide avec les parois des canalisations (pertes de charges régulières) des pertes de charge liées aux « accidents » de géométrie du réseau (pertes de charge singulières).

Pour un flux stationnaire de fluide (liquide ou même gazeux), la perte de pression engendrée par l'écoulement dans une canalisation (pertes de charge régulières) peut se déterminer à l'aide de l'équation de Fanning :

$$\Delta P = 4 \times f_F \times \frac{\rho}{2} \times u^2 \times \frac{l_c}{d_c} \quad \text{Equation 7}$$

Avec :

ΔP la chute de pression
 f_F le facteur de friction de Fanning
 ρ la masse volumique du fluide
 u la vitesse du fluide
 l_c la longueur de la canalisation
 d_c le diamètre interne de la canalisation

Le facteur de friction de Darcy ($f_D = 4f_F$) peut être déterminé par la loi de transition de Colebrook-White [7] :

$$\frac{1}{\sqrt{f_D}} = -2 \times \log \left(\frac{\varepsilon}{3,715 \times d_c} \right) + \frac{2,51 \times \sqrt{f_D}}{Re} \quad \text{avec} \quad Re = \frac{\rho \times u \times d_c}{\eta} \quad \text{Equation 8}$$

Avec :

ε la rugosité interne de la canalisation
 Re le nombre de Reynolds
 d_c le diamètre interne de la canalisation
 η la viscosité du fluide

En considérant un nombre de Reynolds donné (donc une vitesse u), il est possible de calculer f_D pour que l'équation 2 soit vérifiée. Une fois f_D connue, il est alors possible d'obtenir ΔP avec l'équation 3. A titre indicatif, la figure suivante présente des valeurs de facteurs de friction (f_D) en fonction du nombre de Reynolds et du diamètre de canalisation :

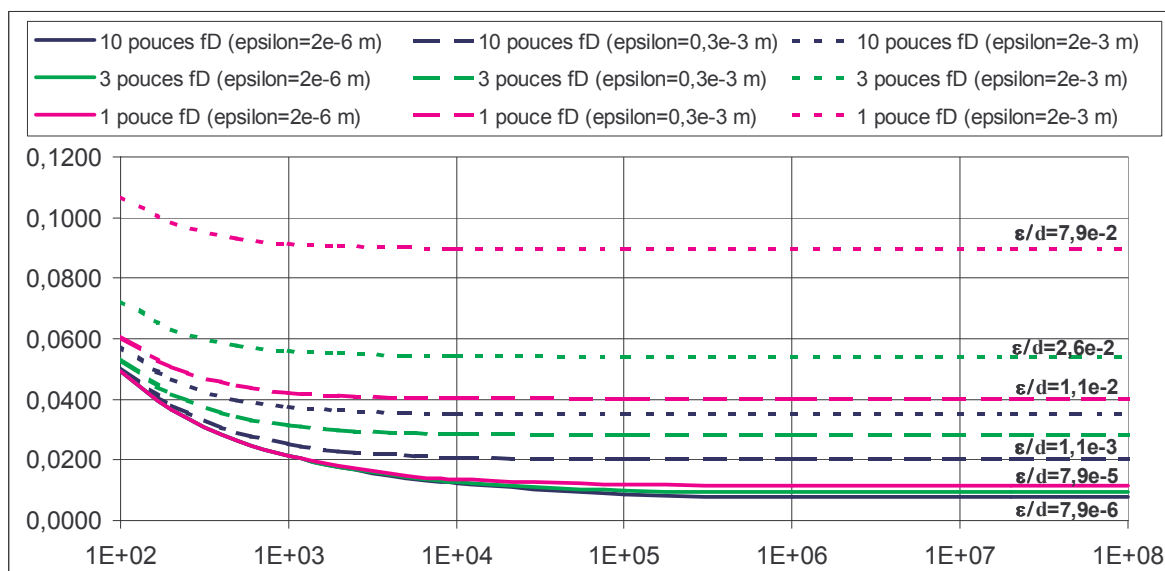


Figure 8 : Valeurs de f_D en fonction du diamètre (d) et de la rugosité (ε) de la canalisation

Finalement, on retiendra de la figure précédente, d'une part que f_D devient constant pour des nombres de Reynolds élevés (régime d'écoulement turbulent) et d'autre part, que c'est surtout le rapport ε/d qui est pertinent pour apprécier la valeur de f_D . Aussi, il convient de garder à l'esprit que l'effet (le ΔP engendré par

les frictions) des facteurs de friction a d'autant plus d'importance que les canalisations sont longues. Cela signifie que si en première approche on réalise le calcul de débit en négligeant totalement les pertes de charge (utilisation de l'équation 5), plus la canalisation est longue, plus le calcul est majorant.

Concernant les pertes de charges singulières, il faut noter que c'est principalement la géométrie de la portion de réseau concernée (changement de diamètre, coude, etc...) qui permet d'évaluer la perte de pression engendrée. Compte tenu de la variété des cas possibles, on se reportera à la référence [9] pour réaliser ces calculs.

Une fois le liquide rejeté, ce dernier forme généralement une flaque qui s'évaporerait. La modélisation des évaporations de flaques est présentée au chapitre 6.

5.2 CAS DES REJETS DE « GAZ »

5.2.1 PRINCIPAUX PHENOMENES PHYSIQUES

Un gaz est un « fluide compressible », donc l'ordre de grandeur des vitesses du son dans un gaz est souvent suffisamment faible pour que les écoulements résultants de pertes de confinement accidentelles soient bloqués par cette limite.

5.2.2 METHODES DE MODELISATION

En ras de paroi d'un stockage, ou si on néglige les frottements liés à l'écoulement du gaz dans le réseau hydraulique (dans le cas contraire, le principe de ce qui est expliqué pour les pertes de charge avec les liquides est aussi valable), le débit massique d'un rejet accidentel de gaz se calcule en deux étapes [7]:

- La première étape consiste à vérifier si l'écoulement est choqué (vitesse du son atteinte) ou non. Concrètement, l'écoulement est choqué lorsque le critère de criticité suivant est vérifié :

$$\frac{P_{res}}{P_a} \geq \left(\frac{\gamma + 1}{2} \right)^{\left(\frac{\gamma}{\gamma - 1} \right)} \quad \text{Equation 9}$$

avec : $\gamma = \frac{C_p}{C_v}$

- P_{res} la pression de stockage dans le réservoir
- P_a la pression ambiante

En pratique, la majorité des gaz ayant un γ entre 1,1 et 1,4, l'écoulement est critique pour $P_{res}/P_a > 1,9$.

- La seconde étape consiste à calculer le débit massique de la fuite par les relations suivantes :

$$q_g = C_d \times A_b \times \psi \times \sqrt{\rho_g \times P_{rés} \times \gamma \times \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\left(\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1} \right)}} \quad \text{Equation 10}$$

avec :

- $\psi = 1$ si l'écoulement est choqué,

$$- \psi = \sqrt{\frac{2}{\gamma - 1} \times \left(\frac{\gamma + 1}{2} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}} \times \left(\frac{P_a}{P_{rés}} \right)^{\frac{2}{\gamma}} \times \left(1 - \left(\frac{P_a}{P_{rés}} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \right)} \quad \text{Equation 11}$$

si l'écoulement n'est pas choqué.

A titre illustratif, la Figure 9 présente, pour un diamètre de fuite en ras de paroi donné, l'influence de γ , P/P_a et ψ sur le débit massique à la brèche :

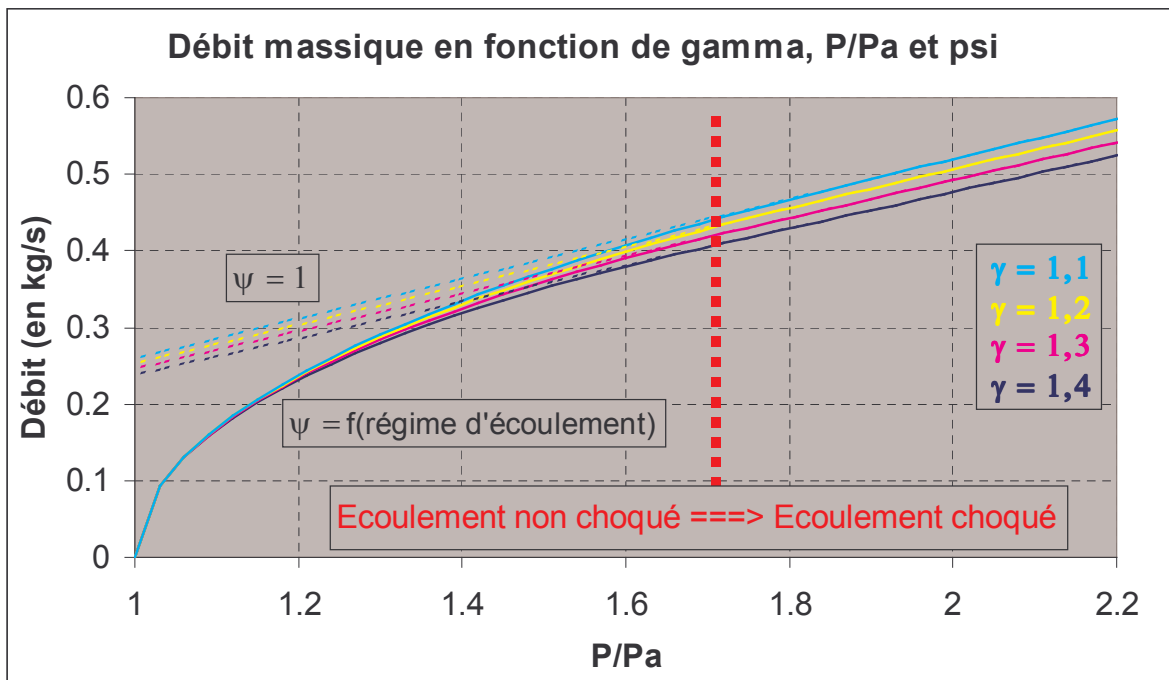


Figure 9 : Débit massique calculé en fonction de γ , P/P_a et ψ

5.3 GAZ LIQUEFIES

5.3.1 PRINCIPAUX PHENOMENES PHYSIQUES

Compte tenu de ce qui a été dit précédemment, pour les produits diphasiques, une attention particulière doit être portée à la détermination de l'état thermodynamique du produit à la brèche. En effet, la rupture d'une canalisation contenant la phase liquide d'un fluide diphasique provoque une détente du liquide qui commence à se vaporiser à l'intérieur des tuyauteries en amont de la section de la fuite : il s'agit de la « fragmentation interne ». Il s'ensuit que l'écoulement dans la canalisation n'est plus totalement liquide mais devient

diphase ce qui a pour principale conséquence de réduire le débit massique du produit rejeté à l'atmosphère.

Après la brèche, un jet diphasique se formera. L'évolution de ce jet diphasique peut être décomposée en trois grandes zones :

- **la zone d'expansion** où le fluide se détend de la pression à la brèche à la pression atmosphérique. Du fait de cette brusque dépressurisation, la phase liquide du rejet se trouve dans un état surchauffé et une fraction de cette phase liquide se vaporise. Ce phénomène est appelé le "flash thermodynamique". La phase gazeuse créée par ce phénomène de flash a, à cause de sa plus faible densité, une vitesse plus élevée que celle du liquide. Cette différence de vitesse entre les deux phases provoque l'entraînement de la phase liquide et sa fragmentation en fines gouttelettes (fragmentation thermique). De plus, comme pour les liquides, les gouttelettes sont également fractionnées par effet mécanique dû au déplacement du liquide dans l'air ambiant (fragmentation mécanique). Ces gouttelettes constituent ce que l'on appelle « l'aérosol ».

A la fin de cette zone, le jet est constitué d'une phase gazeuse et d'une phase liquide sous forme d'aérosol. Il est communément admis que l'ensemble du jet (phases liquide et gazeuse) se trouve à la température d'ébullition du produit rejeté.

- **la zone d'entraînement** où le jet turbulent provoque l'entraînement de l'air ambiant. L'énergie apportée notamment par cet air généralement plus chaud que le produit rejeté permet la vaporisation des gouttelettes de liquide présentes dans le jet. Pour autant le mélange air-aérosol peut être suffisamment froid pour avoir une masse volumique supérieure à celle de l'atmosphère. Dès lors ce mélange peut se comporter comme un gaz lourd. Il est d'ailleurs généralement admis qu'un rejet accidentel d'un gaz liquéfié à température ambiante se comporte au début du rejet comme un gaz lourd.

Par la suite, si la phase liquide est entièrement vaporisée, l'apport thermique de l'air ambiant sert à réchauffer le jet alors devenu entièrement gazeux.

- **la zone de dispersion passive.** Avec l'entraînement de l'air, la vitesse du jet décroît progressivement jusqu'à atteindre la vitesse du vent et la densité (la densité du gaz polluant est liée à la masse molaire du gaz, sa température est son taux de dilution) du nuage polluant se rapproche de celle de l'air ambiant. A partir de ce moment, le rejet se disperse de façon passive dans l'atmosphère. Les calculs correspondants sont traités dans le rapport Ω relatif à la dispersion atmosphérique [1].

5.4 METHODES DE MODELISATION

Si la rupture a lieu en ras de paroi dans la partie du réservoir qui contient du liquide, il est possible d'utiliser l'équation 5 pour obtenir le débit massique liquide du rejet. On passe ensuite à l'étape suivante : le calcul de la zone d'expansion.

Si la rupture a lieu sur une canalisation contenant la phase liquide du fluide diphasique, en amont de la section de la fuite, le produit s'écoulant à l'intérieur des tuyauteries vers l'orifice se détend le long de son trajet en se vaporisant partiellement : l'écoulement devient diphasique. Ceci a généralement pour

conséquence de réduire le débit massique du produit rejeté à l'atmosphère. Il existe plusieurs approches pour évaluer le débit à la brèche des écoulements diphasiques. Nous ne les détaillerons pas ici. Le lecteur peut cependant se reporter aux références [10] à [22]. Ce qu'il faut savoir est que ce phénomène de fragmentation interne est lié aux caractéristiques du fluide mais aussi à la géométrie de la canalisation (sa longueur et/ou, selon les auteurs, son diamètre) et aux frottements entre le fluide et les parois (une rugosité interne de la paroi élevée favorise la fragmentation interne).

Une fois le débit à la brèche obtenu, plusieurs approches existent pour déterminer les grandeurs dimensionnant chacune des trois zones du jet (zone d'expansion, d'entraînement et de dispersion) :

Zone 1 : zone d'expansion

On considère que la zone d'expansion prend fin lorsque le fluide est à la pression ambiante du milieu dans lequel le rejet a lieu. Ainsi, dans le cas d'un écoulement non choqué, la fin de la zone d'expansion se situe au niveau de l'orifice donc, la pression, la température, la fraction liquide et la vitesse du fluide sont déjà déterminées. Dans ce cas, il ne reste plus qu'à calculer le diamètre moyen des gouttes formant le jet en utilisant par exemple les corrélations tirées d'essais réalisés par Woodward [23] :

$$d_f = 833 - 73,4 \times \ln(E_p) \quad \text{Equation 12}$$

avec :

- d_f le diamètre moyen des gouttes donne en micromètres
- E_p l'énergie partielle d'expansion du jet en J/kg :

$$E_p = \frac{(P_{res} - P_a)}{\rho_{liq}(T_o, P_a)} \quad \text{Equation 13}$$

- pour un liquide sous-refroidi :

- pour une phase vapeur :

$$E_p = -\Delta H_{(o \rightarrow f)} - \frac{(P_{res} - P_a)}{\rho_{vap}(T_o, P_a)} \quad \text{Equation 14}$$

- pour un rejet diphasique :

$$E_p = -\Delta H_{(o \rightarrow f)} - \frac{(P_{sat} - P_a)}{\rho_{sat}(T_{sat}, P_a)} + \left| \frac{(P_{res} - P_{sat})}{\rho_{sat}(T_{sat}, P_a)} \right| \quad \text{Equation 15}$$

avec :

$$\rho_{sat} = \frac{1}{\left(\frac{f_{L,sat}}{\rho_{L,sat}} + \frac{(1-f_{L,sat})}{\rho_{V,sat}} \right)} \quad \text{Equation 16}$$

avec :

ρ_{sat} densité du fluide diphasique composé d'une fraction $f_{L,sat}$ de phase liquide de densité $\rho_{L,sat}$ et d'une fraction $f_{V,sat}$ de phase gaz de densité $\rho_{V,sat}$ à la pression de vapeur saturante P_{sat} .

Pour les rejets choqués (pression à l'orifice supérieure à la pression atmosphérique), en pratique, deux méthodes de calcul (méthode isentropique et méthode énergétique [10] [11]) sont utilisées. Les connaissances actuelles ne permettant pas de décider quel modèle est le plus pertinent, le calcul qui donne le nouvel état du jet qui est le plus proche (température, fraction liquide) de l'état du jet à l'orifice est généralement retenu.

Zone 2 : zone d'entraînement

Relativement à l'évolution du jet, il existe principalement 3 approches pour estimer le devenir du mélange d'air, de gaz et de gouttelettes [24] [25] :

- la première, qui est la plus simple, consiste à considérer qu'une part forfaitaire du liquide retombe au sol. Cette part peut dépendre, selon les auteurs, de l'état de surchauffe initial du liquide. Cette approche forfaitaire ne tient généralement pas compte des conditions de rejet du produit et peut conduire à des imprécisions importantes pour la quantification du terme source ;
- la deuxième, l'approche eulérienne [26], consiste à considérer le jet dans son ensemble et à écrire des bilans de conservation des différentes grandeurs. Cette approche est notamment employée par Iannello (1989). Elle permet principalement de déterminer à une distance donnée les grandeurs intensives de l'écoulement (température, vitesse du jet). Dans cette approche, les phases liquides et gazeuses du jet sont assimilées un seul pseudo-fluide compressible.
- la troisième et dernière, l'approche lagrangienne [26], consiste à considérer le jet comme un ensemble de gouttelettes de taille donnée et à suivre leur trajectoire. Cette approche permet de calculer l'évolution du diamètre des gouttelettes le long de leur trajectoire. Cette approche fait la distinction entre les phases liquides et gazeuses du jet.

D'autres modèles encore plus précis que les deux derniers présentés ci-avant sont actuellement en cours de développement par l'INERIS [27][28]. Leur spécificité réside dans le fait que, contrairement aux modèles cités précédemment qui ne prennent en compte qu'une seule classe de gouttes (un diamètre moyen et une vitesse moyenne), une distribution de taille de gouttes peut être prise en compte.

Zone 3 : zone de dispersion proprement dite

Le nuage formé se disperse en suite dans l'atmosphère selon des mécanismes décrits dans le rapport Ω relatif à la dispersion atmosphérique [1].

6. EVAPORATION DE FLAQUES

6.1 DESCRIPTION DU PHENOMENE

Le phénomène d'évaporation est un phénomène de perte de masse de la flaque localisée à l'interface entre la surface du liquide et l'air ambiant. Ce phénomène est régi par les échanges thermiques entre la flaque et le milieu ambiant ainsi que par la vitesse de l'air de balayage au niveau de la surface du liquide.

Le débit massique d'évaporation d'une flaque de liquide ($q_v(t)$ en kg/s) dépend de l'aire de la flaque ($A(t)$ en m^2) et du flux moyen local de vaporisation (q_v'' en $kg/m^2/s$). Même s'ils sont liés, ces deux paramètres peuvent le plus souvent être déterminés indépendamment. Le flux moyen local de vaporisation (q_v'') dépend du coefficient de transfert de masse (k_m) et de la concentration (c_i) de vapeur de liquide en surface de ce dernier. La concentration de vapeur de liquide au-dessus de la surface dépend de la pression de vapeur saturante du liquide ($P_{sat}(T)$) et donc de la température (T) de ce dernier.

Finalement, on a : $q_v(t) = A(t) \times c_i \times k_m$ Equation 17

avec t , le temps (en s).

6.1.1 AIRE DE LA FLAQUE

Dans le cas d'une ruine instantanée, le liquide est répandu d'un seul coup, soit dans la cuvette de rétention soit sur une surface libre (sol ou eau). Pour ces deux cas, la surface de la flaque est maximale au début de l'évaporation et est constante puis diminue en cas de présence d'une cuvette de rétention ou diminue dès le début s'il n'y a pas de rétention. Si aucune rétention n'existe et lorsque aucun renseignement n'est accessible quant à la position d'éventuels réseaux d'évacuation de liquides, il est courant de considérer que la flaque est formée instantanément et a une épaisseur minimale qui correspond à la rugosité du sol sur lequel elle se trouve.

Dans le cas d'un rejet continu, la surface de la flaque passe par une phase d'augmentation (soit jusqu'à la surface de la rétention, soit jusqu'à une taille critique correspondant à l'égalité des débits d'alimentation et d'évaporation de la flaque) puis, de stagnation (cette phase, si elle existe, dure jusqu'à la fin du rejet) et enfin, de régression.

Concernant les rejets en rétention, différents aspects doivent être abordés avant de prendre effectivement en compte cette surface réduite d'épandage :

- Le scénario de fuite envisagé (plus particulièrement en cas de ruine de capacité) permet-il de dire que la rétention ne sera pas endommagée ?
- Le volume de la rétention est-il suffisant pour contenir la totalité du liquide ?
- Un effet de vague est-il possible ? (cas d'une ruine) ?
- Le jet (cas d'une fuite alimentée) ne passe-t-il pas au-dessus des limites de la cuvette de rétention ?

En cas d'épandage sur de l'eau, outre la densité du produit par rapport à l'eau, le paramètre important est la solubilité du produit rejeté. Si le produit déversé est soluble dans l'eau, ce dernier se dissout rapidement. De plus, si ce produit a une tension de vapeur élevée à température ambiante, il génère de la vapeur en surface. Pour les produits non solubles dans l'eau, la difficulté concerne les nombreux produits chimiques qui ont des densités supérieures à l'eau mais qui ont des pressions de vapeur saturante élevées à température ambiante comme le chlore par exemple. En cas de déversement massif, le liquide commence par couler « en masse » puis, du fait de l'accélération de la pesanteur, cette masse se désagrège en gouttes de plus en plus petites ce qui augmente les échanges de chaleur avec l'eau et donc accélère l'évaporation du fluide.

6.1.2 CONCENTRATION DE VAPEUR ET TEMPERATURE DE LA FLAQUE

Le calcul de la concentration de vapeur de liquide au-dessus de la surface passe par le calcul de la température de la flaque. En négligeant tous les termes de friction mécanique, la température de la flaque est régie par les échanges thermiques entre différentes sources de chaleur.

6.1.3 CALCUL DU TRANSFERT DE MASSE

Dans la littérature, il est courant de considérer deux grands modes d'évaporation de flaque selon la température d'ébullition du fluide concerné :

- Dans le cas des liquides dont la température d'ébullition est supérieure à la température ambiante, l'évaporation de la flaque est principalement dépendante de la vitesse à laquelle la vapeur peut être enlevée, c'est à dire, de la vitesse du vent. Le vent enlève la vapeur formée au-dessus de la surface du liquide (à une température T) et, à cause du gradient de concentration induit, le liquide s'évapore pour rétablir la pression partielle correspondant à son équilibre thermodynamique ($P_{\text{sat}}(T)$) : c'est le transfert de masse.
- Pour les liquides dont le point d'ébullition est inférieur à la température ambiante ou pour les liquides portés à une température supérieure à leur température d'ébullition, l'équilibre ($P_{\text{sat}}(T)$) n'est pas atteint et le transfert de masse n'est donc pas le facteur limitant. Dans ce cas, la vaporisation est contrôlée par le flux thermique reçu par la flaque.

La figure 11 illustre les mécanismes à l'œuvre au cours de l'évaporation d'une flaque.

En pratique, des essais réalisés à l'INERIS tendent à montrer que pour des flaques formées par des jets de gaz liquéfiés (propane butane), le mode d'évaporation n'est contrôlé par le flux thermique reçu qu'au tout début du rejet (en général pendant moins d'une minute dans les conditions des essais). Ensuite, le sol est suffisamment froid pour que l'évaporation de la flaque soit principalement liée au transfert de masse.

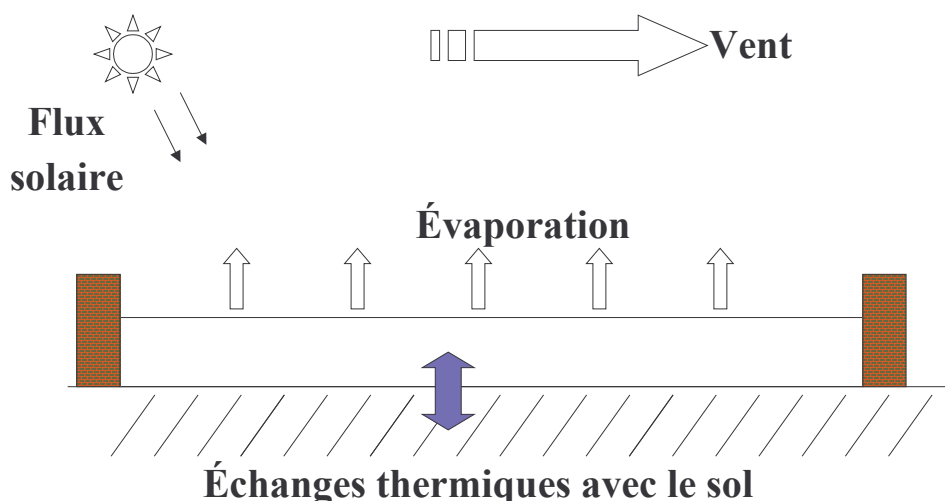


Figure 10 : flux de matière et de chaleur au cours de l'évaporation d'une flaque de liquide

6.2 METHODES DE MODELISATION

La modélisation doit permettre d'appréhender, d'une part l'extension de la flaque, et d'autre part l'évaporation. Même si ces deux phénomènes sont théoriquement couplés, ce couplage est généralement suffisamment faible pour qu'en première approximation, on puisse le négliger.

Différents modèles existent. Tous les modèles rencontrés comportent de nombreux points communs, notamment en ce qui concerne l'évaluation des principaux termes de transfert de chaleur. On citera par exemple les modèles de Briscoe et Shaw [29], dont plusieurs des hypothèses et résultats sont repris dans les modèles les plus récents, ainsi que le modèle de Cavanaugh [30], dont la démarche générale paraît plus complète. Cet auteur considère l'extension et la vaporisation d'une flaque de manière découplée. Ce modèle présente l'intérêt de couvrir un grand champ d'application. En effet, il est applicable pour estimer le débit d'évaporation de tout corps présent dans une flaque (la flaque peut donc être constituée d'un mélange de produits). Cependant, il convient de préciser que la seule restriction à son application concerne la température de la flaque. En effet, pour être valable, cette corrélation doit être appliquée à un corps présent dans une flaque n'étant pas en ébullition. Il faut donc que la température de la flaque soit inférieure à la température d'ébullition de chacun des corps présents.

On citera également le modèle de Woodward qui vise à traiter l'extension et la vaporisation de la flaque de façon simultanée.

Dans le cas d'une flaque non bouillonnante d'un produit pur et pour une vitesse de vent donnée (à 10 m d'altitude), les débits d'évaporation à l'air libre peuvent être déterminés à partir du modèle de MacKay et Matsugu présenté dans le Yellow Book du TNO [7] et basé sur le modèle de Cavanaugh [30] :

$$\text{avec : } Q = 0,00515 \times S \times u_{\text{vent}}^{0,78} \times R_{\text{flaque}}^{-0,11} \times \frac{M \times P_{\text{sat}}}{R \times T_{\text{flaque}}}$$

Equation 18

- Q le débit massique de la flaque (en kg/s)

- S la surface de la flaque (en m^2)
- U_{vent} la vitesse du vent à 10 mètres d'altitude (en m/s)
- R_{flaque} le rayon de la flaque (en m)
- M la masse molaire du produit formant la flaque (en kg)
- P_{sat} la pression de vapeur saturante du produit formant la flaque pour la température de flaque considérée (en Pa)
- R la constante de gaz parfaits
- T_{flaque} la température de la flaque (en K)

Compte tenu des conditions de réalisation des essais qui ont permis d'obtenir cette corrélation, cette dernière n'est valable que pour une surface de flaque d'au moins $1 m^2$. De plus pour des vitesses de vent inférieures à 1 m/s, les phénomènes de diffusion turbulente et/ou moléculaire peuvent ne plus être négligeables. C'est pourquoi il est recommandé de n'utiliser cette formule que pour des vitesses de vent au moins égales à 1 m/s.

7. REJETS IMPACTANTS

Lorsqu'un jet rencontre un obstacle, son comportement d'ensemble diffère de celui d'un rejet en milieu libre. Cette différence a été mise en évidence lors des essais réalisés par l'INERIS sur des gaz liquéfiés [31] :

- En effet, les essais ont montré que, pendant les premiers instants du rejet (de l'ordre de la minute), le liquide n'est pas piégé par la présence de l'obstacle et globalement, tout se passe comme s'il n'y avait pas d'obstacles (la quantité de mouvement du nuage est toutefois fortement modifiée par la présence de l'obstacle). En particulier, aucun ruissellement n'est observé au niveau du sol.
- En revanche, au-delà, une partie non négligeable peut être piégée par l'obstacle et ainsi former une flaque au niveau du sol, celle-ci dépend des conditions environnantes (distance entre le point de rejet et l'obstacle, capacité calorifique des obstacles environnants...).

Enfin, l'interaction d'un jet liquide avec l'obstacle peut provoquer :

- Le rebond d'une partie de ce liquide : s'il s'agit de gouttelettes, une partie d'entre elles peut rebondir sans voir sa taille être réduite.
- La fragmentation en gouttelettes plus fines puis le rebond d'une partie du liquide (phénomène de *splash*) : ce phénomène a comme principal effet d'augmenter la vitesse d'évaporation des gouttes au sein du jet.
- La capture d'une partie du liquide à la surface de l'obstacle.

8. REJETS CONFINES

Lors d'un rejet confiné dans un bâtiment, il est fort probable que le jet rencontre un obstacle. Les phénomènes présentés au chapitre précédent vont donc se produire. Le nuage de gaz ainsi créé se mélange dans un premier temps (température, concentration) à l'air ambiant à l'intérieur du confinement. Souvent, les bâtiments sont équipés d'extracteurs qui permettent de rediriger et/ou de neutraliser les fuites vers une cheminée. Toutefois, les débits des extracteurs sont rarement dimensionnés pour des fuites de grande ampleur ce qui fait que si la fuite persiste, le polluant s'accumule dans le bâtiment. Cette accumulation dure jusqu'à ce que les capacités d'étanchéité du bâtiment soient atteintes (en général, quelques millibars de surpression). A partir de cet instant, le bâtiment émet du gaz polluant pré-dilué par sa cheminée et par ses interstices (portes, fenêtres, toiture...). Lorsque la fuite cesse à l'intérieur du bâtiment, ce dernier continue d'émettre les gaz polluants encore présents dans l'atmosphère confinée jusqu'à ce que l'air confiné ait été suffisamment dilué par de l'air extérieur.

Pour calculer le terme source correspondant, une méthode de calcul peut consister à évaluer le rejet en milieu libre pour déterminer les caractéristiques de la fuite (fraction liquide, débit, température...). Ce résultat est ensuite utilisé pour calculer la diffusion du produit dans l'air du confinement. On en déduit l'évolution temporelle de la concentration du produit dans le local ainsi que les débits du mélange air-produit pouvant sortir par les interstices et par la cheminée.

Le local n'est à considérer comme étanche que jusqu'à une surpression de quelques mbar (donnée qui dépend des caractéristiques du bâtiment). Au-delà de cette valeur, le mélange est supposé fuir par les interstices. Ce rejet par les interstices est considéré horizontal tandis que celui par la cheminée est supposé vertical.

9. CONCLUSION

Ce rapport a présenté la démarche adoptée par l'INERIS pour déterminer le terme source pour des rejets accidentels. Ce document est complémentaire du rapport Ω sur la dispersion atmosphérique [1].

Pour caractériser la dispersion atmosphérique d'une substance, il convient généralement de quantifier un « terme source », c'est-à-dire de caractériser le rejet de la substance étudiée vers l'atmosphère en termes de débit, température, état physique...

Il faut par ailleurs souligner l'importance de la quantification du terme source. En effet, le phénomène physique qui en résulte (feu de nappe, explosion d'une masse inflammable, dispersion toxique, etc.) ne peut pas être correctement appréhendé si l'évaluation du terme source n'a pas été correctement traitée.

10. BIBLIOGRAPHIE

10.1 BIBLIOGRAPHIE CITEE DANS LE TEXTE

- [1] J.C.COUILLET, Méthodes pour l'évaluation et la prévention des risques accidentels, (DRA-006), Ω -12, Dispersion atmosphérique, INERIS-DRA-2002-25427, INERIS, Verneuil-en-Halatte, 2002
- [2] W.D. GELEVAN and J.H. SIEGELL, Prevent air emission events, Chemical Engineering. Progress, December 1999.
- [3] S.R. HANNA and P.J. DRIVAS, Guidelines for the use of vapour cloud dispersion models, CCPS AIChE, New York 1987.
- [4] F.P. LEES, Loss prevention in the process industries : hazard identification, assessment and control, Butterworth and Heinemann, Oxford, second edition, 1996.
- [5] A. LAURENT, Sécurité des procédés chimiques, connaissances de base et méthodes d'analyse de risques, Editions TEC & DOC, mai 2003.
- [6] UIC, Les Cahiers de Sécurité, cahier n°6, Les modèles de dispersion atmosphérique - DT 31, Juin 1995.
- [7] Committee for the prevention of Disasters, Methods for the calculation of physical effects, CPR 14E "Yellow Book", Third edition 1997
- [8] R. JOULIE, Mécanique des fluides appliquée, Editions Ellipses, Février 1998.
- [9] Mémento des pertes de charge, coefficients de pertes de charge singulières et de pertes de charge par frottements, Traduit du russe par M. Meury, Editions Eyrolles Paris, 1968.
- [10] FAUSKE, EPSTEIN, Source term consideration in connection with chemical accidents and vapour cloud modelling, J. Loss Prev. Process Ind., 1988, vol. 1, p. 75.
- [11] FAUSKE, Flashing flows : some practical guidelines for emergency releases, Plant/Operations Progress, vol. 4, n° 3, 1985, p. 132.
- [12] M. GIOT, Two-phase releases, J. Loss Prev. Process Ind., 1994, volume 7, n° 2, p. 77.
- [13] J. LEUNG, A generalized correlation for one-component homogeneous equilibrium flashing choked flow, AIChE Journal, october 1986, vol. 32, n° 10, p. 1743.
- [14] J. LEUNG, Two-phase flow discharge in nozzles and pipes a unified approach, J. Loss Prev. Process Ind., 1990, vol. 3, p. 27.
- [15] GROLMES, LEUNG, The discharge of two-phase flashing flow in a horizontal duct, AIChE Journal, 1987, vol. 33, n° 3, p. 524.

- [16] S. LEVY, Prediction of two-phase critical flow rate, Journal of Heat Transfert, february 1965, p. 53.
- [17] D.W. SALLET, Critical two-phase mass flow rates of liquefied gases, J. Loss Prev. Process Ind., 1990, vol. 3, p. 38.
- [18] MORRIS, Flashing flow through relief lines, pipe breaks and cracks, J. Loss Prev. Process Ind., 1990, vol. 3, january, p. 17.
- [19] HARDEKOPF, MEWES, The pressure ratio of critical two-phase flows, Chem. Eng. Technol. 12, 1989, p. 89-96.
- [20] WALLIS, Critical two-phase flow, Int. J. Multiphase Flow, vol. 6, pp. 97-112, 1980.
- [21] RICHTER, Separated two-phase flow model : application to critical two-phase flow, Int. J. Multiphase flow, vol. 9, n° 5, p. 551-530, 1983.
- [23] J. WOODWARD, Expansion zone modelling of two phase and gas discharges. Journal of Hazardous Materials, 33 (1993), p. 307-318.
- [24] J. WOODWARD, A. PAPADOURAKIS, Modeling of droplet entrainment and evaporation in dispersing jet.
- [25] J. WOODWARD, Dispersion modelling of an elevated high momentum release forming aerosol, J. Loss Prev. Process Ind., 1989, vol. 2.
- [26] PAPADOURAKIS, CARAU, BARNER, Upper and lower bounds of droplet evaporation in two-phase jets, J. Loss Prev. Process Ind., 1991, vol. 4, January, p. 93.
- [27] J.M. LACOME, DRA-31 – Mise au point d'un outil de dispersion d'un gaz liquéfié en champ proche en présence d'obstacles – Applications à des cas de rejets expérimentaux, MEDD, INERIS, Janvier 2005
- [28] A. TOUIL, Modélisation des jets diphasiques liquide vapeur et du " rain-out", Thèse de doctorat, Ecole nationale supérieure des mines de Saint-Etienne, janvier 2004
- [29] BRISCOE F., SHAW P., Evaporation from spills of hazardous liquids on land and water, Safety and Reliability Directorate Report, SRD R100, may 1978.
- [30] CAVANAUGH T.A., Simulation of vapor emission from liquid spills, Journal of Hazardous Materials, 38, 1994, 41-63.
- [31] P. BONNET, Essais de rejets diphasiques à grande échelle, DRA 31 – Opération f, INERIS, février 2005

10.2 BIBLIOGRAPHIE COMPLEMENTAIRE

A thoretical study of NH₃ concentration in moist air arising from accidental releases of liquefied NH₃, using the computer code trauma - SDR/HSE/R 393 - February 1987.

Boiling heat transfert. Modern Developments and Advances. Edited by RT LAHEY, Jr, Elsevier Science Publishers, 1992.

A computer model for predicting leak rates of chemicals from damaged storage and transportation tanks. Report to environment Canada-Environmental Protection Directorate, Ottawa, Ontario, Canada, January, 1986.

BELL, MORRIS, OSTER, Vent line void fraction and mass flow rates during top venting of high viscosity fluids. J. Loss Prev. Process Ind., 1993, vol. 6, n° 1.

BETTIS, NOLAN, MOODIE, Two phases flashing releases following rapid depressurisation due to vessel failure, IChemE symposium series, n° 102, p. 247-263.

R. BROWN, L. YORK, Sprays formed by flashing liquids jets, AIChE Journal, 1962, vol. 8, n° 2, p. 149.

CARTER, Flashing liquid flow calculations for use in risk assessment, Loss Prevention Bulletin 070.

DAGAN et al, A two-fluid model for critical flashing flows in pipes, Int. J. Multiphase Flow, vol. 19, n° 1, p. 15-25, 1993.

J.M. DELHAYE, Transferts de chaleur associés à l'ébullition ou à la condensation des corps purs sur des parois. Techniques de l'Ingénieur, A 1560-1.

DRIVAS, SABNIS, TEUSHER, Model simulates pipeline, tank-storage failures, Oil and Gas Journal, September 12, 1983, p. 162.

DRIVAS P.J. Calculation of evaporative emission from multicomponent liquid spills, Environ. Sci. Technol., 1982, 16, 726-728.

H.K. FAUSKE, M. EPSTEIN, Hazardous vapor clouds : release type aerosol formation and mitigation, 6th International Symposium "Loss prevention Safety Promotion in the process industries". OSLO, NORWAY, June 19-22, 1983.

H.K. FAUSKE, Emergency relief system design for reactive and non-reactive systems : extension of the DIERS Methodology. Plant/Op. Progress (vol. 7, n° 3), July, p. 153-158.

H.G. FISCHER, An overview of emergency relief system design practice. Plant/Op. Progress (vol. 10, n° 1), janvier 1991, p. 1-12.

B. FLETCHER, Flashing flow through orifices and pipes, CEP, March 1984.

FRIE, PAGE, DIAZ, Evaporation of contained and uncontained spills of multicomponent non ideal solution, 7th international symposium on loss prevention and safety promotion in the process industry, may 1992

W.J. HAGUE, W. PEPE, Flow chamber simulations of aerosol formation and liquid jet breakup for pressurized releases of hydrogen fluoride, Plant/Op. Progress (vol. 9, n° 2, p. 125).

JOHNSON, Prediction of aerosol formation from the release of pressurized, superheated liquids to the atmosphere, Int. conf. and workshop on modeling and mitigating the consequences of accidental releases of hazardous materials, may 20-24, New Orleans, 1991.

KAISER, A review of models for predicting the dispersion of ammonia in the atmosphere, Plant/Op. Progress, vol. 8, n° 1, p. 58-64.

R.J. LANTZY, Vapor cloud source modeling workshops chairman's report, Plant/Op Progress (vol. 11, n° 1), 1992, p. 41-45.

LANTZY, MYERS, PFENNING, MILLJAP, Atmospheric release tests of monomethylamine, J. Loss Prev. Process, Ind., 1990, vol. 3 January.

LIENHARD, DAY, The breakup of superheated liquid jets, Journal of Basic Engineering, September 1970, p. 515.

LEONELLI, STRAMIGIOLI, SPADONI, The modeling of pool vaporization, J. Loss Prev. Process Ind., 1994, volume 7, n°6.

PETTITT, HARDY, NOLAN, JONES, Characterisation of aerosol formed by the flashing process following catastrophic vessel rupture, AIChE Symposium, 1992, n° 288, vol. 88.

D.W. SALLET, Subcooled and saturated liquid flow through valves and nozzles. Journal of Hazardous Materials, 25 (1990), p. 181-191.

C.M. SHEPPARD, Diers churn-turbulent disengagement correlation extended to horizontal cylinders and spheres. J. Loss Prev. Process Ind., 1993, vol. 6, n° 3, p. 177-182.

SOZZI et SUTHERLAND, Critical flow of saturated and subcooled water at high pressure - Non equilibrium two-phase flow, A.S.M.E. Winter Meeting, Lahey-Wallis Eds, 1975, p.19-26.

I. SWIFT, Developments in emergency relief system design. The Chemical Engineer, August/September, 1984.

J. TILTUN, C. FARLEY, Predicting liquid jet breakup and aerosol formation during the accidental release of pressurized hydrogen fluoride, Plant/Op. Progress, vol. 9, n° 2, 1990, p. 120.

UIC, Cahier de sécurité n° 9 : Protection des appareils et canalisations contre les surpressions - DT 14, Union des Industries Chimiques, Mars 1990

VAN DEN AKKER, SNOEY, SPOELSTRA, Discharge of pressurised liquefied gases through apertures and pipes. AIChE Symp. Ser., 4th Inter. Symp. on Loss Prevention and Safety Promotion in the process Industries, 1983, n° 80, p. E23-E35.

VIGUIER, Ecoulements diphasiques lors de la vidange d'un réservoir de gaz liquéfiés sous pression. Comparaison eau CFC11-CFC113, Thèse de doctorat, Ecole des Mines de Paris 1992.

C.J. WHEATLEY, Discharge of liquid ammonia to moist atmospheres. Survey of experimental data and model for estimating initial conditions for dispersion calculations. SRD/HSE/R410. United Kingdom atomic energy, april, 1987.

WEBBER D.M., Source terms. J. Loss Prev. Process Ind., 1991, vol4, january.

WOODWARD J. An integrated model for discharge rate, pool spread, and dispersion from punctured process vessels. J. Los Prev. Process Ind., 1990, vol3, January.



INERIS

Institut national de l'environnement industriel et des risques

Parc technologique Alata
BP 2 - 60550 Verneuil-en-Halatte

Tél. : +33 (0)3 44 55 66 77 - Fax : +33 (0)3 44 55 66 99

E-mail : ineris@ineris.fr - Internet : <http://www.ineris.fr>